

Prarancangan Pabrik Fenol dan Aseton dari Cumene Menggunakan Proses KBR dengan Disain Alat Utama Menara Distilasi Fenol (D-106)

Tesa Agustin¹⁾, Desi Heltina²⁾

¹⁾Mahasiswa Program Studi Teknik Kimia, ²⁾Dosen Teknik Kimia
Program Studi Teknik Kimia S1, Fakultas Teknik Universitas Riau
Kampus Bina Widya Jl. HR. Soebrantas Km. 12,5 Simpang Baru, Panam,
Pekanbaru 28293

Email : tesa.agustin4911@student.unri.ac.id

ABSTRACT

The need for phenol and acetone in Indonesia is increasing every year. Based on data from the Central Bureau of Statistics, in the last 5 years, the amount of phenol imports was 20,000 - 26,000 tons/year and the amount of acetone imports was 17,000-22,000 tons/year. Phenol is used as raw material for caprolactam industry, raw material for bisphenol-A which is used in the manufacture of alkylphenols, phenolic resins, and anilines. While acetone is used as a solvent for waxes, gums, dyes, resins, oils and cellulose. The phenol and acetone factories were designed using the KBR process with cumene as raw material. This plant is planned to operate for 330 days per year and work continuously for 24 hours / day with capacity of 30,000 tons / year which will be established in Dumai, Riau. The main tool designed is a phenol distillation tower (D-106) which functions to separate phenol from its mixed compounds. The distillation tower has a height of 10.3548 m and a diameter of 2.286 m with a type of sieve tray distillation and torispherical head with a phenol product purity of 97%. Total Capital Investment for phenol and acetone factories was Rp. 185,258,095,680 with a Fixed Cost value of Rp. 71,474,886,729. The economic analysis of the feasibility of the factory shows that the factory is feasible to build, which can be seen from the analysis of the IRR value obtained of 49.82%, the ROI value of 19.84%, and the pay back period of 4.54 years.

Keywords: acetone, cumene, distillation tower, KBR process, phenol

1. PENDAHULUAN

Fenol dan aseton merupakan bahan baku kimia yang masih diimpor dari luar negeri. Fenol atau hidroksibenzen memiliki rumus molekul C_6H_5OH dan berat molekul sebesar 94,11 g/mol memiliki banyak kegunaan diantaranya sebagai bahan baku industri kaprolaktam yang digunakan dalam pembuatan nilon, bahan baku pembuatan bisfenol-A yang digunakan dalam industri plastik, bahan baku pembuatan alkilfenol, fenolik resin, dan anilin (Kirk dan Othmer, 1995).

Aseton yang dikenal juga sebagai 2-propanon atau dimetil keton merupakan bahan kimia yang digunakan sebagai pelarut untuk lilin, getah, zat warna, resin, minyak, dan selulosa karena memiliki daya

melarutkan yang sangat baik. Selain itu, aseton juga dimanfaatkan sebagai *carrier* bagi asetilena dalam proses pembuatan *coatings* dan plastik.

Dilihat dari banyak dan luasnya kegunaan kedua bahan kimia tersebut, tidak mengherankan jika kebutuhan industri terhadap fenol dan aseton dalam negeri juga meningkat disetiap tahunnya. Melalui data yang diperoleh dari Badan Pusat Statistik (BPS), dalam 5 tahun terakhir, nilai impor fenol berada dalam *range* 20.000 – 26.000 ton/tahun. Sedangkan nilai impor aseton berkisar 17.000 - 22.000 ton/tahun.

Jumlah impor fenol dan aseton diperkirakan akan terus meningkat tiap tahunnya. Permintaan akan fenol dan

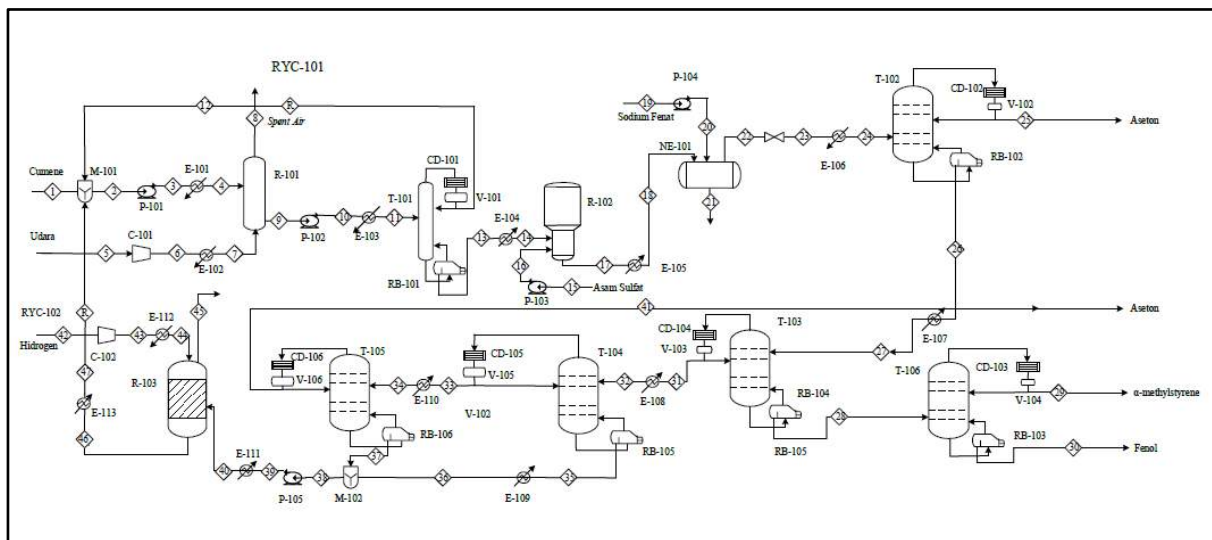
aseton yang tinggi tidak hanya terdapat di Indonesia, namun juga terjadi secara global. Berdasarkan data HIS Markit (2018), Asia merupakan wilayah permintaan fenol dan aseton tertinggi di dunia, diikuti oleh negara-negara di wilayah Amerika dan Eropa.

Oleh karena itu, dengan melihat nilai impor Indonesia dan kebutuhan dunia yang terus meningkat disetiap tahunnya terhadap fenol maupun aseton, maka pembangunan pabrik fenol dan aseton di Indonesia merupakan langkah yang tepat untuk mengurangi ketergantungan impor. Serta memiliki peluang dan prospek untuk

menjadi komoditi ekspor dikemudian hari. Peluang ini juga didukung dengan belum adanya pabrik fenol dan aseton yang berproduksi di Indonesia.

2. DESKRIPSI PROSES

Pabrik fenol dan aseton dirancang berdasarkan teknologi KBR (*Kellog Braun and Root*). Berdasarkan data impor Indonesia terhadap fenol dan aseton, kapasitas pabrik yang akan dirancang sebesar 30.000 ton/tahun. *Flowsheet* proses pembuatan fenol dan aseton dengan proses KBR dapat dilihat pada Gambar 2.1.



Gambar 2.1 *Flowsheet* Proses Pembuatan Fenol dan Aseton dengan Proses KBR

Proses pembuatan fenol dan aseton dimulai melalui reaksi oksidasi cumene menggunakan udara. Udara yang digunakan harus mengandung oksigen. Oksidasi dilakukan didalam reaktor oksidasi dengan kode R-101 dengan kondisi operasi temperature 115° C dan tekanan 2 bar. Dimana keluaran yang dihasilkan adalah CHP, dengan produk samping DMBA, ACP (*Acetophenone*), *methanol*, dan cumene yang tidak bereaksi.

CHP dan produk samping tersebut di alirkan menuju reaktor *cleavage* dengan kode R-102. Pada proses ini terjadi reaksi pemecahan cumene hidroperoksida (CHP) menjadi fenol dan aseton. Pada proses ini terbentuk produk samping berupa AMS, air, dan cumene yang tidak dapat bereaksi.

Reaksi dijalankan pada suasana asam dengan menggunakan asam sulfat (H_2SO_4) sebagai katalis dengan konsentrasi 98% (Kirk dan Othmer, 1995). Di dalam proses, AMS yang dihasilkan memiliki fraksi yang besar. Jika direaksikan dengan gas hidrogen didalam reaktor hidrogenasi (R-103) akan terbentuk cumene yang akan dikirimkan kembali ke reactor oksidasi (R-101).

Effluent cleavage mengandung asam sulfat, untuk menghindari masalah korosi pada peralatan, asam harus diekstraksi dan dinetralkan. Dalam proses penetralan produk yang mengandung asam sulfat dibutuhkan suatu proses penetralan menggunakan reaktor netralisasi (NE-101) dengan menggunakan basa berupa sodium

hidroksida sehingga menghasilkan garam dan air.

Setelah proses pembelahan didalam reaktor *cleavage* (R-102) dan tahap netralisasi (NE-101), produk akan difraksinasi dan dimurnikan di dalam menara distilasi. Produk dialirkan ke menara destilasi 2 (D-102) untuk memisahkan aseton sebagai produk atas dengan kemurnian 93,18%. Produk bawah dari D-102 yang terdiri dari cumene, aseton, ACP, fenol dan AMS selanjutnya dialirkan menuju kolom destilasi 3 (D-103) sebagai umpan. Distilat yang dihasilkan dari D-103 berupa cumene, aseton dan AMS selanjutnya dialirkan menuju D-104. Produk *bottom* dari D-103 yang terdiri dari ACP, cumene, AMS dan fenol di kirim menuju destilasi 6 (D-106).

Pada kolom destilasi 4 (D-104) terjadi proses pemisahan cumene dari komponen lainnya seperti aseton dan AMS. Produk destilat D-104 berupa cumene, aseton dan AMS selanjutnya diumpankan menuju unit destilasi 5 (D-105). Produk *bottom* dari D-104 berupa cumene dan aseton selanjutnya akan dialirkan menuju mixer (M-102) sebagai persiapan untuk menuju reaktor hidrogenasi (R-103).

Pada kolom destilasi 5 (D-105), produk *bottom* yang dihasilkan berupa cumene dan AMS. Sedangkan produk destilat menghasilkan produk utama aseton dengan kemurnian 86,13% yang selanjutnya dialirkan menuju tangki penyimpanan aseton.

Fraksinasi fenol terjadi pada distilasi 6. Fenol dihasilkan sebagai *bottom product* dengan kemurnian 97% yang selanjutnya akan dialirkan menuju tangki penyimpanan fenol. Produk distilat yang dihasilkan merupakan produk samping utama dari proses pabrik fenol dan aseton dengan proses KBR adalah α -methylstyrene (AMS) yang kemudian dialirkan menuju tangki penyimpanan AMS.

3. DISAIN ALAT UTAMA

Alat utama yang akan dirancang adalah menara distilasi fenol (D-106).

Menara distilasi fenol dirancang untuk memisahkan dan memurnikan fenol dari senyawa campurannya yaitu cumene, ACP, dan AMS. Jenis distilasi yang digunakan untuk pemisahan fenol adalah *tray tower*. Sedangkan jenis *tray* yang digunakan adalah *sieve tray*, dimana proses berlangsung pada tekanan atmosferik yaitu 1 atm.

Menurut Sinnott (2005), *sieve tray* memiliki beberapa keunggulan yaitu memiliki kapasitas yang tinggi, efisiensi yang tinggi yaitu sekitar 70-90%, *pressure drop* rendah, konstruksi *sieve tray* sederhana, dan relatif murah. Produk fenol yang dihasilkan pada menara distilasi memiliki kemurnian mencapai 97%.

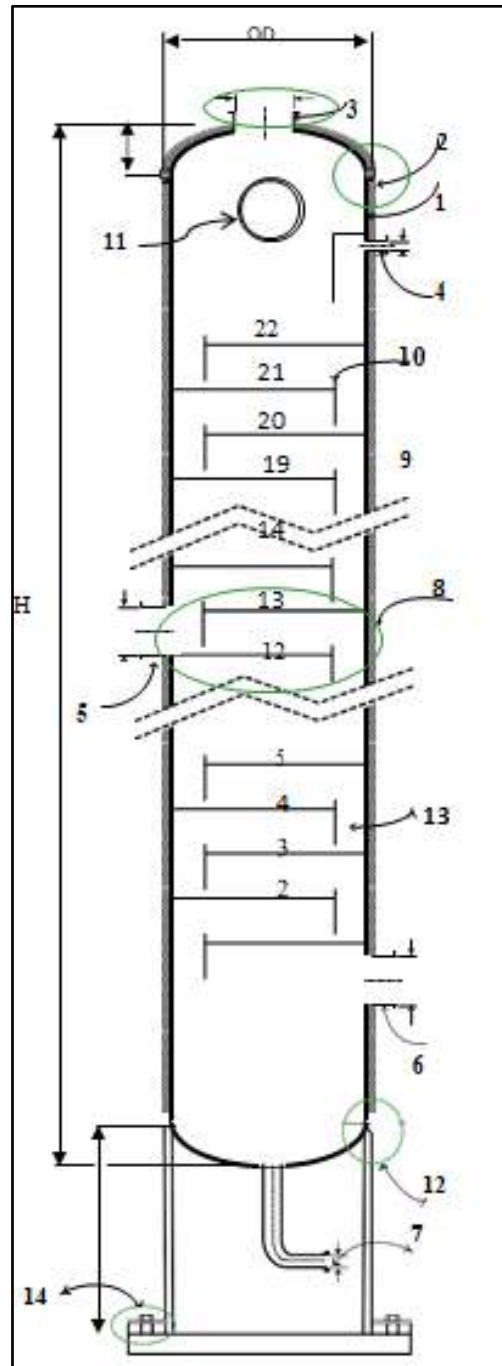
Spesifikasi menara distilasi fenol (D-106) yang dirancang dapat dilihat pada Tabel 3.1.

Tabel 3.1 Spesifikasi Menara Distilasi Fenol (D-106)

LEMBAR SPESIFIKASI			
Nama Alat	Menara Distilasi Fenol	Kode Alat	D-106
Fungsi	Memisahkan fenol dari campuran cumene, ACP, dan AMS		
Jenis	Sieve tray distillation		
Kondisi Operasi			
Tekanan Operasi (atm)		1	
Temperatur Operasi (°C)		180	
Laju Alir Umpan (Kg/jam)		4243,6926	
Laju Alir Distilat (Kg/jam)		328,5357	
Laju Alir Bottom (Kg/jam)		3915,1569	
Material and Design			
Bahan		Carbon steel SA-283 grade C	
Jenis Shell		Cylindrical Shell	
Efisiensi Pengelasan		0,8	
Allowable Stress (psi)		13700	

Faktor Korosi (in)	0,125	
Jumlah Plat Aktual	22	
Diameter Dalam, ID (in)	83,8247	
Diameter Luar, ID (in)	90	
Tinggi Menara, H (in)	407,6693	
Tebal <i>Shell</i> , t_s (in)	0,1875	
Jenis <i>Head</i>	<i>Torispheri-cal</i>	
Tebal <i>Head</i> , t_h (in)	0,1875	
Sf (in)	2	
Icr (in)	5,5	
Tinggi <i>Head</i> , OA (in)	15,9357	
Spesifikasi <i>Plate</i>		
	<i>Top</i>	<i>Bottom</i>
<i>Downcomer Area</i> , Ad (m ²)	0,2449	0,2992
<i>Active Area</i> , Aa (m ²)	2,0406	2,9601
<i>Hole Area</i> , Ah (m ²)	0,2213	0,296
<i>Hole Diameter</i> , Dh (m)	0,005	
Tinggi <i>Weir</i> , hw (m)	0,05	
Tebal <i>Plate</i> (m)	0,005	
Jumlah <i>Hole</i>	11.274	
Ukuran <i>Pipa dan Nozzle</i>		
Pipa <i>Feed</i> , NPS (in)	1,25	
Pipa <i>Liquid</i> Keluaran Atas, NPS (in)	0,375	
Pipa <i>Refluks</i> , NPS (in)	0,125	
Pipa gas Keluaran Atas, NPS (in)	2	
Pipa <i>Liquid</i> Keluaran Dasar Menara, NPS (in)	1,25	

Adapun disain penampang membujur menara distilasi fenol dapat dilihat pada Gambar 3.1.



Gambar 3.1 Disain Penampang Membujur Menara Distilasi

Keterangan Gambar 3.1:

1. *Shell*
2. *Flange* dan *bolt*
3. Pipa keluar uap atas
4. Pipa masuk *refluks*
5. Pipa masuk umpan
6. Pipa masuk dari *reboiler*

7. Pipa keluar *bottom*
8. *Plate area*
9. *Sieve tray*
10. *Weir*
11. *Manhole*
12. *Skirt*
13. *Downcomer*
14. *Chair anchor bolt*

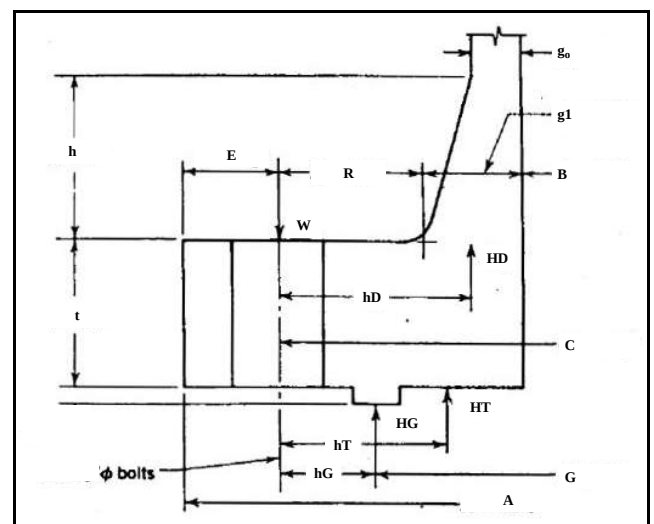
Spesifikasi disain mekanis menara distilasi fenol (D-106) dapat dilihat pada Tabel 3.2.

Tabel 3.2 Spesifikasi Disain Mekanis Menara Distilasi Fenol (D-106)

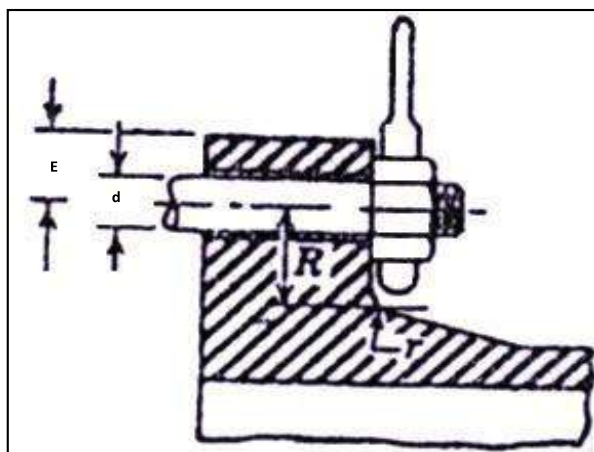
Spesifikasi Flange Pada Sambungan Head Dengan Shell	
Material Flange	SA 283 Grade C
Tegangan Material Flange	13.700 psi
Diameter Luar Flange, A (in)	99,29
Diameter Dalam Flange, B (in)	90
Tebal Flange (in)	2,3099
Material Gasket	Asbestos Composition
Lebar Gasket (in)	0,15
Diameter Gasket (in)	90,3497
Material Bolt	SA 193 Grade B7
Tegangan dari Material Baut (psi)	20.000
Jumlah Baut	8
Ukuran Baut, d (in)	1,5
Minimum Radius Distance, R (in)	2
Edge Distance, E (in)	1,5
Maksimum Fillet Radius, r (in)	0,625
Bolt Spacing, B _s (in)	3,25
Penyangga Distilasi	
Jenis Penyangga	Skirt
Diameter Luar Skirt, OD (in)	97,3569
Tebal Skirt (in)	0,1875
Ukuran Baut (in)	1,5
Jumlah Baut (in)	8
Lebar Base Ring (in)	1,3259

Ketebalan Base Ring (in)	1,12
Manhole Accses	
Diameter Manhole (in)	20
Ketebalan Cover Plate (in)	0,375
Bolting-flange after finishing (in)	0,25
Ketebalan Manhole (in)	0,375
Ukuran Fillet Weld A (in)	0,1875
Ukuran Fillet Weld B (in)	0,375
Approx Radius, R (in)	0,375
Width of Renforcing Plate (in)	54
Diameter Bolt Circle, DB (in)	26,25
Diameter of Cove Plate	28,75 in

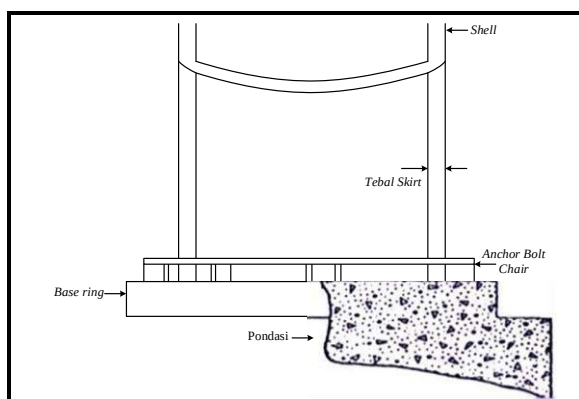
Adapun disain mekanis menara distilasi fenol dapat dilihat pada Gambar berikut.



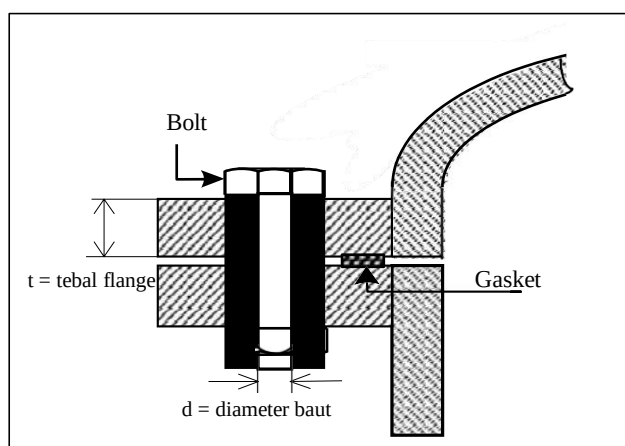
Gambar 3.2 Disain Flange Menara Distilasi Fenol



Gambar 3.3 Disain Baut



Gambar 3.4 Disain Penyangga Jenis Skirt pada Menara Distilasi



Gambar 3.5 Disain Gasket

4. ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi merupakan tahap akhir dalam prarancangan pabrik yang bertujuan untuk menghitung biaya-biaya yang dibutuhkan serta kelayakan pabrik tersebut untuk didirikan.

4.1 Plant Cost Estimation

Plant cost estimation atau modal investasi merupakan perkiraan ekonomi pendirian suatu pabrik hingga pabrik tersebut beroperasi. Modal investasi dapat diperoleh dari beberapa investor, dengan perkiraan 40% dari modal keseluruhan investor dan 60% modal pinjaman dari Bank. Yang termasuk kedalam *cost plat estimation* adalah *Fixed Capital Invesment* (FCI) dan *Working Capital Invesment* (WCI). Adapun hasil perhitungan *cost plat estimation* ditampilkan pada Tabel 4.1.

Tabel 4.1 Plant Cost Estimation

Direct Cost (DC)		
Biaya Peralatan (E)		Rp 57.868.038.563,70
Instalation Equipment and Painting	25% E	Rp 14.467.009.640,93
Instrumentasi dan Control	10% E	Rp 5.786.803.856,37
Piping	20% E	Rp 11.573.607.712,74
Electrical Installation	11% E	Rp 6.365.484.242,01
Building	20% E	Rp 11.573.607.712,74
Fasilitas Pelayanan	40% E	Rp 23.147.215.425,48
Yard Improvement	20% E	Rp 11.573.607.712,74
Land	4,5% E	Rp 2.604.061.735,37
Total		Rp 133.385.828.889,33
Indirect Cost (IC)		
Teknisi dan Supervise	5% DC	Rp 6.669.291.444,47
Construction Expense and Contractor	10% FCI	Rp 16.673.228.611,17
Legal Expenses	1% FCI	Rp 1.667.322.861,12
Kontigensi	5% FCI	Rp 8.336.614.305,58
Total		Rp 133.385.828.889,33
Fixed Capital Invesment (FCI)	DC + IC	Rp 166.732.286.111,67
Working Capital Invesment (WCI)	10% TCI	Rp 18.525.809.568
Total Capital Invesment (TCI)	FCI + WCI	Rp 185.258.095.680

4.2 Total Production Cost

Total Production Cost (TPC) merupakan keseluruhan biaya yang dikeluarkan pada pengolahan bahan baku menjadi bahan jadi dan sampai produk berada di pasar. Biaya produksi total meliputi *Manufacturing Cost* dan *General Expenses*. Perhitungan TPC berdasarkan pada Tabel 6.18 (Peters *et al.*, 2003). Hasil perhitungan TPC dapat dilihat pada Tabel 4.2.

Tabel 4.2 Total Production Cost

Direct Production Cost (DPC)		
Raw Material		Rp 105.057.569.277,73
Operating Labor (OL)		Rp 13.742.400.000
Direct Supervisory & Cleaning Labor	10% OL	Rp 1.374.240.000
Utilitas	12% TPC	Rp 27.019.518.180,403
Maintenance & Repairs (M)	4% FCI	Rp 6.669.291.444,47
Operating Supplies	0,5% FCI	Rp 8.336.614,31
Laboratory Charges	10% OL	Rp 1.374.240.000
Patents and Royalty	2% TPC	Rp 4.466.036.062,876
Total		Rp 128.226.077.336,51
Fixed Charges (FC)		
Depresiasi	10% FCI	Rp 16.673.228.611,17
Local taxes	2% FCI	Rp 3.334.645.722,23
Asuransi	0,8% FCI	Rp 1.333.858.288,89
Interest	8,25% TCI	Rp 15.283.792.893,57
Total		Rp 136.625.525.515,86
Plant Overhead Cost (POC)	50%(OL+M)	Rp 10.205.845.722,23
Manufacturing Cost (MC)	DPC + FC + POC	Rp 206.543.002.817,88
General Expenses (GE)		
Administration Cost	2,005% TPC	Rp 4.477.201.153,03
Distribution and Marketing Cost	2,5% TPC	Rp 5.582.545.078,6
Research and Development Cost	3% TPC	Rp 6.699.054.094
Total		Rp 16.758.800.325,94
Total Production Cost (TPC)	MC + GE	Rp 223.301.803.143,82

4.3 Analisa Kelayakan

Untuk mengetahui apakah keuntungan yang diperoleh nantinya cukup besar atau tidak, serta untuk menentukan apakah pabrik akan layak didirikan ditahun mendatang maka diperlukam analisa kelayakan. Ada beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan, antara lain sebagai berikut.

4.3.1 Return On Invesment (ROI)

ROI merupakan laju pengembalian modal yang ditinjau dari keuntungan yang diperoleh atas investasi yang ditanamkan. Berdasarkan Tabel 8-1 (Perry, 2008) diketahui bahwa untuk pabrik dengan proses teknologi yang baru, nilai minimal ROI yang dapat diterima adalah dalam rentang 16-24%. Pada prarancangan pabrik fenol dan aseton dengan proses KBR diperoleh nilai ROI sebesar 19,84%. Nilai ini menunjukkan pabrik ini layak untuk didirikan karena ROI berada pada rentang nilai yang diperbolehkan.

4.3.2 Payback Period (PBP)

Payback period menunjukkan seberapa cepat proyek dapat mengembalikan investasi awalnya. Nilai ini diperoleh dari perbandingan antara investasi total pabrik yang dikurangi modal kerja dengan aliran kas masuk (*cash flow*) (Peters *et al.*, 2003). Pada perancangan pabrik fenol dan aseton, diperoleh *pay back period* selama 4,54 tahun. Nilai ini menunjukkan pabrik ini layak untuk didirikan karena pengembalian modal hendaknya kurang dari 5 tahun masa operasi.

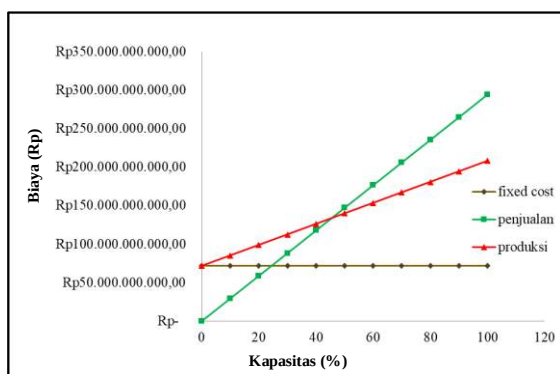
4.3.3 Internal Rate of Return (IRR)

Net present worth merupakan suatu metode pendekatan dengan menggunakan IRR yang dihitung dengan cara *trial and error* agar nilai *total present value* selama umur pabrik akan sama dengan nilai *capital investment cash position* yang menunjukkan efek *cash flow* terhadap waktu operasi pabrik ($PV = TCI$ atau $NPV = 0$). IRR merupakan tingkat suku bunga dari suatu proyek dalam jangka waktu tertentu, yang bila dipakai untuk mencari harga saat ini,

dari nilai penerimaan dan pengeluaran akan sama dengan jumlah investasi yang ditanam (Peters *et al.*, 2003). Dari hasil perhitungan didapat IRR 49,82 % hal ini diharapkan dapat menarik investor untuk berinvestasi.

4.3.4 Break Even Point

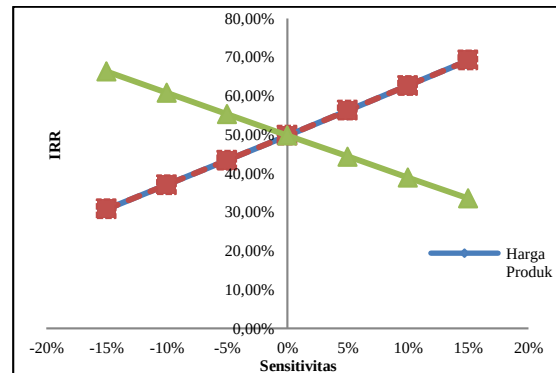
Break even point merupakan titik impas yang menunjukkan pada tingkat berapa biaya dan penghasilan dengan jumlah yang sama. BEP menggambarkan keadaan dimana pabrik tidak mengalami kerugian maupun keuntungan dengan menghubungkan tiga variabel biaya yaitu *fixed cost*, biaya produksi dan penjualan. Berdasarkan hasil perhitungan nilai BEP yang dihasilkan adalah 50 %. Sehingga memiliki arti bahwa pada kapasitas produksi sebesar 50%, pabrik tidak mengalami keuntungan maupun kerugian. Grafik BEP dapat dilihat pada Gambar 4.1.



Gambar 4.1 Grafik Perhitungan BEP

4.3.5 Analisa Sensitivitas

Analisa sensitivitas bertujuan untuk mengetahui besarnya pengaruh perubahan harga bahan baku, volume penjualan, dan penjualan terhadap nilai *Discounted Cash Flow* (IRR).



Gambar 4.2 Analisa Sensitivitas Terhadap Nilai IRR Ditinjau dari Produk Fenol

5. KESIMPULAN

Kapasitas pabrik fenol dan aseton dari cumene menggunakan prosese KBR adalah sebesar 30.000 ton/tahun dengan desain kolom distilasi fenol yang dirancang memiliki tinggi sebesar 10,3548 m dan diameter sebesar 2,286 m dengan jenis *sieve tray distillation* dan *torispherical head* dengan kemurnian produk fenol sebesar 97%.

Total Capital Investment (TCI) pabrik fenol dan aseton sebesar Rp.185.258.095.680 dengan nilai Fixed Cost (FC) sebesar Rp.71.474.886.729. Analisa kelayakan pabrik menunjukkan bahwa pabrik layak didirikan, yang dapat ditinjau dari analisa nilai IRR yang diperoleh sebesar 49,82 %, nilai ROI sebesar 19,84%, *pay back period* selama 4,54, dan nilai BEP (Break Even Point) pabrik fenol dan aseton didapatkan pada kapasitas produksi sebesar 50 %.

DAFTAR PUSTAKA

- HIS Markit. 2018. Chemical Economics Handbook. www.ihsmarkit.com. Diakses tanggal 17 Oktober 2019.
- Kirk R.E. dan Othmer, D.F. (1995). *Encyclopedia of chemical technology, 4th edition, vol. 18*. New York: A Willey Interscience Publication.
- Perry, R.H. (2008). *Perry's Chemical Engineering Handbook, 8th Edition*. New York: McGraw Hill Company.

Peters, M.S., Temmerhaus, K.D., dan West, R.D., 2003, *Plant Design and Economics For Chemical Engineers International Edition*, 5th Edition. New York: McGraw Hill Company.

Sinnot, R.K. (2005). *Coulson & Richardson :Chemical Engineering Series, Chemical Engineering Design, 4th ed*, Vol. 6. UK: Elsevier Butterworth-Heinemann.