

PRARANCANGAN PABRIK FENOL DAN ASETON DARI CUMENE DENGAN PROSES KBR DENGAN DISAIN ALAT UTAMA REAKTOR HIDROGENASI (R-103)

Monaeka Sitinjak¹⁾, 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

E-mail : monaeka.sitinjak5244@student.unri.ac.id

ABSTRACT

Phenol or hydroxybenzene is an organic compound which is widely used. Phenols are also used to produce various substances such as bisphenol-A, phenolic resins, caprolactam, alkyl phenols, and anilines. Acetone is used as a solvent for gums, waxes, resins, oils, dyes and cellulose because it has excellent dissolving properties. The wide use of these materials causes the domestic demand for phenol and acetone to increase every year. This chemical plant is designed to produce phenol and acetone with a capacity of 30,000 tonnes per year. One of the main equipment in this plant is the hydrogenation reactor (R-103). This equipment is designed for the hydrogenation reaction scene between alpha methyl styrene (AMS) and hydrogen. The output of the reactor is in the form of cumene which will be recycled to be fed to M-101 and then used as raw material for making CHP on R-101. This type of reactor is a bubble column reactor using a cooling jacket and is operated at a temperature of 388.15 K and a pressure of 3.039 bar. The liquid feed flow rate is 1353,6109 kg per hour. The gas feed flow rate is 51,274 kg per hour, consisting of cumene and AMS for liquid feed and hydrogen for gas feed. The reactor height is 2,875 m, diameter of 1.3716 with a support and head types, namely torispherical and dished. Economic analysis is carried out to see the feasibility of the factory. Based on the economic feasibility analysis, the phenol and acetone factories were feasible to be built with a 4-year PBP, 13.039% IRR, 25.03% ROI, and 50% BEP.

Keywords: phenol, acetone, hydrogenation, reactor bubble column, economic analysis

1. PENDAHULUAN

Pembangunan ekonomi di Indonesia saat ini tengah memasuki era globalisasi industri. Dalam konteks ini, pengembangan industri kimia merupakan salah satu aspek penting untuk mencapai tujuan tersebut. Tetapi dalam realisasinya, industri kimia masih dihadapkan dengan persoalan terkait pemenuhan bahan baku pembuatan produk. Dengan kata lain penggunaan Jasa impor bahan baku tentunya akan tetap berlangsung demi

memenuhi kebutuhan industri dalam negeri.

Fenol dan aseton adalah 2 di antara bahan baku kimia yang hingga saat ini masih diperoleh dari luar negeri. Dimana fenol atau hidrosibenzena merupakan zat kimia organik yang sangat luas penggunaannya. Selain digunakan sebagai zat perantara dalam pembuatan herbisida, minyak pelumas, insektisida, dan lainnya, fenol juga digunakan untuk menghasilkan berbagai zat antara kimia seperti

bisphenol-A, phenolic resin, caprolactam, alkyl phenol, dan anilin (Kirk dan Othmer, 1991).

Aseton juga dikenal dengan nama lain 2-propanon atau dimetil keton. Ketene, methyl metacrylate, bisphenol A, diacetone alcohol, methyl isobutyl ketone, hexylene glycol dan isophorone merupakan produk dari sintesis kimia yang menggunakan bahan baku aseton. Aseton juga diketahui digunakan sebagai pelarut untuk getah, lilin, resin, minyak, zat warna dan selulosa karena memiliki daya melarutkan yang sangat baik. Selain itu, bahan kimia ini pun dimanfaatkan sebagai carrier bagi asetilena dalam proses pembuatan coatings dan plastik.

Dilihat dari luasnya penggunaan akan bahan tersebut, tidak mengherankan jika permintaan akan pemenuhan kebutuhan industri terhadap fenol dan aseton dalam negeri juga meningkat disetiap tahunnya. Hal ini sejalan dengan data yang disajikan melalui Badan Pusat Statistik (BPS) (2019), menyatakan bahwa dalam 5 tahun terakhir, nilai impor fenol berada dalam range 20.000 – 26.000 ton/tahun. Sedangkan aseton menduduki nilai impor berkisar 17.000 - 22.000 ton/tahun.

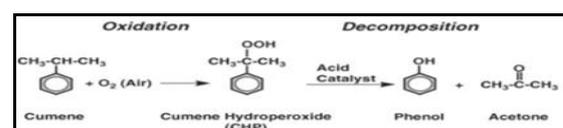
Berdasarkan data tersebut, maka kebutuhan akan fenol dan aseton akan terus mengalami peningkatan mengingat kebutuhan penggunaan bahan tersebut bagi industri lain. Oleh karena itu perancangan pabrik fenol dan aseton di Indonesia merupakan langkah tepat guna mengurangi ketergantungan akan impor dari negara lain. Serta diharapkan dapat menjadi komoditi ekspor dikemudian hari. Dengan demikian diharapkan pembangunan pabrik fenol dan aseton dapat membantu meningkatkan produksi dalam negeri sehingga dapat memperbaiki struktur

perekonomian dan memperluas lapangan pekerjaan.

2. DESKRIPSI PROSES

2.1 Tahapan Reaksi

Produksi Fenol menggunakan bahan baku cumene merupakan proses pembuatan fenol yang paling banyak digunakan. Metode ini berdasarkan hasil *research* oleh Hock dan Lang pada tahun 1994, yang difokuskan pada pemisahan *cumyl hydroperoxide* menjadi fenol dan aseton (Chauvel dan Gilles, 1989). Cumene merupakan produk yang didapatkan melalui reaksi antara benzene dan propilen. Pembentukan dari reaksi alkilasi dilakukan pada larutan yang ditambahkan dengan katalis asam seperti asam fosfat dan aluminium klorida. Umumnya, sebagian besar cumene di produksi menggunakan katalis heterogen zeolite. Pada proses ini cumene hidroperoksida yang dibentuk melalui reaksi oksidasi cumene dengan cepat terdekomposisi menjadi fenol dan aseton dengan bantuan katalis asam kuat. Reaksi pembentukan fenol dan aseton dari cumene adalah sebagai berikut:



Gambar 2.1 Reaksi pembentukan fenol (Meyers, 2005)

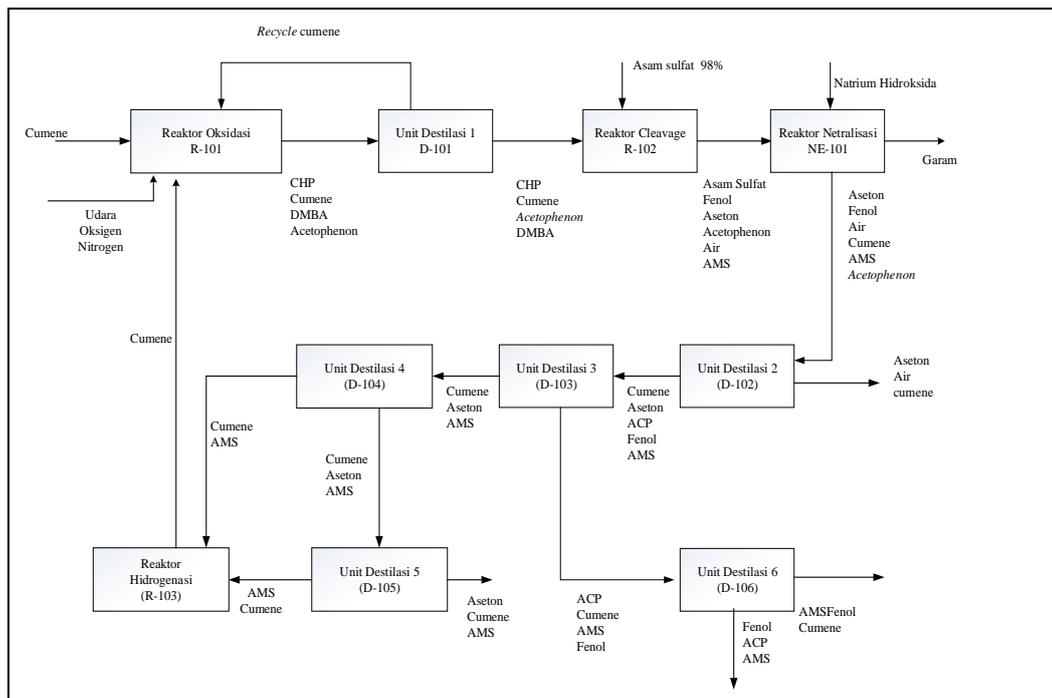
Berdasarkan gambar dapat diketahui bahwa reaksi produksi fenol dan aseton dimulai melalui reaksi oksidasi menggunakan udara. Udara yang digunakan harus mengandung oksigen. Oksidasi dilakukan didalam reaktor oksidator dengan kode R-101 dengan kondisi operasi temperature 115 °C dan tekanan 2 bar. Dimana keluaran yang dihasilkan bukan hanya CHP tetapi

terdapat juga, DMBA, ACP (*Acetophenone*), *methanol*, dan cumene yang tidak bereaksi.

Setelah melewati oksidator, CHP dan produk samping kemudian dialirkan menuju reaktor pembelahan dengan kode R-102. Pada proses ini terjadi reaksi pemecahan cumene hidroperoksida menjadi fenol dan aseton. Reaksi dijalankan pada suasana asam dengan menggunakan asam sulfat yang berfungsi sebagai katalis dengan konsentrasi 98% (Kirk dan Othmer, 1995). Pada tahapan pembelahan (*cleavage*) terjadi dekomposisi cumene hidroperoksida menjadi fenol dan aseton. Pada proses ini

terbentuk produk samping berupa AMS, AC, air, dan cumene yang tidak dapat bereaksi.

Effluent cleavage mengandung asam sulfat yang digunakan sebagai katalis untuk reaksi pembelahan. Untuk menghindari masalah korosi pada peralatan, asam harus diekstraksi dan dinetralkan. Asam diekstraksi dari fase organik menjadi fase berair dan kemudian dinetralkan dengan natrium hidroksida. Setelah mengalami netralisasi selanjutnya luaran akan menjalani proses pemisahan dan pemurnian. Berikut ditampilkan *Block diagram* dalam Gambar 2.2.



Gambar 2.2 *Block Diagram* Proses Produksi Fenol dan Aseton

Dalam proses penetralan produk yang mengandung asam sulfat atau H_2SO_4 dibutuhkan suatu proses penetralan menggunakan reaktor netralisasi (NE-101) dengan menggunakan basa berupa sodium hidroksida sehingga menghasilkan garam dan air. Dimana air ini nantinya dapat diolah kembali atau dibuang. Selain itu,

AMS (*α-methylstyrene*) merupakan produk samping yang terbentuk karena proses degradasi DMBA pada proses oksidasi cumene menggunakan udara. Di dalam proses, AMS yang berhasil dihasilkan memiliki fraksi yang besar, dengan begitu jika direaksikan dengan gas hydrogen didalam reaktor hidrogenasi (R-103),

sehingga akan terbentuk cumene. Berikut merupakan reaksi pembentukan cumene dari AMS yang direaksikan menggunakan gas hidrogen. Cumene yang dihasilkan kemudian akan di *recycle* untuk diumpangkan menuju M-101 yang nantinya akan dijadikan bahan baku pembuatan CHP pada R-101 yang nantinya akan dijadikan bahan baku pembuatan CHP pada R-101.

2.2 Proses Pemisahan dan Pemurnian

Setelah proses pembelahan didalam reaktor *cleavage* (R-102) dan tahap netralisasi (NE-101), campuran organik difraksinasi dan dimurnikan. Sistem fraksinasi aseton bertujuan untuk pemisahan aseton dan hidrokarbon dari fenol dan komponen lainnya dalam produk penetralisasi dan pemurnian produk aseton. Fraksinasi aseton dilakukan di unit destilasi 2 (D-102), produk netralisasi difraksinasi menjadi produk atas pada aliran 26 dengan temperatur 70 °C yang terdiri dari produk utama aseton dengan kemurnian 93,18% diikuti dengan air dan cumene sebagai produk samping. Kolom destilasi aseton dioperasikan pada tekanan atmosferik dengan temperatur umpan, destilat dan *bottom* secara berurutan 84,1 °C ; 71 °C ; dan 167,5 °C. Produk bawah dari D-102 yang terdiri dari cumene, aseton, ACP, fenol dan AMS selanjutnya dialirkan menuju kolom destilasi 3 (D-103) sebagai umpan.

Temperatur umpan D-103 adalah 167,5 °C dengan tekanan 1,013 bar. Distilat yang dihasilkan dari D-103 berupa cumene, aseton dan AMS dengan temperatur 158,2 °C selanjutnya dialirkan menuju D-104 melalui aliran 33 melewati *heat exchanger* untuk menurunkan temperatur menjadi 133,9 °C yang akan menjadi temperatur umpan dari D-104. Produk *bottom* dari D-103 yang terdiri dari

ACP, cumene, AMS dan fenol dengan temperatur keluaran 180 °C di kirim menuju destilasi 6 (D-106) untuk difraksinasi.

Pada kolom destilasi 4 (D-104) terjadi proses pemisahan cumene dari komponen lainnya seperti aseton dan AMS. Temperatur bagian umpan, destilat dan *bottom* pada unit D-104 secara berurut yaitu 133,9 °C ; 151,6 °C ; dan 164,9 °C. Produk destilat D-104 berupa cumene, aseton dan AMS selanjutnya diumpangkan menuju unit destilasi 5 (D-105) dengan temperatur umpan 120 °C pada tekanan 1,013 bar. Produk *bottom* dari D-104 berupa cumene dan aseton selanjutnya akan dialirkan menuju mixer (M-102) sebagai persiapan untuk menuju reaktor hidrogenasi

Kolom destilasi 5 (D-105), dioperasikan dengan temperatur umpan, destilat dan *bottom* secara berurut yaitu 120 °C ; 86 °C ; dan 186 °C. *Bottom product* yang dihasilkan dari D-105 berupa cumene dan AMS. Sedangkan produk destilat menghasilkan produk utama aseton dengan kemurnian 86,13% yang selanjutnya dialirkan menuju tangki penyimpanan aseton.

Sistem fraksinasi fenol dimulai dengan mengumpangkan produl bawah dari aliran D-103 yang terdiri fenol, *acetophenone*, cumene dan AMS dengan temperature 180 °C . Tujuan dari bagian fraksinasi fenol adalah untuk mengisolasi dan memurnikan produk fenol. Fenol dihasilkan sebagai *bottom product* dengan kemurnian 96,74 pada temperatur 200 °C. Distilat yang dihasilkan dari D-106 berupa AMS, cumene dan sedikit fenol dengan temperatur 152 °C. Sedangkan *bottom product* merupakan keluaran fenol dengan kemurnian 96,18 % disertai kondisi keluaran T = 200 °C tekanan 1,013 bar.

Salah satu produk sampingan utama dari proses pabrik fenol dan aseton dengan proses KBR adalah α -methylstyrene (AMS), yang dibentuk oleh dehidrasi dimetilbenzil alkohol (DMBA), suatu produk sampingan dalam proses oksidasi. Pada bagian ini, AMS dihidrogenasi pada R-103 menjadi cumene untuk di *recycle* di R-101. Hidrogenasi dapat dilakukan umumnya dalam sistem reaktor gelembung (*bubble reactor*) R-103. Sebagai alternatif, AMS dapat diperoleh kembali sebagai produk sampingan dari pabrik fenol dan aseton pada keluaran atas T-106.

3. METODOLOGI

Adapun langkah-langkah dalam perancangan pabrik Fenol dan Aseton ini adalah sebagai berikut :

1. Pengumpulan sumber data pendukung pendirian pabrik dan proses produksi yang akan dilakukan.
 2. Perhitungan neraca massa dan energi pada setiap unit.
 3. Perhitungan jaringan alat penukar panas dan massa.
 4. Perhitungan dan disain setiap unit utama dan utilitas yang akan digunakan. Penentuan spesifikasi setiap unit utama dan utilitas yang akan digunakan.
 5. Penambahan system pengendalian dan instrumentasi proses yang dibutuhkan dalam pabrik.
 6. Analisa dan disain alat utama
 7. Analisa ekonomi yang meliputi :
 - a. Analisa pasar, prospek industri dan pemasaran produk.
 - b. Penentuan kapasitas produksi, kebutuhan akan produk yang akan dihasilkan.
 - c. Managemen yang meliputi pemeliharaan lokasi pendirian pabrik dan pertimbangan-pertimbangan pendukung.
- d. Studi kelayakan pasar, kelayakan teknis, kelayakan manajemen, studi kelayakan budaya, studi kelayakan lingkungan dan studi kelayakan legal.
 - e. Tata letak pabrik, tata letak alat dan *master schedule* pendirian pabrik.
 - f. Struktur organisasi pabrik yang meliputi sistem kerja karyawan, jumlah karyawan, sistem penggajian karyawan dan kesejahteraan karyawan.
 - g. Melakukan perhitungan ekonomi dari penaksiran harga peralatan utama dan utilitas.
 - h. Melakukan perhitungan ekonomi dan kelayakan ekonomi dari pabrik yang mencakup :
 - Perkiraan biaya pembangunan pabrik berdasarkan spesifikasi yang telah dibuat dan biaya manufacturing berdasarkan kebutuhan bahan baku dan utilitas pada neraca massa dan energi.
 - Menilai kelayakan ekonomi pabrik dengan memperkirakan aliran kas tahunan (*pro-forma*) dan kemudian menghitung parameter kelayakan: *Return on Investment* (ROI), *Net Present Value* (NPV), *Internal Rate of Return* (IRR), dan *Break-Even Point* (BEP).
 - Melakukan analisis sensitivitas untuk mengetahui faktor-faktor yang secara signifikan mempengaruhi kelayakan proyek. Analisis dilakukan terhadap variabel-variabel: harga bahan baku, harga produk, penjualan, dan gaji karyawan.

Prosedurnya adalah memvariasikan nilai suatu variabel dengan menjaga variabel-variabel lainnya tetap (*ceteris paribus*) untuk melihat kecenderungan pengaruhnya terhadap keuntungan serta nilai maksimal atau minimalnya agar hasil operasional pabrik memberikan IRR lebih besar dari minimum.

4. Disain Alat Utama Reaktor Hidrogenasi (R-103)

Reaktor Hidrogenasi (R-103) adalah alat yang berfungsi sebagai tempat terjadinya reaksi hidrogenasi antara AMS dan Hidrogen. Produk keluaran reaktor berupa cumene akan di *recycle* untuk diumpankan menuju M-101 yang nantinya akan dijadikan bahan baku pembuatan CHP pada R-101. Perancangan reaktor hidrogenasi dilakukan atas beberapa tahapan yakni :

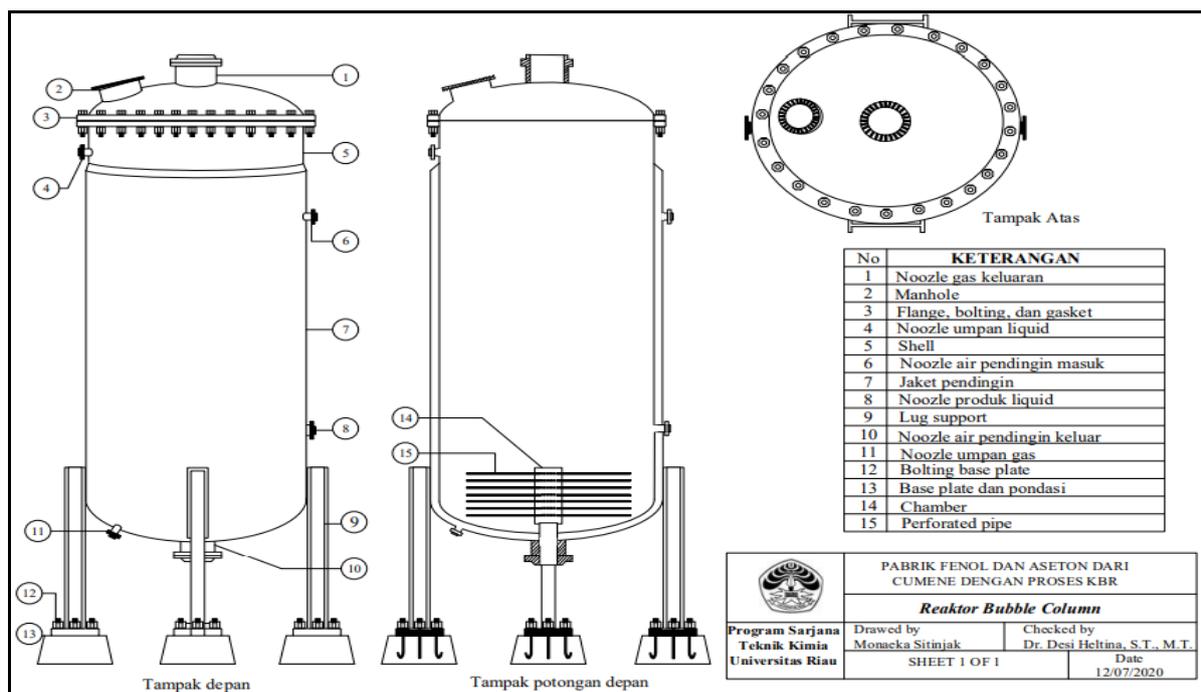
1. Menentukan volume reaksi dan waktu tinggal.
2. Menentukan jenis reaksi (endotermis atau eksotermis).
3. Pilih kondisi operasi yang diperlukan (isothermal atau adiabatik).
4. Pilih tipe reaktor jenis *bubble column*.
5. Tentukan spesifikasi alat.
6. Rancang reaktor bagian internal dan aksesoris pendukung alat (support, nozzle, flange, dll).

Adapun hasil perancangan reaktor hidrogenasi (R-103) didapatkan spesifikasi alat yang dapat dilihat pada Tabel 4.1.

Tabel 4.1 Spesifikasi reaktor hidrogenasi

Spesifikasi Reaktor Hidrogenasi		
Kode Alat	R-103	
Jenis	Reaktor <i>Bubble Column</i>	
Fungsi	Tempat reaksi hidrogenasi antara AMS dan Hidrogen	
Material Konstruksi	Carbon Steel SA-283 Grade C	
Kondisi Operasi		
Temperatur	115 °C	388,15 K
Tekanan Operasi	3 atm	44,088 psia
Tekanan Desain	3,450462682 atm	50,70779593 psi
Konversi	100%	
Desain Shell		
Inside Diameter	1,195143742 m	47,05292862 in
Outside Diameter	1,3716 m	54 in
Tebal Plate	0,00617825 m	0,243238191 in
Tinggi Silinder Shell	2,39028748 m	94,10585725 in
Tinggi Cairan (H _L)	1,83162048 m	72,1110816 in
Desain Head		
Type	<i>Torispherical dished head</i>	
Tebal Head (th)	0,009525 m	0,375 in
Sf	0,028575 m	1,125 in
Icr	0,0508 m	2 in
r	0,597572194 m	23,52646 in
AB	0,546772194 m	21,52646 in
AC	1,167343168 m	45,95839 in
BC	1,28905 m	50,75 in
b	0,204256832 m	8,041607 in
OA	0,242356702 m	9,541607 in
Total Tinggi Reaktor	2,875000886 m	113,1890 in

Adapun bentuk dari reaktor hidrogenasi dapat dilihat dari Gambar 4.1 berikut ini :



Gambar 4.1 Detail Menara Destilasi

Spesifikasi dari alat pendukung menara destilasi dapat dilihat pada Tabel 4.2 berikut ini :

Tabel 4.2 Spesifikasi Alat Pendukung

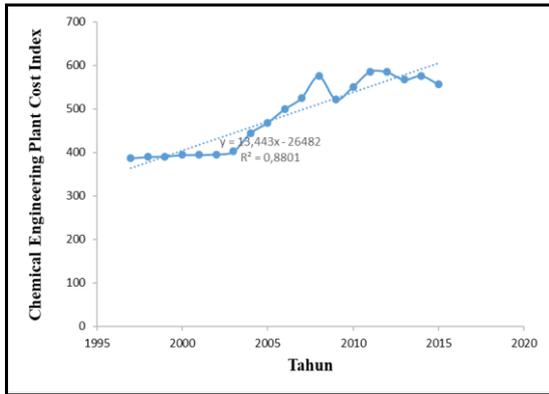
Desain Pipa, Noozle, dan Flange			
Pemasukan Umpan Liquid	Desain Pipa		
	NPS	0,01905 m	0,75 in
	SCH	1,016 m	40 in
	ID	0,0209296 m	0,824 in
	OD	0,02667 m	1,05 in
	Flow Area	0,000344 m ²	0,534 in ²
	Berat	1,13 lb/lin.ft	
	Desain Noozle		
	Size	0,01905 m	0,75 in
	OD	0,02667 m	1,05 in
	Flange Noozle Thickness	0,0055372 m	0,218 in
	J	0,1524 m	6 in
	<i>Distance from Bottom of Tank to Center</i>		
	Type H	0,1524 m	6 in
	Type C	0,13335 m	5,25 in
	Desain Flange		
	NPS	0,01905 m	0,75 in
	A	0,098425 m	3,875 in
	T	0,0127 m	0,5 in
	R	0,0428625 m	1,6875 in
	E	0,0381 m	1,5 in
	K	0,02667 m	1,05 in

Drilling Template		
Number of Hole	4	
Diameter of Hole	0,015875 m	0,625 in
Diameter of Bolt	0,0127 m	0,5 in
Bolt Circle	0,08255 m	3,25 in

4.2 Analisa Kelayakan Ekonomi

4.2.1 Penaksiran Biaya Peralatan

Indeks harga merupakan suatu nilai *index* yang diberikan pada suatu waktu yang dapat menunjukkan harga atau nilai pada waktu tertentu. Harga peralatan pada tahun pendirian pabrik ditentukan dengan menggunakan indeks harga CEPCI (*Chemical Engineering Plant Cost Index*) (Peter dkk, 2003). Untuk mengetahui indeks harga pada tahun 2020, digunakan metode regresi *linear*, pada regresi ini diplotkan data nilai cost indeks dari tahun 1987-2015 yang dapat dilihat pada Gambar 4.2.



Gambar 4.2 Grafik Metode Regresi Linear

Dari grafik diperoleh persamaan linear sebagai berikut:

$$y = 13,443x - 26482 \dots\dots\dots(4.1)$$

Dengan memasukkan nilai x, maka diperoleh indeks pada tahun selanjutnya yang dapat dilihat pada Tabel 4.3 berikut :

Tabel 4.3 Cost Index Hasil Regresi Linear

No	Tahun	Proses Industri
1	2016	619,088
2	2017	632,531
3	2018	645,974
4	2019	659,417
5	2020	672,86
6	2021	686,303
7	2022	699,746
8	2023	713,189
9	2024	726,632

Sehingga didapatkan total harga peralatan Rp.47.732.932.036.

4.2.2 Total Capital Investment (TCI)

Total capital investment terdiri dari biaya pendirian pabrik (*Fixed Capital Investment*) dan biaya pengoperasian pabrik pada jangka waktu tertentu (*Working Capital Investment*). Untuk memperkirakan modal investasi tetap digunakan persentase dari data *typical percentages of fixed-capital investment values for direct and indirect cost*

segments for multipurpose or large additions to existing facilities (Peters dkk, 2003) dan diperoleh besarnya FCI Rp.71.474.886.729 (\$4891837,803). WCI adalah jumlah biaya yang harus dikeluarkan setelah pabrik berdiri dan mulai beroperasi, seperti listrik, gaji karyawan, dana sosial dan sebagainya. Pada industri kimia perhitungan WCI yaitu 10-20 % dari total *capital investment*. Besarnya WCI pada pabrik ini adalah 10% dari *Total Capital Investment* (TCI) sebesar Rp18.525.809.568. Sehingga didapat TCI yaitu Rp185.258.095.680.

4.2.3 Analisa Profitabilitas

Dari data hasil penjualan produk dan total *production cost* akan menghasilkan laba bersih yang dihasilkan pada pabrik ini yaitu sebesar Rp735.029.434.288,17. Beberapa parameter yang digunakan untuk mengetahui kelayakan dari suatu pabrik, yaitu :

a. Percent Return On Investment (ROI)

Return on investment adalah tingkat keuntungan yang dihasilkan dari investasi yang dikeluarkan untuk pembangunan suatu pabrik. *Return on investment* merupakan perkiraan keuntungan yang dapat diperoleh setiap tahun, didasarkan pada kecepatan pengembalian modal tetap (*fixed capital investment*) yang diinvestasikan. Pada pabrik Fenol dan Aseton ini diperoleh ROI sebesar 25,03%.

b. Pay Out Time (POT)

Pay out time adalah waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang dicapai. Perhitungan dilakukan dengan membagi *capital investment* dengan *profit* sebelum dikurangi depresiasi. *Pay out time* pada pabrik fenol dan aseton ini adalah selama 4 tahun.

c. *Total Production Cost (TPC)*

TPC (*Total Production Cost*) adalah sebesar Rp.223.301.803.143.82. Adapun dasar perhitungan diambil dari buku Peter dkk., 2003 sebagaimana dijelaskan pada Tabel 4.4 berikut ini :

Tabel 4.4 Perhitungan TPC

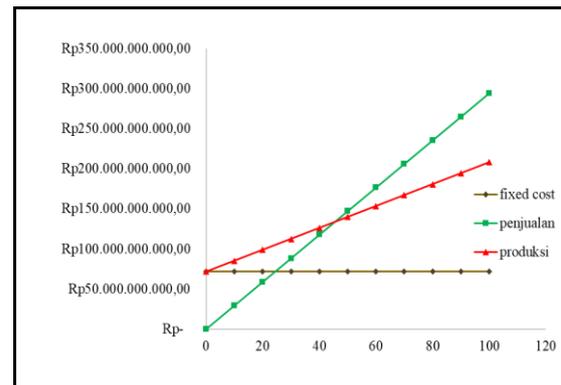
Indikator	Persamaan	Biaya (Rp)
Direct Production Cost (DPC)		
Raw Material		105.057.569.277,7 3
Operating Labor	OL	13.742.400.000
Direct Supervisory and Clearing Labor (DS)	10% dari OL	1.374.240.000
Utilities	12% TPC	27.019.518.180,40 3
Maintenance and Repairs (MR)	4% dari FCI	6.669.291.444,47
Operating Supplies	0,5% dari FCI	8.336.614,31
Laboratory Charges	10% dari OL	1.374.240.000
Patent and Royalties	2% dari TPC	4.466.036.062,876
Total Direct Production Cost		128.226.077.336,5 1
Fized Change (FC)		
Local Taxes	2% dari FCI	3.334.645.722,23
Insurance	0,8% dari FCI	1.333.858.288,89
Interest/Financing	8,25% dari TCI	15.283.792.893,57
Depreciation	10% dari FCI	16.673.228.611,17
Total Fixed Charges		36.625.525.515,86
Plant Overhead Cost (PO)	50% (OL+MR+DS)	10.205.845.722,23
Total Manufacturing Cost (MC)		206.543.002.817,8 8
General Expenses (GE)		
Administrative Costs	2,005% dari TPC	4.477.201.153,03
Distribution and Marketing Costs	2,5% dari TPC	5.582.545.078,6
Research and Development Costs	3% dari TPC	6.699.054.094
Total General Expenses		16.758.800.325,94

Nilai dari TPC (*Total Production Cost*) dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \text{TPC} &= \text{MC} + \text{GE} \\ \text{TPC} &= \text{Rp}206.543.002.817,88 + \\ &\quad \text{Rp. } 16.758.800.325,94 \\ \text{TPC} &= \text{Rp } 223.301.803.143.82 \end{aligned}$$

d. *Break Event Point (BEP)*

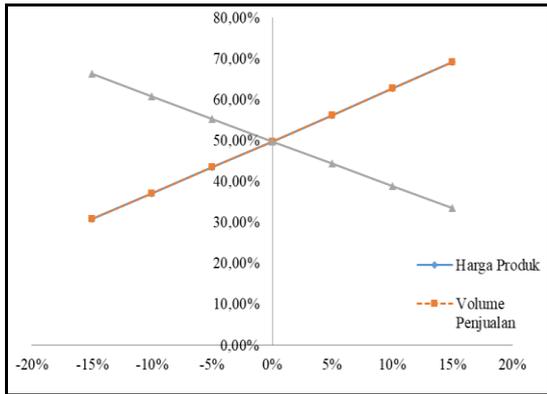
BEP adalah kondisi dimana jika pabrik berhasil menjual sebagian produk dari kapasitas produksinya, pabrik tidak mendapat keuntungan maupun kerugian. Titik impas pendapatan dan biaya produksi yang diperoleh dari kapasitas produksi. Pada pendirian pabrik ini pabrik akan mengalami keuntungan setelah pabrik memiliki kapasitas produksi sebesar 50%, karena BEP diperoleh pada titik tersebut.



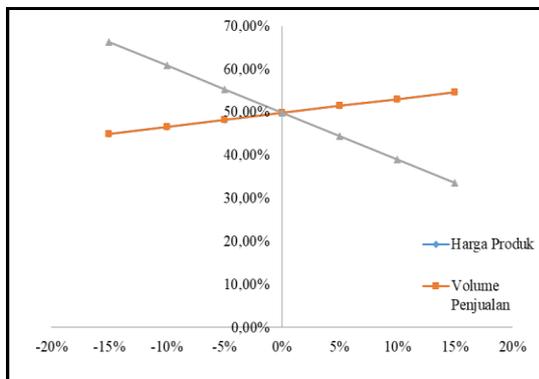
Gambar 4.3 Break Even Point (BEP)

e. *Analisa Sensitivitas*

Analisa sensitivitas bertujuan untuk mengetahui besarnya pengaruh perubahan persentase bahan baku, investasi, penjualan dan kapasitas produksi terhadap nilai *Internal Rate of Return (IRR)* dalam perhitungan ekonomi pra-rancangan pabrik ini dengan metode *trial and error*. Gambar 4.4 menunjukkan hasil pemplotan sensitivitas dengan harga produk dan volume penjualan.



Gambar 4.4 Analisa Sensitivitas terhadap Nilai IRR di Tinjau Terhadap Fenol



Gambar 4.5 Analisa Sensitivitas terhadap Nilai IRR di Tinjau Terhadap Aseton

Dari Gambar 4.4 dan 4.5 di atas terlihat bahwa parameter volume penjualan, dan harga produk berpengaruh terhadap ekonomi dari pabrik. Harga produk memperlihatkan *trane* peningkatan yang tajam ketika terjadi perubahan harga sedikit saja. Sementara untuk volume penjualan juga memiliki *trane* peningkatan yang signifikan tetapi sedikit lebih landai dari kurva harga produk.

5. KESIMPULAN

1. Kapasitas pabrik fenol dan aseton yang akan dibangun adalah sebesar 30.000 ton/tahun.
2. Pada tugas khusus praprancangan reaktor hidrogenasi (R-103) sebagai tempat reaksi hidrogenasi antara AMS dan hidrogen didapat tinggi reaktor sebesar

2,875 m dengan diameter luar sebesar 1,3716 m dengan jenis reaktor gelembung.

3. Total Capital Investment (TCI) yaitu Rp.185.258.095.680 (\$12.679.314) dengan nilai Fixed Cost (FC) sebesar Rp.71.474.886.729 (\$4891837,803).

4. Nilai dari BEP (Break Even Point) pabrik fenol dan aseton yang akan dibangun yaitu pada kapasitas produksi sebesar 50 %.

5. Lokasi pabrik fenol dan aseton terpilih yaitu daerah Pelintung sebagai Kawasan Industri Dumai (KID), Provinsi Riau, Indonesia.

DAFTAR PUSTAKA

- Badan Pusat Statistik, 2019, Statistik Indonesia Tahun 2019, Jakarta Pusat, Badan Pusat Statistik.
- Chauvel, A. dan Gilles, L., 1989, *Petrochemical Process Technical and Economic Characteristic*, Imprimerie Nouvelle, Paris.
- Kirk R.E. dan Othmer, D.F., 1991, *Encyclopedia of Chemical Technology*, 4th edition, Vol. 1, A Willey Interscience Publication, John Wiley and Sons Co, New York.
- Kirk R.E. dan Othmer, D.F., 1995, *Encyclopedia of Chemical Technology*, 4th edition, Vol. 18, A Willey Interscience Publication, John Wiley and Sons Co, New York.
- Meyer, R.A., 2005, *Hanbook Of Petrochemicals Production Process*, Mc Graw-Hill Handbooks, New York.