

Prarancangan Pabrik Cumene dari Benzena dan Propilen Menggunakan Proses Badger dengan Desain Alat Utama Kolom Depropanizer (T-101)

Egi Lola Ariski

Mahasiswa Program Studi 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 : egi.lola2737@student.unri.ac.id

ABSTRACT

Cumene is a compound that is very important for the development of the chemical industry, including its uses, among others, as a raw material for the manufacture of phenol, acetone, acetophenone, resins, solvents and terephthalic acid, while for the mechanical industry, cumene compounds are used for the manufacture of fuel additives with the aim of increasing aircraft piston engine capabilities. The cumene plant is designed using the Badger process with benzene and propylene as raw materials. The cumene plant with a capacity of 10,000 tons/year operates for 330 days/year and will be built in 2025 at the Dumai industrial area, Riau Province. The raw materials used are propylene and benzene using a new zeolite catalyst developed by (MCM-22), tested by Badger. The main tool designed is the Depropanizer (T-101) which functions to separate propane from its compounds. The depropanizer has a height of 10,657 m and a diameter of 3,278 m with a sieve tray distillation type and a torispherical head. The total investment capital for the cumene plant is Rp. 1,012,308,524,263 with a fixed cost of Rp. 151,846,278,639. The economic feasibility analysis of the plant shows that the plant is feasible to continue to the next stage of design, which can be seen from the analysis of the IRR value obtained by 22.83%, the ROI value of 58.21%, and the pay back period of 4.39 years.

Keywords: benzene, propylene, cumene, depropanizer, badger process

1. PENDAHULUAN

Perkembangan industri di Indonesia khususnya industri kimia terus mengalami peningkatan. Dengan meningkatnya industri kimia, maka kebutuhan unsur-unsur penunjang industri juga meningkat, termasuk bahan-bahan pembantu dan penunjang. Kebutuhan bahan baku dan bahan penunjang industri di Indonesia masih banyak didatangkan dari luar negeri. Jika bahan baku dan penunjang ini bisa dihasilkan sendiri di dalam negeri, tentunya dapat menghemat pengeluaran devisa, meningkatkan ekspor, dan juga dapat meningkatkan penguasaan teknologi.

Cumene adalah salah satu bahan kimia yang pengadaannya masih didatangkan dari luar negeri, karena

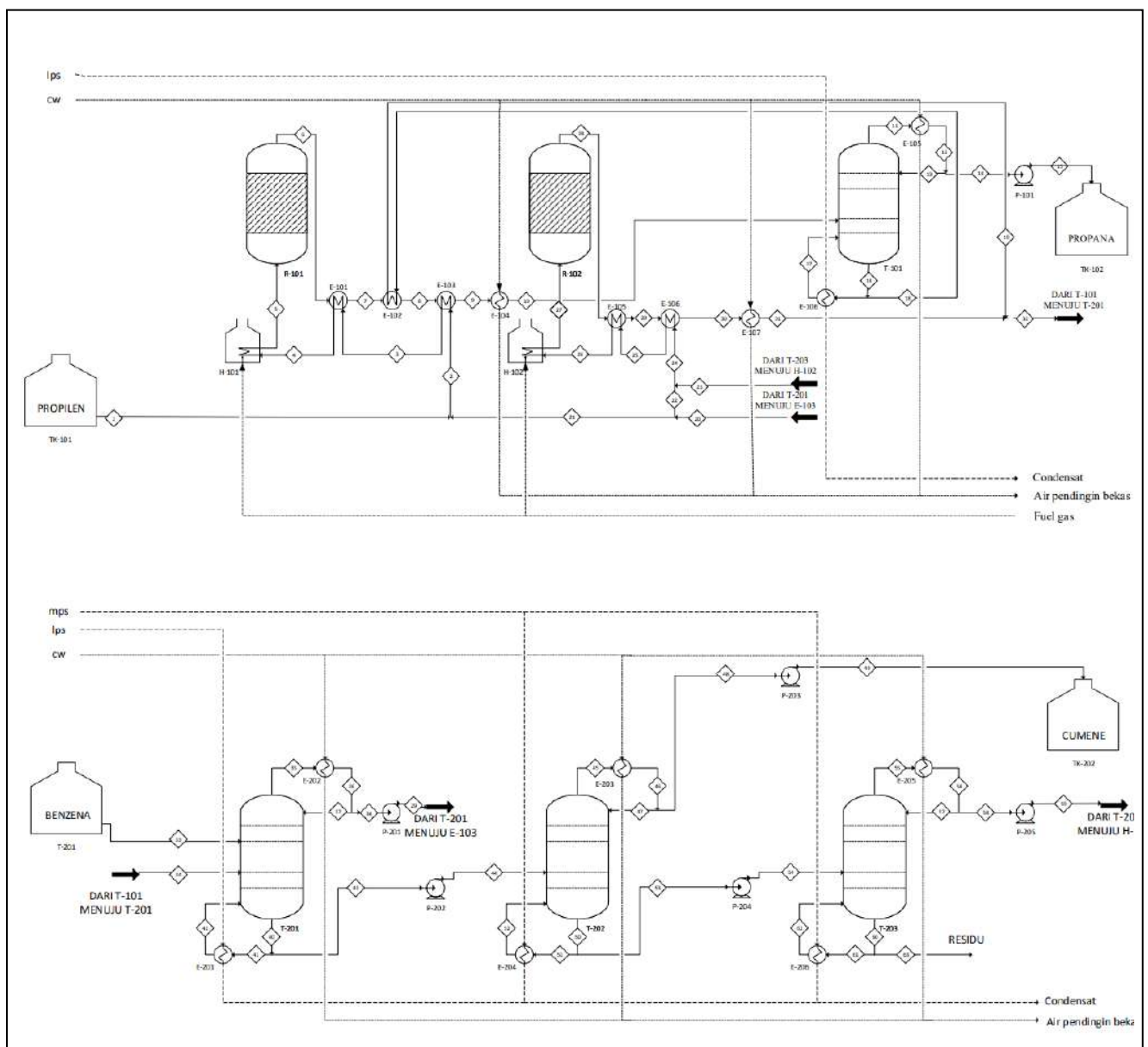
Indonesia belum mempunyai industri yang memproduksi cumene. Cumene adalah nama umum untuk *isopropylbenzene*, yang merupakan senyawa organik hidrokarbon aromatic. Cumene merupakan cairan tidak berwarna, mudah terbakar, dan memiliki titik didih 152°C. Hampir semua cumene yang dihasilkan sebagai senyawa murni pada skala industri dikonversi menjadi cumene hidroperoksida, yang merupakan *intermediate* dalam sintesis bahan kimia industri penting lainnya seperti *fenol* dan *aseton*. Cumene juga merupakan produk menengah yang mempunyai peranan penting dalam menghasilkan produk industri lain seperti : *nylon*, *polycarbonate*, *epoxy*, dan lain-lain. (Vivek, 2012)

Berdasarkan Data Badan Pusat Statistik, pada tahun 2015 Indonesia mengimpor *cumene* sebesar 2.981.695 kg untuk kebutuhan dalam negeri, kebutuhan *cumene* di Indonesia cenderung tetap pada kisaran 2,9 ribu ton pertahun dengan harga yang terus meningkat dari tahun ke tahun, walaupun pengadaannya masih tergantung dari harga, apabila di Indonesia telah berdiri sebuah Pabrik *cumene*, mungkin kejadian ini tidak akan terjadi lagi, dan Industri derivative dari *cumene* dapat lebih meningkatkan produksinya tanpa harus menghiraukan harga dan ongkos impor *cumene* dari luar negeri.

Hal diatas dapat menjadi pertimbangan yang cukup untuk mengkaji lebih dalam gagasan pendirian suatu pabrik *cumene* di Indonesia sebagai investasi untuk masa depan.

2. DESKRIPSI PROSES

Pabrik *cumene* dirancang menggunakan proses Badger. Berdasarkan data impor Indonesia terhadap *cumene*, kapasitas pabrik yang akan dirancang sebesar 10.000 ton/tahun. *Flowsheet* proses pembuatan *cumene* dengan proses Badger dapat dilihat pada Gambar 2.1.



Gambar 2.1 Flowsheet Proses Pembuatan *Cumene* dengan Proses Badger

Pembuatan cumene pada pabrik ini menggunakan proses Badger dengan desain operasi 10.000 ton/tahun. Bahan baku yang digunakan untuk memproduksi cumene adalah benzena dan propilen. Proses produksi cumene (C_9H_{12}) didasarkan dengan mereaksikan antara benzena (C_6H_6) dan propilen (C_3H_6) dengan perbandingan rasio antara C_6H_6 dan C_3H_6 yaitu 1:3. Umpa cair yang terdiri dari propilen dan benzena, sebelum masuk ke dalam reaktor benzena dimasukan ke dalam kolom distilasi benzena (T-201) untuk di *recycle*, selanjutnya umpa di masukkan ke dalam Reaktor (R-101).

Kemudian propilen dari aliran 1 masuk ke dalam Reaktor (R-101) pada kondisi operasi suhu $350^{\circ}C$ dan tekanan 25 bar. Di mana pada reaktor ini sepenuhnya propilen bereaksi. Yang kemudian dari (R-101) menuju depropanizer (T-101) dengan kondisi operasi suhu $75^{\circ}C$ dan tekanan 1 bar. Melewati *cooler* (E-102) untuk menurunkan suhu menjadi $60^{\circ}C$, Sebagian besar gas (LPG) (terutama propana yang terkandung dalam bahan baku propilena) dipisahkan, dari aliran 28 melewati kondensor (E-105) dengan tujuan untuk merubah fasa gas menjadi fasa cair pada kondisi operasi suhu $55^{\circ}C$ dan tekanan 1 bar yang kemudian diumpankan ke dalam kolom benzena (T-201) pada kondisi operasi suhu $133^{\circ}C$.

Kemudian cumene segar yang terdapat dalam kolom benzena (T-201) mengalir ke kolom cumene (T-202) pada kondisi operasi suhu $168^{\circ}C$ dan tekanan 1 bar. Yang melewati aliran 45 untuk didinginkan menggunakan kondensor (E-203). Dimana produk cumene kemurnian tinggi di peroleh pada bagian atas yaitu 99,97%. Kemudian menuju ke kolom DIPB (*Diisopropylbenzene*) (T-203) dengan kondisi operasi suhu $222^{\circ}C$ dan tekanan 1 bar. Produk samping yang terbentuk pada unit ini adalah DIPB pada bagian bawah terdapat residu. Kemudian bagian atas (T-203) di *recycle* menuju ke reaktor transalkilasi (R-102) dengan

kondisi operasi suhu $350^{\circ}C$ dan tekanan 1 bar. Di dalam reaktor transalkilasi (R-102) DIPB bereaksi dengan benzena untuk membentuk cumene.

Komponen keluaran dari reaktor alkilasi dan transalkilasi selanjutnya untuk memisahkan fraksi propilen dan benzena yang diolah menggunakan kolom distilasi. Buangan dari (R-101) dan (R-102) diumpankan ke kolom distilasi. Dimana pada proses badger ini kolom distilasi terdiri sebanyak empat kolom dan disusun secara seri. Pada tahap pemisahan dan pemurnian ini dilakukan agar hasil reaksi yang di peroleh kemurnian sesuai dengan spesifikasi pasar. Produk hasil reaktor kemudian diumpankan ke depropanizer untuk memisahkan sebagian besar gas (LPG) dengan kondisi operasi suhu $75^{\circ}C$.

Kemudian mengalir ke dalam kolom benzena dengan kode (T-201), dimana pada kolom ini terdapat benzena lalu di *recycle* ke dalam reaktor. Cumene segar yang terdapat dalam kolom benzena mengalir ke kolom cumene (T-202) sehingga akan menghasilkan produk atas cumene dan bagian bawah *Polyisopropylbenzene* (PIPB). Kemudian mengalir kedalam kolom PIPB (T-203) dengan kondisi operasi suhu $222^{\circ}C$ dan tekanan 1 bar. Kemudian di *recycle* dan mengalir ke dalam reaktor alkilasi dan transalkilasi

3. DESAIN ALAT UTAMA

Kolom Depropanizer merupakan kolom distilasi yang berfungsi untuk memisahkan propana dari fraksi berat lainnya berdasarkan volatilitas zat. Tidak hanya itu, pemisahan komponen juga tergantung dari konsentrasi komponen tersebut. Dengan alasan inilah proses distilasi dikatakan tergantung pada karakteristik tekanan uap campuran. Depropanizer mefraksinasi feed menjadi produk yang kaya propana, keluaran atas dari kolom depropanizer kaya akan propane dan dikondensasikan dalam kondensor oleh udara pendingin, kemudian kondensat dikumpulkan di reflux drum.

Sebagian kondensat dikirim kembali ke kolom sedangkan sebagian lainnya yang tersisa ditarik sebagai produk propana cair.

Pada kolom depropanizer T-101, umpan yang terdiri dari propana, benzena, cumene dan dipb didinginkan di *cooler* (E-102) untuk menurunkan suhu menjadi 60°C, sebagian besar gas (LPG) (terutama propana yang terkandung dalam bahan baku propilen) dipisahkan, melewati kondensor (E-105) dengan tujuan untuk merubah fasa gas menjadi fasa cair pada kondisi operasi suhu 55°C dan tekanan 1 bar. Pada perancangan menara distilasi digunakan kondenser total, dimana uap yang masuk pada kondisi dew point akan dicairkan seluruhnya pada suhu tertentu. Reboiler yang digunakan adalah reboiler parsial, dimana cairan yang masuk ke reboiler tidak semuanya diuapkan. Uap hasil reboiler dimasukkan kembali ke dalam menara dan cairan yang tidak diuapkan sebagai hasil bottom. Sehingga propana dan dipb menjadi *top product* dan benzena dan cumene akan menjadi *bottom product*.

Destilasi dibagi berdasarkan prosesnya (kontinu dan Batch), berdasarkan tekanan operasinya (atmosferis, vakum, dan destilasi tekanan), berdasarkan komponen penyusunnya (biner dan multi komponen). Dalam perancangan destilasi untuk memisahkan cumene secara proses bersifat kontinu dengan tekanan operasi atmosferis dan multi komponen. Maka metode yang digunakan dalam perancangan tray depropanizer T-101 yaitu dengan metode Fenske. Spesifikasi menara kolom depropanizer (T-101) yang dirancang dapat dilihat pada Tabel 3.1.

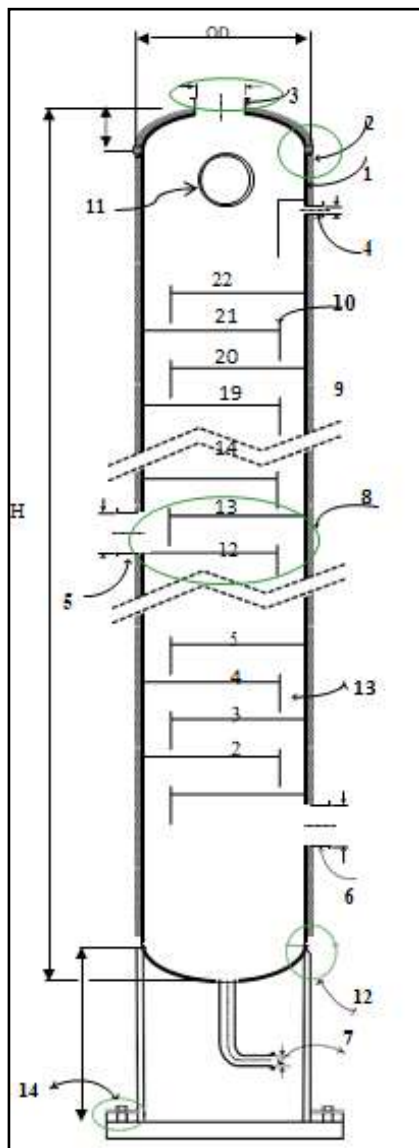
Tabel 3.1 Spesifikasi Kolom Depropanizer (T-101)

LEMBAR SPESIFIKASI			
Nama Alat	Kolom Depropanizer	Kode Alat	T-101
Fungsi	Memisahkan propana dari campuran cumene, benzene dan dipb.		
Jenis	Sieve tray distillation		
Kondisi Operasi			
Tekanan Operasi (atm)		1	
Temperatur Operasi (°C)		123,16	
Laju Alir Umpan (Kg/jam)		1947,91	
Laju Alir Distilat (Kg/jam)		1873,83	
Laju Alir Bottom (Kg/jam)		110,08	
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		14	
Diameter Dalam, ID (in)		125,43	
Diameter Luar, ID (in)		129,05	
Tinggi Menara, H (in)		419,57	
Tebal Shell, t _s (in)		0,214	
Jenis Head		Torispherical	
Tebal Head, t _h (in)		0,215	
Standard Straight Flange, Sf (in)		4,5	
Inside corner radius, I _{cr} (in)		7,625	
Tinggi Head, OA (in)		27,726	
Spesifikasi Plate			
	Top	Bottom	
Downcomer Area, Ad (m ²)	0,82	1,002	
Active Area, Aa (m ²)	6,43	6,76	
Hole Area, Ah (m ²)	0,63	0,635	
Hole Diameter, Dh (m)	0,005		
Tinggi Weir, hw (m)	0,05		
Tebal Plate (m)	0,005		
Jumlah Hole	32350		

Tabel 3.2 Ukuran Pipa dan *Nozzle* Kolom Depropanizer (T-101)

Ukuran Pipa dan <i>Nozzle</i>	
Pipa <i>Feed</i> , NPS (in)	0,5
Pipa <i>Liquid</i> Keluaran Atas, NPS (in)	0,37
Pipa <i>Refluks</i> , NPS (in)	0,25
Pipa <i>Liquid</i> Keluaran Dasar Menara, NPS (in)	0,25

Adapun desain penampang membujur kolom depropanizer dapat dilihat pada Gambar 3.1.



Gambar 3.1 Disain Penampang Membujur Menara Distilasi

Keterangan Gambar 3.1:

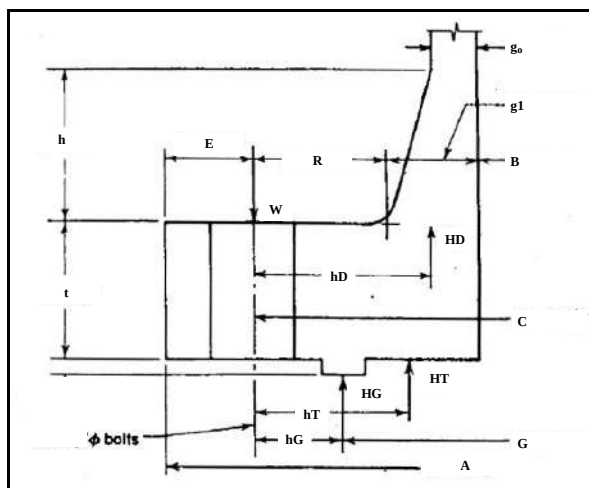
1. *Shell*
2. *Flange* dan *bolt*
3. Pipa keluar uap atas
4. Pipa masuk *refluks*
5. Pipa masuk umpan
6. Pipa masuk dari *reboiler*
7. Pipa keluar *bottom*
8. *Plate area*
9. *Sieve tray*
10. *Weir*
11. *Manhole*
12. *Skirt*
13. *Downcomer*
14. *Chair anchor bolt*

Spesifikasi disain mekanis kolom depropanizer (T-101) dapat dilihat pada Tabel 3.2

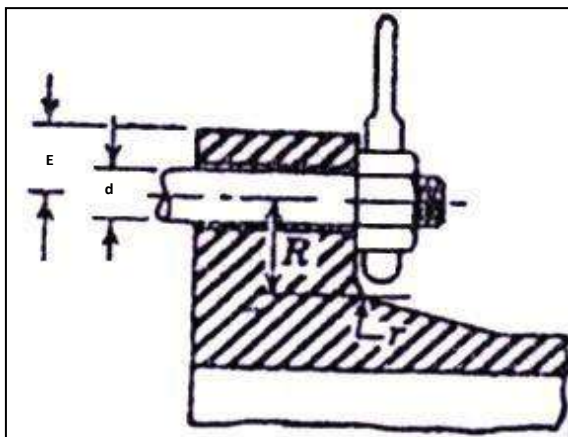
Tabel 3.2 Spesifikasi Disain Mekanis Kolom Dpropanizer (T-101)

Spesifikasi <i>Flange</i> Pada Sambungan <i>Head</i> Dengan <i>Shell</i>	
Material <i>Flange</i>	SA 283 Grade C
Tegangan Material <i>Flange</i>	13.700 psi
Diameter Luar <i>Flange</i> , A (in)	22
Diameter Dalam <i>Flange</i> , B (in)	17
Tebal <i>Flange</i> (in)	2,43
Material Gasket	Asbestos Composition
Lebar Gasket (in)	0,67
Diameter Gasket (in)	70,79
Material <i>Bolt</i>	SA 193 Grade B7
Tegangan dari Material Baut (psi)	20.000
Jumlah Baut	20
Ukuran Baut, d (in)	0,75
Minimum Radius Distance, R (in)	1,12
Edge Distance, E (in)	1,87
Maksimum Fillet Radius, r (in)	0,37
Bolt Spacing, B _s (in)	1,75
Penyangga Distilasi	
Jenis Penyangga	<i>Skirt</i>
Diameter Luar <i>Skirt</i> , OD (in)	22,56
Tebal <i>Skirt</i> (in)	0,21

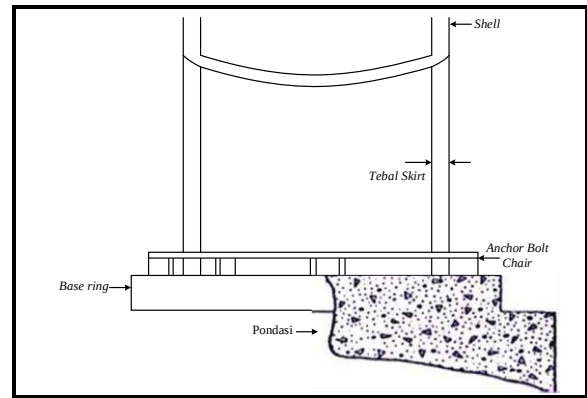
Ukuran Baut (in)	0,75
Jumlah Baut (in)	20
Lebar Base Ring (in)	0,5
Ketebalan Base Ring (in)	1,12
Manhole Acces	
Diameter Manhole (in)	20
Ketebalan Cover Plate (in)	0,375
Bolting-flange after finishing (in)	0,25
Ketebalan Manhole (in)	0,375
Ukuran Fillet Weld A (in)	0,1875
Ukuran Fillet Weld B (in)	0,18
Approx Radius, R (in)	0,5
Width of Reinforcing Plate (in)	53
Diameter Bolt Circle, DB (in)	26,25
Diameter of Cove Plate	28,75 in



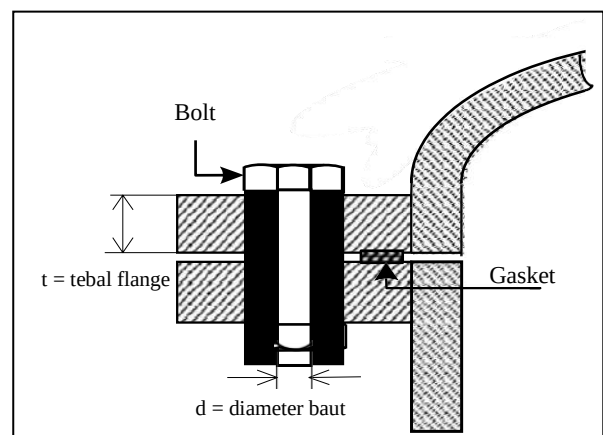
Gambar 3.2 Disain Flange Kolom Depropanizer



Gambar 3.3 Disain Baut



Gambar 3.4 Disain Penyangga Jenis Skirt pada kolom Depropanizer



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 157.971.179.711
Instalation Euipment and Painting	30% E	Rp 47.391.359.314
Instrumentasi dan Control	30% E	Rp 47.391.359.314
Piping	40% E	Rp 63.188.479.085
Electrical Installation	40% E	Rp 63.188.479.085
Building	50% E	Rp 78..985.598.856
Fasilitas Pelayanan	40% E	Rp 63.188.479.085
Yard Improvement	10% E	Rp 15.797.119.771
Land	8% E	Rp 12.637.695.817
Total		Rp 549.739.768.037
Indirect Cost (IC)		
Teknisi dan Supervise	8% DC	Rp 43.979.181.442
Construction Expense and Contractor	10% FCI	Rp 172.092.449.125
Legal Expenses	1% FCI	Rp 8.604.622.456
Kontigensi	5% FCI	Rp 86.046.224.562
Total		Rp 233.280.477.585
Fixed Capital Invesment (FCI)	DC + IC	Rp 860.462.245.624
Working Capital Invesment (WCI)	10% TCI	Rp 151.846.278.639
Total Capital Invesment (TCI)	FCI + WCI	Rp 1.012.308.524.263

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 31.102.306.471.008
Operating Labor (OL)		Rp.15.039.600.000
Direct Supervisory & Cleaning Labor	10% OL	Rp 1.503.960.000
Utilitas	12% TPC	Rp 819.126.783.182
Maintenance & Repairs (M)	4% FCI	Rp 43.023.112.281
Operating Supplies	0,5% FCI	Rp 8.336.614,31
Laboratory Charges	10% OL	Rp 1.503.960.000
Patents and Royalty	2% TPC	Rp 4.466.036.062,876
Total		Rp 8.191.267.831.821
Fixed Charges (FC)		
Depresiasi	10% FCI	Rp 43.023.112.281
Local taxes	2% FCI	Rp 17.209.244.912
Asuransi	0,8% FCI	Rp 8.604.622.456
Financing	8,25% TCI	Rp 20.246.170.485
Total		Rp 89.083.150.135
Plant Overhead Cost (POC)	50%(OL+M)	Rp 5.074.069.659.247
Manufacturing Cost (MC)	DPC + FC + POC	Rp 8.203.079.282.449
General Expenses (GE)		
Administration Cost	3% TPC	Rp 1.268.517.414.812
Distribution and Marketing Cost	8% TPC	Rp 3.382.713.106.164
Research and Development Cost	3% TPC	Rp 1.268.517.414.812
Total		Rp 5.919.747.935.788
Total Production Cost (TPC)	MC + GE	Rp 42.283.913.827.055

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.

4.3.1 Return On Investment (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 cumene dengan proses badger diperoleh nilai ROI sebesar 58,21%. Nilai ini menunjukkan pabrik ini layak untuk didirikan karena ROI berada pada rentang nilai yang diperbolehkan.

4.3.2 Payback Period (PBP)

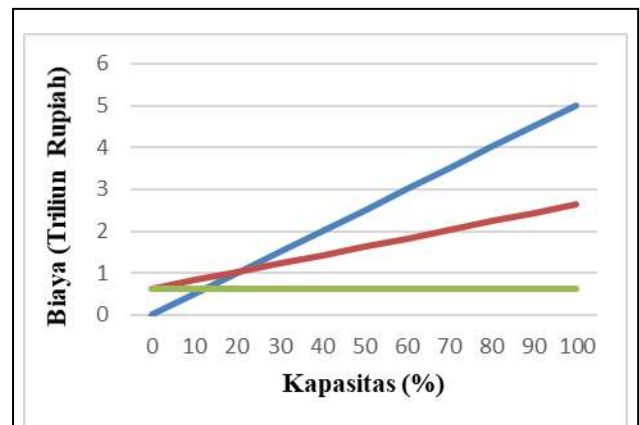
Payback period menunjukkan seberapa cepat proyek dapat mengembalikan investasi awalnya. Nilai ini diperoleh dari perbandingan antara investasi total pabrik yang dikurangi modal kerja dengan aliran kas masuk (*cash flow*) (Peters *et al.*, 2003). Pada perancangan pabrik cumene, diperoleh *pay back period* 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 22,83 % hal ini diharapkan dapat menarik investor untuk berinvestasi.

4.3.4 Break Even Point

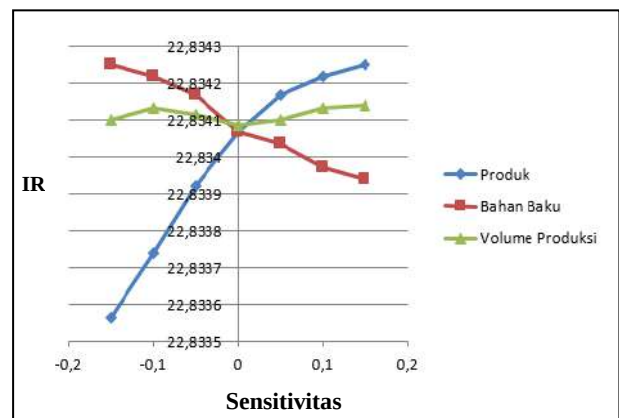
Break even point merupakan titik impas yang menunjukkan pada tingkat berapa biaya dan penghasilan dengan jumlah yang sama. BEP menggambarkan keadaan dimana pabrik tidak mengalami kerugian maupun keuntungan dengan menghubungkan tiga variabel biaya yaitu *fixed cost*, biaya produksi dan penjualan. Berdasarkan hasil perhitungan nilai BEP yang dihasilkan adalah 20 %. 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 Cumene

5. KESIMPULAN

Kapasitas pabrik cumene dari benzene dan propilen menggunakan proses badger adalah sebesar 10.000 ton/tahun dengan desain kolom depropanizer yang dirancang memiliki tinggi sebesar 10,657 m dan diameter sebesar 3,262 m dengan jenis *sieve tray distillation* dan *torispherical head*.

Total Capital Investment (TCI) pabrik cumene dari benzene dan propilen sebesar Rp.1.012.308.524.263 dengan nilai Fixed Cost (FC) sebesar Rp. 151.846.278.639. Analisa kelayakan pabrik menunjukkan bahwa pabrik layak didirikan, yang dapat ditinjau dari analisa nilai IRR yang diperoleh sebesar 22,83 %, nilai ROI sebesar 58,21%, *pay back period* selama 4,54, dan nilai BEP (Break Even Point) pabrik cumene didapatkan pada kapasitas produksi sebesar 20 %.

DAFTAR PUSTAKA

- Brown, G. G., 1950, *Unit Operations, Modern Asia Edition*, New York, John Wiley and Sons, Inc.
- Brownell, L. E. and Young, E. H., 1959, *Process Equipment Design*, New York, John Wiley & Sons.
- Coulson, J. M. and Richardson, J. F., 1999, *Chemical Engineering Design*, New York, Pergamon Press Inc.
- Fogler, H. S., 1999, *Element of Chemical Reaction Engineering*, London, Prentice Hall International.
- Foust, A. A., 1980, *Principles of Unit Operation 2nd edition*, New York, John Wiley and Sons Inc.
- Froment, F. Gilbert dan Bischoff, B. Kenneth, 2010, *Chemical Reactor Analysis and Design*, United States of America, John Wiley & Sons, Inc.
- Geankoplis, C. J., 1993, *Transport Processes and Unit Operations, 3rd Edition*, London, Prentice Hall International.
- Hesse, H. c., Rushton, J. H., 1945, *Process Equipment Design*, New Jersey, D. Van Nostrand Company.
- Joshi, M. V., 1981, *Process Equipment Design*, India, McGraw Hill Indian Ltd.
- Levenspiel, O., 1976, *Chemical Reaction Engineering*, 2nd ed., New York, John Wiley and Sons, inc.
- Peter, M.S., K.D. Timmerhaus. 1991. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers, Fourth Edition*. McGraw-Hill Companies, New York.
- Peter, M.S., Timmerhaus, K.D., dan West, R.E., 2003, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, New York: McGraw Hill Book Co.
- Rase, H.F., and Holmes, J. R., 1977, *Chemical Reactor Design for Process Plant, Volume One : Principles and Techniques*, New York, John Wiley and Sons, Inc.
- Ulrich, G.D., 1984, *A Guide To Chemical Engineering Process Design and Economics*, Canada, John Wiley and Sons Inc,
- Vivek, S. D., Beatty, S. E., & Morgan, R. M. (2012). Customer Engagement: Exploring Customer Relationships Beyond Purchase. *Journal of Marketing Theory and Practice*, vol. 20, no. 2, pp. 127–145.
- Walas, M. S., 1988, *Chemical Process Equipment Selection and Design, 3rd edition* London, Betterworth-Heinemann.