

**PRA RANCANGAN PABRIK EPIKLOROHIDRIN DARI
DIKLOROHIDRIN DAN NATRIUM HIDROKSIDA DENGAN
KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN**
*((Pre Factory Design Epichlorohydrin from Dichlorohydrin and Sodium
Hydroxide Capacity 50.000 Ton/Tahun))*

Ninik Wahyuni*, Jumardi, Zakir Sabara, Rismawati

¹Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Muslim Indonesia, Jl. Urip Sumaharjo No.Km5
Panaikang, Panakukang, Kota Makassar, Sulawesi Selatan 90231, Indonesia

Inti Sari

Perkembangan industri kimia, otomotif, dan elektronik yang begitu pesat membuat permintaan terhadap epiklorohidrin meningkat setiap tahun. Saat ini belum terdapat pabrik epiklorohidrin di Indonesia sehingga kebutuhan industri akan epiklorohidrin dipenuhi dari hasil impor. Oleh karena itu, pendirian pabrik epiklorohidrin memiliki prospek yang cukup positif untuk mengurangi impor tersebut. Pembuatan epiklorohidrin diawali dengan mereaksikan diklorohidrin dengan natrium hidroksida dengan mol rasio sebesar 5 : 1 dalam 2 reaktor alir tangka berpengaduk (RATB) pada suhu reaktor 80°C dan tekanan 1 atm. Reaksi ini berlangsung dengan konversi optimum sebesar 95,4% dan eksotermis sehingga digunakan pendingin air untuk menjaga suhu operasi. Utilitas yang diperlukan terdiri dari air 200183,1275 kg/jam, udara tekan 74 m³/jam, daya listrik 2170,3770 kW di supply dari PLN dengan cadangan generator. Modal tetap (fixed capital) yang diperlukan Rp. 396 milyar dan modal kerja (working capital) sebanyak Rp 420 milyar. Biaya produksi (manufacturing cost) Rp 2 triliun, dan biaya pengeluaran umum (general expenses) Rp 616 milyar. Keuntungan sebelum pajak Rp 100 milyar dan setelah pajak Rp 65 milyar. Pabrik ini tergolong beresiko rendah dengan Return Of Investment (ROI) sebelum pajak 25,28 % dan sesudah pajak 16,43 %. Pay Out Time (POT) sebelum pajak 2,83 tahun dan sesudah pajak 3,78 tahun). Net Present Value (NPV) Rp 47 milyar. Break Event Point (BEP) 40,69 %. dan Shut Down Point (SDP) 33,13 %.

Kata Kunci: Epiklorohidrin,
Diklorohidrin, Natrium
Hidroksida

Key Words : *Epichlorohydrin,
dichlorohydrin, sodium hydroxide*

Abstract

The rapid development of the chemical, automotive and electronic industries has made the demand for epichlorohydrin increase every year. Currently there is no epichlorohydrin factory in Indonesia so that the industry's need for epichlorohydrin is met from imports. Therefore, the establishment of an epichlorohydrin factory has quite positive prospects for reducing these imports. The preparation of epichlorohydrin begins by reacting dichlorohydrin with sodium hydroxide with a mole ratio of 5 : 1 in 2 stirred tank flow

Published by

Department of Chemical Engineering
Faculty of Industrial Technology
Universitas Muslim Indonesia, Makassar

Address

Jalan Urip Sumohardjo km. 05 (Kampus 2 UMI)
Makassar- Sulawesi Selatan

Email :

jmpe@umi.ac.id

***Corresponding Author**

wahyuninik51@gmail.com



Journal History

Paper received :

Received in revised :

Accepted :

reactors (RATB) at a reactor temperature of 80 °C and a pressure of 1 atm. This reaction takes place with an optimum conversion of 95.4% and is exothermic so water cooling is used to maintain the operating temperature. The utilities needed consist of 200183.1275 kg/hour of water, 74 m³/hour of compressed air, 2170.3770 kW of electric power supplied from PLN with a backup generator. The required fixed capital is Rp. 396 billion and working capital of Rp. 420 billion. Production costs (manufacturing costs) are Rp. 2 trillion, and general expenses are Rp. 616 billion. Profit before tax is IDR 100 billion and after tax is IDR 65 billion. This factory is classified as low risk with a Return Of Investment (ROI) before tax of 25.28% and 16.43% after tax. Pay Out Time (POT) before tax is 2.83 years and after tax is 3.78 years. Net Present Value (NPV) IDR 47 billion. Break Event Point (BEP) 40.69 % and Shut Down Point (SDP) 33.13 %.

PENDAHULUAN

PENDAHULUAN

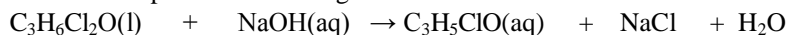
Perkembangan industri kimia, otomotif, dan elektronik yang begitu pesat membuat permintaan terhadap epiklorohidrin meningkat setiap tahun. Epiklorohidrin dalam industri kimia diperlukan untuk memproduksi resin epoksi, gliserin sintesis, surfaktan, elastomer dan lain-lain. Sedangkan dalam industri otomotif dan elektronik, epiklorohidrin banyak digunakan pada proses painting and coating. Saat ini belum terdapat pabrik epiklorohidrin di Indonesia sehingga kebutuhan industri akan epiklorohidrin dipenuhi dari hasil impor. Oleh karena itu, pendirian pabrik epiklorohidrin memiliki prospek yang cukup positif untuk mengurangi impor tersebut.

Epiklorohidrin atau (1,2-Epoxy-3-Chloropropane) merupakan bahan kimia berupa cairan tak berwarna dengan rumus kimia C₃H₅ClO yang larut dalam bahan pelarut organik (Perry, 1984). Epiklorohidrin, merupakan senyawa organoklorin dan epoksida, banyak digunakan sebagai bahan baku pembuatan epoksi, penoksi, resin-resin poli amida, karet poli eter, surfaktan, elastomer, pengemulsi minyak, pelubrikan, dan cat. Selain itu, epiklorohidrin juga digunakan sebagai stabilizer pada senyawa-senyawa yang mengandung klorin seperti karet, pestisida, dan solven (Bijsterbosch dkk, 1994). Selain itu ada juga beberapa fungsi epiklorohidrin, seperti :

1. Dalam industri cat, digunakan agar lapisan mengkilap
2. Dalam industri otomotif, digunakan sebagai bahan perekat pada baja atau besi
3. Pada industri elastomer, epiklorohidrin berfungsi meningkatkan elastisitasnya.
4. Sebagai bahan baku pembuatan gliserol

Untuk pembuatan Epiklorohidrin dapat dibuat dengan beberapa cara yaitu :

1. Pembuatan Epiklorohidrin dengan Mereaksikan Diklorohidrin dan Natrium Hidroksida.



Reaksi dijalankan dalam suatu Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB). Suhu reaksi yang terjadi di dalam reaktor pada kisaran suhu 40-90 °C dan reaksi dijalankan pada tekanan atmosferis. Reaksi pembentukan epiklorohidrin tersebut membutuhkan pelarut organik seperti benzena, toluena, dan 1,2,3-trikloropropan. Diantara jenis pelarut tersebut, dipilih 1,2,3-trikloropropan karena memiliki massa jenis yang lebih berat daripada air dan titik didihnya berada di antara titik didih epiklorohidrin dan diklorohidrin

2. Pembuatan Epiklorohidrin dari Alil Klorida

Epiklorohidrin diproduksi dari klorohidrinasi alil klorida. Alil klorida diperoleh dengan klorinasi propena. Propena dipanaskan dan klorida diumpankan ke reaktor, dimana bereaksi pada suhu tinggi dan tekanan sedang. Alil klorida diperoleh dengan distilasi. Hidrogen klorida yang dihasilkan dapat diperoleh kembali dalam penyerap gas buang. Alil klorida kemudian direaksikan dengan asam hipoklorit yang menghasilkan diklorohidrin (2,3-dikloro-1-propanol dan 1,3-dikloro-2-propanol). Setelah itu diklorohidrin direaksikan dalam reaktor tipe kolom dengan natrium hidroksida. Kondisi reaksi adalah 70 hingga 100°C dan tekanan atmosfer. Hasil epiklorohidrin adalah 60% dan 65% terhadap propilena dan klorida yang diumpankan ke reaksi alil klorida

3. Pembuatan Epiklorohidrin dari Gliserol dan Asam Klorida

Reaksi dilakukan dalam dua reaktor alir tangki berpengaduk (RATB) yang disusun seri. Reaksi dilakukan pada fase cair dimana reaktor pertama beroperasi pada tekanan rendah (1-4 bar) sedangkan reaktor kedua beroperasi pada tekanan sedang (5-20)

bar) serta suhu pada masing-masing reaktor dijaga pada suhu 90-130°C. Pada kedua reaktor digunakan kombinasi katalis berupa asam asetat 3% dan asam maleat 8% untuk memperoleh selektivitas tinggi dan waktu reaksi yang lebih singkat. Hasil reaksi pada reaktor kedua yang berupa campuran uap-cair gliserol, HCl, kloropropanadiol, dan sedikit diklorohidrin dialirkan pada vaporizer. Hasil uap yang kaya air dan HCl dialirkan pada kolom recovery deklorinasi, sedangkan hasil cairan tersisa dialirkan pada reaktor pertama sehingga dapat dikonversi menjadi diklorohidrin. Produk reaktor pertama kemudian dilewatkan pada rangkaian vaporizer untuk mengambil HCl yang terikut sebagai uap, sedangkan cairan menuju kolom recovery diklorohidrin. Hasil bawah yang berupa produk yang kaya akan kloropropanadiol sebagian besar dikembalikan pada reaktor pertama dan sebagian dilakukan purging untuk membuang komponen berat. Diklorohidrin yang dihasilkan kemudian dicampurkan dengan larutan NaOH sehingga terbentuk ECH dan garam. Reaksi pembentukan ECH dan pemisahan produk ECH dilakukan sekaligus dengan metode reactive distillation, sehingga dapat diperoleh produk berupa crude ECH pada sesi atas dan campuran diklorohidrin, garam klorida dan pengotor lain pada sesi bawah kolom. Hasil crude ECH ini perlu dimurnikan untuk memperoleh spesifikasi produk ECH yang diinginkan. Konversi diklorohidrin mencapai 99,2%.

Dari tinjauan secara teknis, dapat disimpulkan bahwa proses yang paling baik adalah proses 1 yaitu proses pembentukan epiklorohidrin dengan mereaksikan diklorohidrin dan natrium hidroksida dengan nilai pertimbangan pemilihan proses terbesar.

Kebutuhan epiklorohidrin di Indonesia dipenuhi dengan cara impor karena belum tersedianya pabrik epiklorohidrin di Indonesia. Lalu, kebutuhan epiklorohidrin di Indonesia mengalami fluktuasi selama 5 tahun terakhir. Kebutuhan impor epiklorohidrin di Indonesia disajikan pada tabel berikut :

Tabel 1.2 Data Impor Epiklorohidrin di Indonesia

Tahun	Impor	Pertumbuhan
	(ton)	Impor (%)
2011	534.255	0
2012	914.815	71,23%
2013	909.813	-0,55%
2014	691.455	-24,00%
2015	691.676	0,03%
2016	789.836	14,19%
2017	540.071	-31,62%
2018	672.205	24,47%
2019	720.331	7,16%

Pabrik ini direncanakan akan beroperasi pada tahun 2026. Prediksi impor epiklorohidrin pada tahun tersebut adalah sebanyak 2.583.822 ton/tahun. Pabrik epiklorohidrin ini bertujuan untuk memenuhi permintaan dalam negeri karena kebutuhan epiklorohidrin dalam negeri dipenuhi dengan cara impor. Berikut data impor epiklorohidrin pada beberapa negara di Asia pada tahun 2016 :

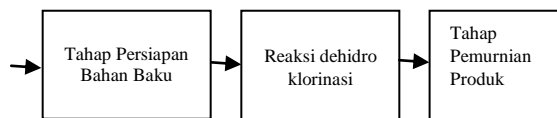
Tabel 1.3 Data Impor Epiklorohidrin di beberapa Negara di Asia

No	Negara	Total Impor (ton)
1	Malaysia	1.946.402
2	Thailand	117.909
3	Vietnam	184.312

4	Korea	71.226.997
5	Filipina	79.069
6	Jepang	16.947.102
7	India	46.718.800
8	Australia	219.687

Tabel 1.3 Data Impor Epiklorohidrin di beberapa Negara di Asia

PROSES PEMBUATAN EPIKLOROHIDRIN DARI DIKLOROHIDRIN DAN NATRIUM HIDROKSIDA



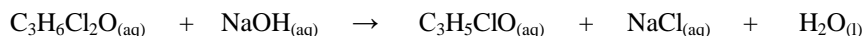
Gambar 1. Blok Diagram Proses Pembuatan Epiklorohidrin

1. Tahap Persiapan Bahan Baku

Pada proses persiapan bahan baku, diawali dengan mengalirkan NaOH 98% flakes menggunakan screw conveyor dari silo (Silo-01) ke mixer (M-01) yang akan diencerkan menjadi larutan NaOH 18%. Setelah itu, larutan NaOH 18% keluar M-01 dipanaskan terlebih dahulu sampai suhu 80°C di heater (HE-01) sebelum masuk ke reaktor alir tangka berpengaduk (R-01). Kemudian, diklorohidrin dari tangka penyimpanan (T-01) dan triklorohidrin dari tangka penyimpanan (T-02) dipompakan menuju mixer (M-02). Selanjutnya, arus keluaran mixer (M-02) dipanaskan terlebih dahulu di heater (HE-02) sampai suhu 80°C sebelum masuk ke reaktor (R-01).

2. Proses Reaksi Pembuatan Epiklorohidrin

Reaksi pembentukan epiklorohidrin antara natrium hidroksida dari mixer (M-01) dengan arus campuran yang sudah dipanaskan menjadi 80°C keluar dari mixer (M-02) dan tekanan 1 atm dari reaktor alir tangki berpengaduk (R-01) dan (R-02).



Reaksi dehidroklorinasi di atas bersifat eksotermis dan irreversible. Untuk menjaga suhu reaksi yang ditetapkan maka reaktor dilengkapi dengan pendingin. Konversi optimum yang dihasilkan dari reaksi ini sebesar 93,5%.

3. Tahap Pemurnian Produk

Produk keluar dari reaktor berupa air, natrium klorida, natrium hidroksida, diklorohidrin, dan epiklorohidrin yang larut dalam trikloropropan. Selanjutnya, produk keluaran reaktor tersebut didinginkan terlebih dahulu pada cooler (CO-01) sampai suhu 65°C sebelum dipompakan menuju decanter (DE-01) untuk dipisahkan fase berat dan fase ringannya yang ditentukan dari densitas masing-masing fase. Fase berat berupa sedikit epiklorohidrin, diklorohidrin, natrium hidroksida, natrium klorida, dan air yang didinginkan terlebih dahulu di cooler (CO-02) untuk dipompakan menuju Unit Pengolahan Lanjut (UPL). Sedangkan fase ringan berupa epiklorohidrin, diklorohidrin, trikloropropan, dan air dipanaskan terlebih dahulu di heater (HE-03) sampai suhu 122,9°C sebelum dipompakan menuju menara destilasi (MD-01) untuk memisahkan air dari campurannya. Hasil atas MD-01 berupa air, epiklorohidrin, dan diklorohidrin diumpakan ke MD-02. Sedangkan hasil bawah MD-01 didinginkan terlebih dahulu menggunakan cooler (CO-03) dari suhu 126,56°C menjadi 35°C untuk dipompakan ke UPL. Hasil atas MD-02 dialirkan ke evaporator (EV-01), dan hasil bawahnya dipompakan ke UPL yang sebelumnya sudah didinginkan menggunakan cooler (CO-04). Hasil keluaran bawah berupa produk epiklorohidrin 99% didinginkan terlebih dahulu pada cooler (CO-05) sehingga suhu mencapai 35°C kemudian disimpan di tangki

penyimpanan (T-03). Sedangkan hasil keluaran atas EV-01 berupa air didinginkan terlebih dahulu di cooler (CO-06) sebelum dipompakan ke UPL.

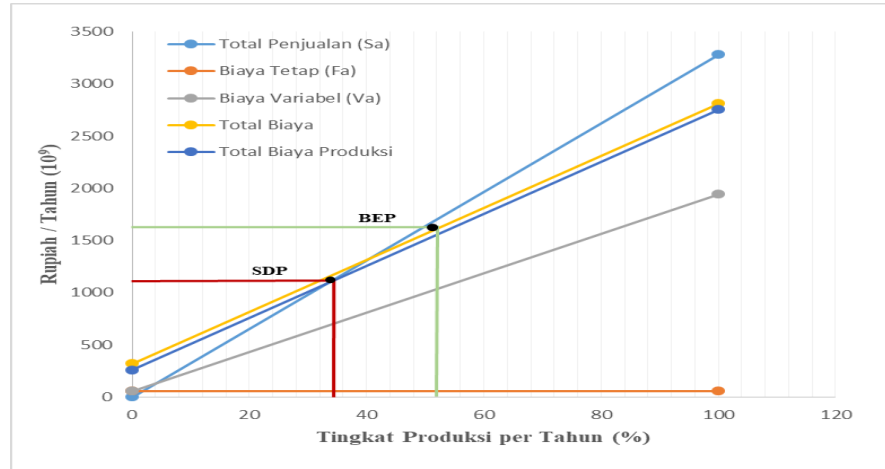
syngas yang keluar dari absorber dialirkan menuju *gas pipeline*.

Untuk melakukan *recovery* pelarut, larutan MDEA kaya CO_2 (*rich-amine*) keluar dari kolom absorber diumpankan ke dalam *stripper* (St-01) yang sebelumnya dilewatkan ke *lean-rich amine heat exchanger* (E-03). *Stripper* beroperasi pada tekanan 2 bar. Untuk mengambil CO_2 dari pelarut, digunakan *steam* bertekanan 1,98 bar dan temperatur 120°C . *Steam* akan mengabsorb CO_2 dan keluar dari *stripper* menuju cooler (E-04) untuk mendinginkan suhu keluaran menjadi 30°C . Pendinginan ini bertujuan untuk mengkondensasi aliran uap CO_2 dan *steam* sehingga diperoleh fase campuran. Aliran CO_2 dan *steam* yang dalam fase campuran akan dipisahkan dalam *flash tank* (G-02) untuk mendapatkan gas CO_2 yang lebih murni yang ditampung di tangki penyimpan CO_2 (T-05).

Umpan batu bara pada pabrik ini sebesar 100 kg/jam dengan kapasitas produk *syngas* yang dihasilkan sebesar 35.000

ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi dimaksudkan untuk dapat mengetahui apakah suatu pabrik yang direncanakan layak didirikan atau tidak. Untuk itu dilakukan evaluasi atau studi kelayakan dan penilaian investasi. Faktor-faktor yang perlu ditinjau untuk memutuskan hal ini adalah Modal tetap (fixed capital) yang diperlukan Rp. 396 milyar dan modal kerja (working capital) sebanyak Rp 420 milyar. Biaya produksi (manufacturing cost) Rp 2 triliun, dan biaya pengeluaran umum (general expenses) Rp 616 milyar. Keuntungan sebelum pajak Rp 100 milyar dan setelah pajak Rp 65 milyar. Pabrik ini tergolong beresiko rendah dengan Return Of Investment (ROI) sebelum pajak 25,28 % dan sesudah pajak 16,43 %. Pay Out Time (POT) sebelum pajak 2,83 tahun dan sesudah pajak 3,78 tahun). Net Present Value (NPV) Rp 47 milyar. Break Event Point (BEP) 40,69 %. dan Shut Down Point (SDP) 33,13 % Berdasarkan evaluasi ekonomi tersebut maka dapat disimpulkan bahwa pabrik pembuatan epiklorohidrin ini layak untuk didirikan.



Gambar 2. Grafik Break Even Point (BEP)

KESIMPULAN

Berdasarkan hasil perhitungan analisa ekonomi terhadap prarancangan pabrik epiklorohidrin dari diklorohidrin dan natrium hidroksida, maka dapat disimpulkan bahwa prancangan Pabrik Epiklorohidrin dari Diklorohidrin dan Natrium Hidroksida layak untuk dikaji lebih lanjut. Dengan Total Modal Investasi (TCI)=Rp 816 M, Pengeluaran Umum (GE)= Rp 616 M, Pay Out Time (POT) Sebelum Pajak = 2,83 tahun. Setelah Pajak = 3,78 tahun, Return of Investment (ROI) Sebelum Pajak = 25,28 % Setelah Pajak = 16,43 %, Break Even Point (BEP) = 40,69 dan Shut Down Point = 33,13%.

DAFTAR PUSTAKA

- [1] Aries, Robert S., and Robert D. Newton. 1955. Chemical Engineering Cost Estimation. New York: McGraw-Hill Book Company.
- [2] Asme. 2006. Steam Properties for Industrial Use. American Society of Mechanical Engineers. U.S.A
- [3] Cassarino, Salvatore., and Flavio Simola. 2009. Conversion of Glycerine to Dichlorohydrins and Epichlorohydrin. World Intellectual Property Organization, Rome 066327A1 pp 1-25.
- [4] Dirix, Carolina Anna Maria Christina., André Michiel Koolgaard, Antoon Jacob Berend Ten Kate, and Eilertdina Henderika Renkema. 2015. Process for Preparing Epichlorohydrin from Dichlorohydrin. United States Patent Office, Netherlands 0274684A1 pp 1-8.
- [5] Faith, W.L., Keyes, D.B., and Clark, R.L. 1957. Industrial Chemistry. John Wiley and Sons, London.
- [6] Farhan, Salah. N. 2012. Fluid Static and Its Applications. Vijay and Santosh K Gupta.
- [7] Holland, F.A dan F.S., Chapman. 1966. Liquid Mixing and Processing in Stirred Tanks. New York : Reinhold.
- [8] Kister, Z. Henry. 1992. Distillation Design. Mc-Graw-Hill, New York.
- [9] Kern, Donald Q. 1950. Process Heat Transfer. Singapore: McGraw-Hill Book Company
- [10] Ludwig, Ernest E. 1997. Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, Volume 2, 3rd edition. London: Gulf Professional Publishing.
- [11] Ludwig, Ernest E. 2001. Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, Volume 3, 3rd edition. London: Gulf Professional Publishing.
- [12] McCabe, Warren L., Julian C. Smith, and Peter Harriot. 1993. Unit Operations of Chemical Engineering, 5th edition. Singapore: McGraw-Hill International Editions.
- [13] Perry, Robert H., and Don W. Green. 1999. Perry's Chemical Engineers' Handbook 7th edition. New York: McGraw-Hill Companies, Inc.
- [14] Perry, Robert H., and Don W. Green. 2008. Perry's Chemical Engineers' Handbook 8th edition. New York: McGraw-Hill Companies, Inc.
- [15] Peters, Max S., and Klaus D. Timmerhaus. 1991. Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 4th edition. Singapore: McGraw-Hill International Editions..
- [16] Treyball, R. E. 1980. Mass Transfer Operations, 3rd edition. Tokyo: McGraw- Hill Kogakusha, Ltd.
- [17] Yaws, Car.L., 1999, —Chemical Properties Handbook, Mc. Graw Hill Book Co., Tokyo.