

# PRARANCANGAN PABRIK SODIUM STIRENA SULFONAT DARI 2-BROMO ETIL BENZENA DAN ETILEN BROMIDA DENGAN PROSES SULFONASI DAN DEHIDROGENASI DENGAN KAPASITAS 17.000 TON/TAHUN

Divany Ramadhani<sup>1\*</sup>, Ursulla<sup>1</sup>

<sup>1</sup>Program Studi S-1 Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Lambung Mangkurat  
Jln. A. Yani Km. 36 Banjarbaru 70714  
\*Email : divanyramadhani16@gmail.com

## ABSTRAK

Sodium stirena sulfonat merupakan senyawa kristal padat berwarna putih dengan rumus kimia  $C_8H_7SO_3Na$ . Senyawa ini dihasilkan dari proses sulfonasi dan hidrogenasi dengan bahan baku yaitu  $C_8H_9Br$  dan  $CH_2Cl_2$ . Sodium stirena sulfonat berfungsi sebagai resin penukar ion dan bahan untuk meningkatkan kualitas warna untuk *acrylic*. Pabrik sodium stirena sulfonat berkapasitas 17,000 ton / tahun dan rencana akan berdiri tahun 2025 di Modern Cikande, Serang, Banten.  $C_8H_7SO_3Na$  dibuat dengan 2 tahapan proses yaitu tahap sulfonasi pada suhu 50 °C, 1 atm, dilanjutkan dengan dehidrogenasi pada suhu 75 °C, tekanan 1 atm. Bahan baku  $C_8H_9Br$  dan  $CH_2Cl_2$  dipompa masuk ke dalam tangki pencampur 1. Setelah itu campuran 2-bromo etil benzena dan metilen klorida akan dimasukkan ke Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) bersama dengan  $SO_3$ . Di RATB 1 terjadi reaksi sulfonasi. Setelah itu larutan dimasukkan ke dalam RATB 2 tempat terjadinya reaksi dehidrogenasi. Hasil RATB 2 akan dipompa ke dalam *filter press* menyaring NaBr padat. Setelah itu, hasil bawah dari *filter press* berupa filtrat akan dimasukkan ke dalam dekanter untuk memisahkan 2-bromo etil benzena dari komponen sodium stirena sulfonat dan air. Kemudian aliran atas berupa sodium stirena sulfonat dan  $H_2O$  akan masuk ke dalam evaporator untuk menguapkan air. Sodium stirena sulfonat pekat hasil dari evaporator dikristalkan dengan kristalizer. Hasil dari kristalizer berupa kristal berbentuk *amorph* didinginkan di dalam *cooler conveyor* dengan bentuk padatan dengan kemurnian 98% kemudian disimpan pada tangki penyimpanan. Pemasaran sodium stirena sulfonat dikonsumsi di dalam negeri dan dipasarkan keluar negeri. Bentuk perusahaan berupa Perseroan Terbatas (PT) dengan sistem organisasi *line* dan *staff*. Tenaga kerja yang dibutuhkan sebanyak 161 orang. Adapun hasil analisa ekonomi memberikan hasil investasi modal total (TCI) adalah sebesar Rp 2.046.246.845.504,24 dan diperoleh hasil penjualan yaitu sebesar Rp 5.838.649.782.794,91. Selain itu diperoleh juga *Return of Investment* (ROI) sebelum pajak sebesar 50,9% dan *Return of Investment* (ROI) sesudah pajak sebesar 33,06%. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak 1,64 tahun dan *Pay Out Time* (POT) sesudah pajak sebesar 2,32 tahun. Sehingga diperoleh *Break Event Point* (BEP) sebesar 47,60% dan *Shut down point* (SDP) sebesar 34,94%.

**Kata kunci:** sodium stirena sulfonat, sulfonasi, dehidrogenasi, 2-bromo etil benzena

## 1. Pendahuluan

Sodium stirena sulfonat merupakan senyawa berbentuk kristal padat berwarna putih dengan rumus kimia  $C_8H_7SO_3Na$ . Senyawa ini dihasilkan dari proses sulfonasi dan hidrogenasi dengan bahan baku 2-bromo etil benzena. Sodium stirena sulfonat dapat berfungsi sebagai resin penukar ion dan bahan untuk meningkatkan kualitas warna untuk *acrylic* (Othmer, 1967). Kebutuhan sodium stirena sulfonat di Indonesia mengalami peningkatan sebesar 29%

setiap tahunnya. Untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, Indonesia masih mengandalkan impor dari negara lain. Negara pengekspor sodium stirena sulfonat yaitu Amerika Serikat, Jerman, China, Malaysia, Thailand dan Jepang (Undata, 2020).

Bahan baku untuk produksi sodium stirena sulfonat adalah 2-bromo etil benzena ( $C_8H_9Br$ ) dan metil klorida ( $CH_2Cl_2$ ). Berdasarkan data Badan



Pusat Statistik Impor Aseton di Indonesia dari tahun 2015-2019 dapat dilihat pada tabel 1:

**Tabel 1** Data Impor Sodium Stirena Sulfonat di Indonesia

| Tahun | Jumlah (ton) |
|-------|--------------|
| 2015  | 3.844,56     |
| 2016  | 3.888,34     |
| 2017  | 2.583,00     |
| 2018  | 5.551,63     |
| 2019  | 8137,53      |

Dari data Tabel 1.1 maka dapat diperkirakan jumlah kebutuhan sodium stirena sulfonat pada tahun 2025 yang didapatkan dari perhitungan *discounted method* dengan rumus (Ulrich, 1984):

$$m_5 = P(1+i)^n \quad \dots(1.1)$$

$$m_3 = (m_4 + m_5) - (m_1 + m_2) \quad \dots(1.2)$$

Berdasarkan hasil perhitungan dari persamaan *discounted method* dan data sodium stirena sulfonat pada tahun 2015 sampai 2019 menunjukkan bahwa peluang kapasitas dari pabrik sodium stirena sulfonat yang akan didirikan pada tahun 2025 yaitu 17.000 ton/tahun.

Kapasitas pabrik yang didirikan harus di atas kapasitas minimum pabrik atau minimal sama dengan kapasitas pabrik yang telah berdiri. Kapasitas pabrik sodium stirena sulfonat yang telah berdiri dapat dilihat pada Tabel 2 berikut (Kirk dan Othmer, 2004):

**Tabel 2** Data Pabrik Sodium Stirena Sulfonat di Dunia

| Negara          | Kapasitas (ton/tahun) |
|-----------------|-----------------------|
| Amerika Serikat | 55.000                |
| Jerman          | 45.000                |
| China           | 30.000                |
| Malaysia        | 20.000                |
| Thailand        | 18.500                |
| Jepang          | 15.000                |
| Indonesia       | 15.000                |

Kapasitas produksi sodium stirena sulfonat yang akan didirikan pada tahun 2025 yaitu sebesar 17.000 ton/tahun untuk mencukupi kebutuhan dalam negeri. Akan tetapi, penentuan kapasitas pabrik tidak hanya berdasarkan kapasitas impor dan

eksport, tetapi juga harus memperhatikan kapasitas komersial pabrik yang sudah ada dan kebutuhan aseton di dunia.

## 2. Uraian Proses

Ada beberapa macam proses dalam pembuatan sodium stirena sulfonat secara komersial, antara lain proses sulfonasi  $SO_3$  dan proses sulfonasi  $H_2SO_4$ .

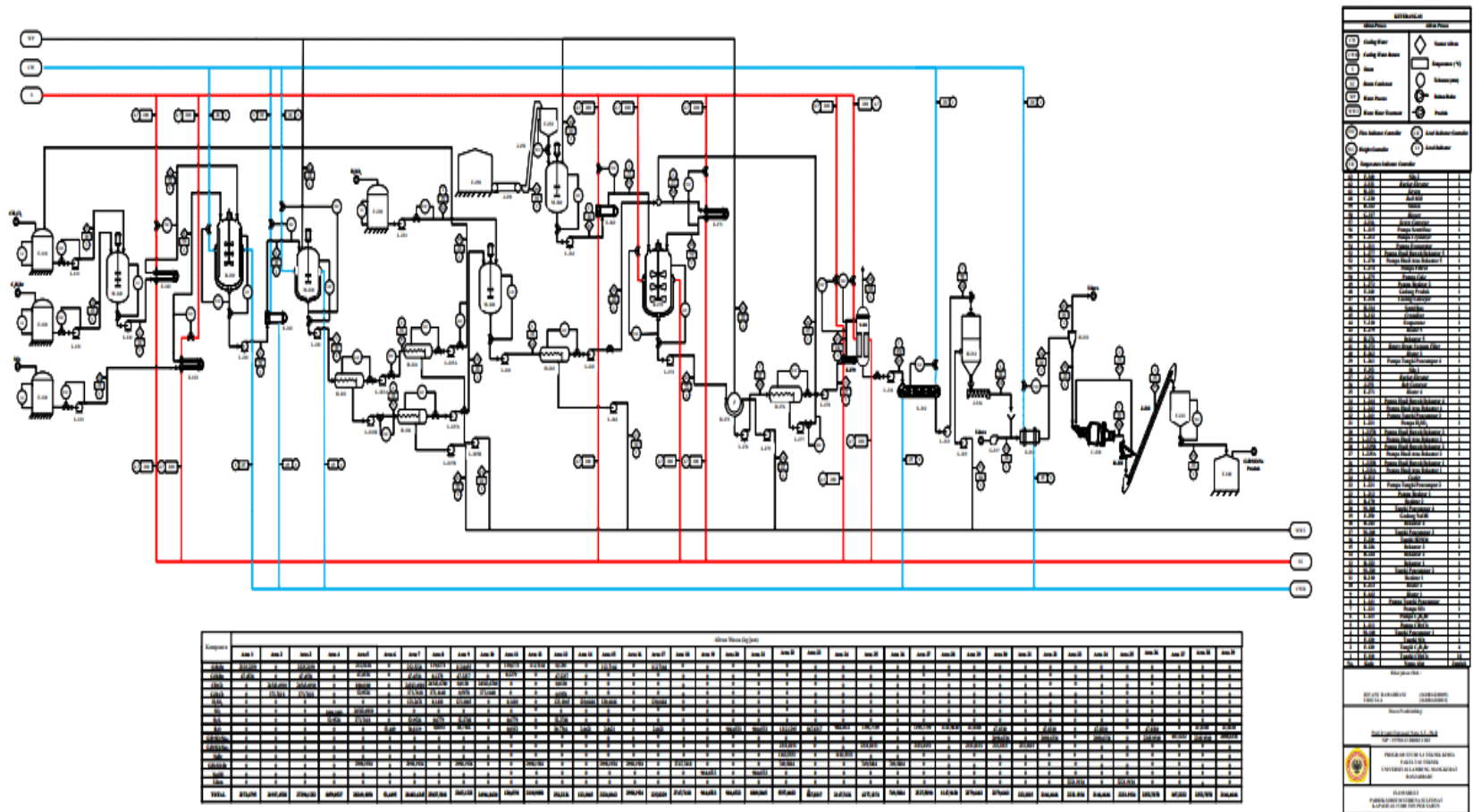
**Tabel 3** Seleksi Proses Pembuatan Aseton

| Komponen                 | Jenis Proses   |  |
|--------------------------|--|--|
|                          | Sulfonasi $SO_3$   | Sulfonasi $H_2SO_4$  |
| Tekanan Operasi          | 1 atm  | 1 atm  |
| Temperatur               | -20 °C–80 °C   | 30 °C–55 °C  |
| Waktu reaksi             | 1-3 jam  | 4 jam  |
| Konversi                 | 90%  | 55-65%   |
| $\Delta G_{Reaksi}$      | -22995 Btu/lbmol   | -24167 Btu/lbmol   |
| <i>Sulfonating Agent</i> | $SO_3$   | $H_2SO_4$  |
| Kekurangan               | <ul style="list-style-type: none"> <li>• Produk samping yaitu <i>vinylaryl sulfonic acid anhydride</i> 10%-30% dari berat basis 2-bromo etil benzena.</li> </ul> | <ul style="list-style-type: none"> <li>• Viskositasnya rendah</li> <li>• Laju reaksi lambat</li> <li>• Kapasitas reaktor besar.</li> <li>• Reaksi bersifat partial.</li> <li>• Kelarutannya rendah.</li> </ul> |
| Kelebihan                | <ul style="list-style-type: none"> <li>• Kelarutannya tinggi.</li> <li>• Laju reaksi relatif cepat.</li> <li>• Konversinya tinggi</li> </ul>                     | <ul style="list-style-type: none"> <li>• Reaksi samping relatif sedikit.</li> </ul>  |

Dari beberapa proses pembuatan aseton tersebut, proses yang dipakai adalah proses sulfonasi  $SO_3$ , yaitu dengan alasan :

1. waktu reaksi relatif lebih cepat
2. Konversinya tinggi





Gambar 1 Process Flow Diagram

Proses pembuatan sodium stirena sulfonat dengan proses sulfonasi  $\text{SO}_3$  dapat diuraikan menjadi tiga tahap rangkaian proses utama:

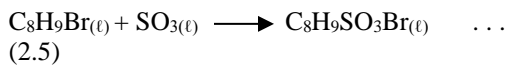
a. Persiapan Bahan Baku

$\text{C}_8\text{H}_9\text{Br}$  dari tangki penyimpanan (F-120) dengan kemurnian 98% dilarutkan dengan  $\text{CH}_2\text{Cl}_2$  dari tangki penyimpanan (F-110) di dalam tangki pencampur 1 (M-140) dengan tujuan untuk melarutkan  $\text{C}_8\text{H}_9\text{Br}$ . Campuran  $\text{C}_8\text{H}_9\text{Br}$  dan  $\text{CH}_2\text{Cl}_2$  yang keluar dari tangki pencampur 1 (M-140) dan  $\text{SO}_3$  dari tangki penyimpan (F-130) dipompa menuju reaktor 1 (R-210) Sebelum masuk reaktor masing-masing aliran dipanaskan sampai suhu  $50^\circ\text{C}$ .

b. Tahap Reaksi dalam Reaktor

Kondisi reaksi pada reaktor 1 (R-210) yaitu pada suhu  $50^\circ\text{C}$ , dengan tekanan 1 atm, konversinya 90% pada  $\text{C}_8\text{H}_9\text{SO}_3\text{Br}$  selama 1 jam. Reaktor yang dipakai adalah RATB dan dengan jaket pendingin.

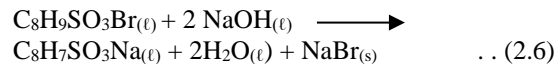
Reaksi pada Reaktor 1 (R-210) :



Hasil reaksi dari reaktor 1 (R-210) berupa  $\text{C}_8\text{H}_9\text{SO}_3\text{Br}_{(l)}$  dipompa ke tangki pencampur 2 (M-220) dan ditambahkan  $\text{H}_2\text{O}$  untuk mengganti  $\text{SO}_3$  menjadi  $\text{H}_2\text{SO}_4$ .

Hasil dari tangki pencampur 2 (M-220) dipompa ke dekanter 1 (H-222) kemudian dipisahkan, hasil atas fraksi ringan yaitu  $\text{C}_8\text{H}_9\text{Br}$ ,  $\text{C}_2\text{H}_4\text{Br}_2$ ,  $\text{CH}_2\text{Cl}_2$ ,  $\text{C}_6\text{H}_4\text{Cl}_2$ ,  $\text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{B}_2\text{O}_3$ , dan  $\text{H}_2\text{SO}_4$  dari dekanter 1 (H-222) masuk ke dekanter 2 (H-224), sedangkan hasil bawah berupa fraksi berat yaitu  $\text{C}_8\text{H}_9\text{Br}$ ,  $\text{C}_2\text{H}_4\text{Br}_2$ ,  $\text{CH}_2\text{Cl}_2$ ,  $\text{C}_6\text{H}_4\text{Cl}_2$ ,  $\text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{B}_2\text{O}_3$ ,  $\text{C}_8\text{H}_9\text{SO}_3\text{Br}$  dan  $\text{H}_2\text{SO}_4$  dari dekanter 1 (H-222) menuju dekanter 3 (H-226). Dekanter 2 (H-224) adanya pemisahan untuk memisahkan  $\text{CH}_2\text{Cl}_2$  setelah itu, *direct cycle* ke tangki bahan baku  $\text{CH}_2\text{Cl}_2$  (F-110) dari komponen lain yang tidak diinginkan untuk dialirkan ke unit pengolahan limbah (UPL). Hasil atas dekanter 3 (H-226) masih memiliki komponen  $\text{C}_8\text{H}_9\text{Br}$  yang tidak diinginkan setelah itu, dicampur dengan  $\text{H}_2\text{SO}_4$  pekat dari tangki penyimpanan  $\text{H}_2\text{SO}_4$  (F-230) di dalam tangki pencampur 3 (M-240) untuk mengikat  $\text{C}_8\text{H}_9\text{Br}$  yang masih ada. Hasil bawah dari dekanter 3 (H-246) dikirim ke unit pengolahan

limbah (UPL). Dari tangki pencampur 3 (M-240) kemudian dipompa menuju dekanter 4 (H-242) untuk memisahkan  $\text{C}_8\text{H}_9\text{Br}$  dengan  $\text{C}_8\text{H}_9\text{SO}_3\text{Br}$ .  $\text{C}_8\text{H}_9\text{Br}$  merupakan hasil bawah yang akan dikirim ke unit pengolahan limbah (UPL). Hasil atas akan direaksikan dengan  $\text{NaOH}$  50% dari tangki pencampur 4 (M-260) di dalam reaktor 2 (R-270). Reaksi yang terjadi adalah dehidrogenasi. Reaksi yang terjadi pada reaktor 2 (R-270):



Reaktor yang kedua kondisinya pada suhu  $75^\circ\text{C}$ , tekanan 1 atm, selama 1 jam dan konversi yang dicapai 80%. Reaksi yang terjadi di reaktor 2 adalah reaksi dehidrogenasi.

c. Tahap Pemisahan Produk

Reaktor 2 (R-270) akan dipompa ke *rotary drum vacuum filter* (H-273) untuk menyaring padatan  $\text{NaBr}$ . Selanjutnya hasil dari *rotary drum vacuum filter* (H-273) berupa filtrat akan dimasukkan ke dalam dekanter 5 (H-276) untuk memisahkan  $\text{C}_8\text{H}_9\text{SO}_3\text{Br}$  dari komponen  $\text{C}_8\text{H}_7\text{SO}_3\text{Na}$  dan  $\text{H}_2\text{O}$ . Hasil bawah dekanter 5 (H-276) berupa  $\text{C}_8\text{H}_9\text{SO}_3\text{Br}$  akan *direct cycle* ke aliran masuk reaktor 2. Aliran atas berupa  $\text{C}_8\text{H}_7\text{SO}_3\text{Na}$  dan  $\text{H}_2\text{O}$  dimasukkan ke dalam evaporator (V-310) dengan suhu masuk evaporator  $104^\circ\text{C}$  dan suhu keluar evaporator  $150^\circ\text{C}$  untuk menguapkan sebagian besar air.  $\text{C}_8\text{H}_7\text{SO}_3\text{Na}$  pekat hasil evaporator (V-310) dikristalkan *dicrystallizer* (X-312). Keluar *crystallizer* (X-312) berupa campuran kristal  $\text{C}_8\text{H}_7\text{SO}_3\text{Na}_{(s)}$  dan  $\text{C}_8\text{H}_7\text{SO}_3\text{Na}_{(l)}$  akan dipisahkan dalam sentrifuse (H-314). Setelah itu, keluaran sentrifuse (H-314) akan didinginkan di dalam *cooling conveyor* (E-318) hingga suhu  $30^\circ\text{C}$  dengan kemurnian 98% kemudian disimpan di dalam silo 2 (F-321) untuk dilakukan pengemasan dan disimpan di gudang produk (F-320).

### 3. Utilitas

Utilitas adalah unit penunjang utama untuk memperlancar proses produksi dalam pabrik. Berikut merupakan data kebutuhan utilitas pada pabrik sodium stirena sulfonat.



**Tabel 4** Kebutuhan utilitas pada Pabrik Sodium Stirena Sulfonat.

| Kebutuhan     | Jumlah            |
|---------------|-------------------|
| Steam         | 323,3876 kg/jam   |
| Air Pendingin | 13474,2704 kg/jam |
| Listrik       | 496,6208 kW       |
| Bahan bakar   |                   |
| - Generator   | 66,8973 liter/jam |

#### 4. Analisa Ekonomi

Analisa ekonomi dilakukan untuk mengetahui apakah pabrik yang direncanakan menguntungkan atau tidak. Dari segi ekonomi, suatu pabrik dikatakan layak jika dapat memenuhi kewajiban finansial ke dalam dan keluar serta dapat keuntungan yang layak bagi perusahaan dan pemiliknya.

Data harga bahan baku dan produk pada pabrik Aseton dapat dilihat pada tabel 5.

**Tabel 5** Daftar Harga Bahan Baku dan Produk

| Komponen                         | Harga (Rp/Kg) |
|----------------------------------|---------------|
| C <sub>8</sub> H <sub>9</sub> Br | 1485,8        |
| CH <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>  | 14840         |
| H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>   | 170000        |
| SO <sub>3</sub>                  | 4695,13       |
| NaOH                             | 5943,20       |

Biaya yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik Aseton dapat dilihat pada tabel 6 :

**Tabel 6** Total Biaya Pabrik Aseton

| Jenis Biaya | Jumlah (Rp)          |
|-------------|----------------------|
| FCI         | 980.341.565.494,71   |
| TPC         | 5.229.823.725.368,54 |
| TCI         | 2.046.246.845.504,24 |
| WCI         | 995.898.882.474,19   |

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial untuk didirikan atau tidak maka dilakukan analisa atau evaluasi

kelayakan ekonominya. Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan ekonomi antara lain adalah *Percent Return On Investement* (ROI), *Pay Out Time* (POT), *Interest Rate of Return* (IRR), *Break Even Point* (BEP), dan *Shut Down Point* (SDP). Hasil Analisa kelayakan ekonomi pada pabrik Aseton dapat dilihat padaa tabel 7.

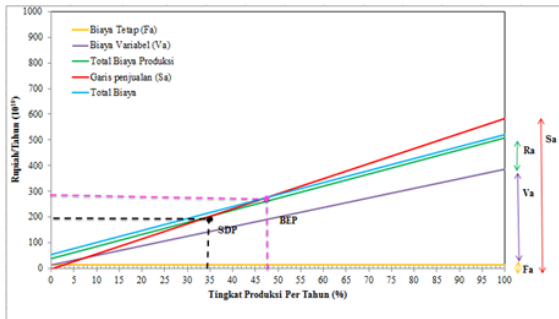
**Tabel 7** Analisa Ekonomi

| Analisa Kelayakan | Nilai      | Batasan       | Ket   |
|-------------------|------------|---------------|-------|
| ROI               | 33,06 %    | Minimal 11%   | Layak |
| POT               | 2,32 tahun | Maksimal 5 th | Layak |
| IRR               | 15,11%.    | >13%          | Layak |
| BEP               | 47,60%     | 40-60%        | Layak |
| SDP               | 34,94%     | 20-40%        | Layak |

*Return on investment* (ROI) adalah Return on Investment adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dikeluarkan. *Pay out time* (POT) adalah waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang dicapai. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui berapa lama investasi yang telah dilakukanakan kembali. *Interest rate of return* (IRR) berdasarkan *discounted cash flow* adalah suatu tingkat bunga tertentu dimana seluruh penerimaan dimasa yang akan datang tepat menutup seluruh jumlah pengeluaran modal. Pabrik layak untuk diusahakan dan memberikan keuntungan jika nilai IRR lebih besar dari bunga bank. Berdasarkan hasil perhitungan, nilai bunga bank pada bank. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik layak untuk didirikan dengan tingkat bunga bank sebesar 13% pertahun. 1 *Break Event Point* adalah titik yang menunjukkan Tingkat berapa biaya dan penghasilan jumlahnya sama. *Shut down point* adalah suatu titik atau saat penentuan suatu produksi harus dihentikan. Penyebabnya antara lain *variable cost* yang terlalu tinggi, atau karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan



keuntungan). Grafik analisa kelayakan ekonomi pabrik Aseton dapat dilihat pada gambar 1



**Gambar 1** Grafik BEP dan SDP Pabrik Sodium Styrena Sulfonat kapasitas 17.000 Ton/tahun

## 5. Kesimpulan

prarancangan pabrik sodium styrena sulfonat dari 2-bromo etil benzena dan etilen bromida dengan proses sulfonasi dan dehidrogenasi direncanakan Pabrik di Kawasan Industri Modern Cikande, Serang, Banten dengan luas tanah sebesar 21.400 m<sup>2</sup> dengan kapasitas 17.000 ton/tahun. Bentuk hukum perusahaan yang direncanakan adalah Perseroan Terbatas (PT). Bentuk organisasi yang direncanakan adalah garis dan staf dengan jumlah total atasan dan tenaga kerja yang dibutuhkan 161 orang. Berdasarkan analisa ekonomi *Profit on Sales* (POS) sebesar 6%, *Return of Investment* (ROI) sebesar 33,06 %, *Pay Out Time* (POT) sebesar 3,32 tahun, *Break Event Point* (BEP) sebesar 47,60 %, *Shut Down Point* (SDP) sebesar 34,94 %. Sehingga pabrik ini layak untuk didirikan.

## DAFTAR PUSTAKA

Aries and Newton, 1995, *Chemical Engineering Cost Estimation*, Mc. Graw Hill Book Company, New York

Badan Pusat Statistik Indonesia. 2020. Data Ekspor-Import.  
<http://www.bps.go.id>  
diakses pada tanggal 1 Februari 2020

Badger, W. L, Banchero, J. R 1982, *Introduction to Chemical Engineering*, International

Student Edition, Mc. Graw Hill Comp Inc, Tokyo

Brown, G. G et all. 1956. *Unit Operations*. New York: John Wiley & Sons, Inc.

Brownell, Llyod E and Edwin H.Y. 1959. *Process Equipment Design*. New York: John Wiley & Sons, Inc.

David, T.W. 2005. *Furfural – Gold from Garbage*. Faculty of Science and Technology. University Bangkok, Thailand.

Faith, W.L., Keyes, D.B and Clark, R.L., 1975, “Industrial Chemistry”, John Wiley and Sons, London.

Foster, Norman C, 1997, *Sulfonation and Sulfation Process*, Chemiton, Seattle - USA

Foust, A.S, 1980, *Principle of Unit Operation*, 2<sup>nd</sup> ed, John Wiley and Sons, Inc, New York

Geankoplis, Christie John. 1997. *Transport Processes and Unit Operation Third Edition*. New Jersey: Prentice Hall.

Goodshaw, 1963, *Process for Preparing Vinylaromatic Sulfonic Acid Salt*.

Groggins, 1980, *Unit Processes in Organic Synthesis*, McGraw- Hill Book Company, New York

Himmeblau, David M and James B. Riggs. 2004. *Basic Principles and Calculations in Chemical Engineering Seventh Edition*. New Jersey: Prentice Hall.

Joshi, M. V, 1981, *Process Equipment Design*, Macmillan India Limited, Bombay

Kern, D.Q. 1965. *Process Heat Transfer*. New York: Mc. Graw Hill.

Kirk-Othmer. 1981. *Encyclopedia of Chemical Technology Vol.19*. John Wiley & Sons inc. New York.





Madura, Jeff., 2000, *Introduction to Business*. 2nd Edition, South-Western College Publishing, USA

McCabe, Warren L., Julian C. Smith, dan Peter Harriott., 1999, *Operasi Teknik Kimia Jilid 1*, Penerbit Erlangga, Jakarta

Mc. Ketta, J.J. and Cunningham, W.A. 1978. *Encyclopedia of Chemical Processing and Design*. Vol. 1, Marcel Decker inc. New York.

Othmer, D.F. dan Kirk, R.E., 1967, *Encyclopedia of Chemical Engineering Technology*, John Wiley and Sons Inc, New York

Perry, Robert H., Don W. Green dan James O. M. 1985. *Chemical Engineers Handbook*. McGraw-Hill Book Company. New York.

Peters, M.S and Timmerhause, K.D, 1991, *Plant Design and Economics for Chemical Engineering*, 4<sup>th</sup> ed, Mc. Graw Hill Book Co, Inc, New York

Siahaan Ratna. 2011. *Kualitas Air Sungai Cisadane, Jawa Barat-Banten*. Publikasi Karya Ilmiah. Institut Pertanian Bogor.

Smith, J.M. and Van Ness, H.C., 1987, *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*, 4<sup>th</sup> ed., Mc. Graw-Hill Book Co., New York.

Timmerhaus, Klaus D and Max S.P. 1991. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers Fourth Edition*. Singapore: Mc.Graw Hill.

Treybal, R.E. 1981. *Mass Transfer Operation Third Edition*. Singapore: Mc.Graw Hill Book Company.

Ulrich, G.D. 1984. *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*. New York: John Willey and Sons.

UNdata. 2020. *Polystyrene of Styrene*.

<http://data.un.org/>

diakses pada tanggal 1 Februari 2020

Walas, S.M., 1990. *“Chemical Process Equipment (Selection and Design)”*. Buterworth-Heineman, USA.

Yaws. 1979. *Thermodynamic and Physical Properties Data*. Mc. Graw Hill Book Co. Singapore.

<http://www.alibaba.com>

<http://www.chemical-reference.com>

<http://www.detik.com>

<http://www.freepatentsonline.com/>

<http://www.haluankepri.com>

<http://www.icispricing.com>

<http://www.matche.com>

<http://www.merckmillipore.com>

<http://www.rumah.trovit.co.id>

<http://www.sciencelab.com>

<http://www.tokokimiaindonesia.com>

