

## BAB I PENDAHULUAN

### 1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik

Indonesia sebagai negara yang sedang berkembang pada saat ini berusaha untuk memenuhi kebutuhan berbagai bahan kimia melancarkan proses industrialisasi. Bahan tersebut dapat berupa bahan baku, bahan setengah jadi maupun bahan pembantu untuk industri.

Pada kenyataannya sampai saat ini banyak sekali bahan kimia yang belum dapat dipenuhi sendiri dan harus mengimport dari negara lain. Salah satu bahan baku industri yang belum tercukupi di Indonesia adalah monomer stirena.

Monomer stirena dengan rumus kimia  $C_6H_5CH=CH_2$  disebut juga *phenylethylana*, *vinylbenzene*, *styrol*, atau *cinnamene* merupakan salah satu monomer aromatis tak jenuh. Monomer stirena berbentuk cair dan aktivitas dari gugus *vinyl*-nya menyebabkan monomer stirena dapat dengan mudah melakukan polimerisasi dan kopolimerisasi. Monomer stirena banyak digunakan dalam industri pembuatan polistirena, stirena butadiena dan stirena butadine latex.

Sesuai dengan sasaran yang akan dicapai dalam pembangunan nasional, maka industri kimia di masa mendatang harus bertolak dari:

1. Pemanfaatan bahan baku untuk industri dari sumber daya alam yang dapat diperbaharui.
2. Pemanfaatan energi seoptimal mungkin karena tidak dapat diperbaharui dan jumlahnya terbatas.
3. Perkembangan industri di dalam negeri yang menuntut penyediaan bahan baku yang kontinyu.
4. Swasembada industri sebagai sarana untuk pembangunan nasional.

Industri monomer stirena didirikan untuk memenuhi kebutuhan bahan baku industri dalam negeri, mengurangi ketergantungan dari negara lain dan menghasilkan devisa dengan adanya produk yang diekspor.

## 1.2 Pemilihan Kapasitas Perancangan

Pemilihan kapasitas pabrik monomer stirena ini terdapat beberapa pertimbangan yang perlu dilakukan, yaitu:

1. Proyeksi kebutuhan monomer stirena dari tahun ke tahun di Indonesia.
2. Ketersediaan bahan baku.
3. Kapasitas minimal pabrik yang telah berproduksi.

Kebutuhan akan monomer stirena di Indonesia terus meningkat pada tahun-tahun yang akan datang. Hal ini dapat dilihat pada tabel dari data LIPI berikut ini:

**Tabel 1. Import monomer stirena di Indonesia tahun 1993-2002**

Uraian	Perkembangan, Ton					Proyeksi, Ton				
	1993	1994	1995	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002
Kapasitas Terpasang	100,000	100,000	100,000	100,000	100,000	100,000	100,000	100,000	100,000	100,000
Produsen										
- Styrimo Mono Indonesia	100,000	100,000	100,000	100,000	100,000	100,000	100,000	100,000	100,000	100,000
Perluasan dan Investasi baru										
- Styrimo Mono Indonesia										
- Transpacific Petchem										
Indotama 1)										
Suplay *)	45,818	71,900	82,944	100,859	115,801	100,000	100,000	300,000	300,000	300,000
Produksi	43,038	77,085	77,191	84,676	84,381	100,000	100,000	300,000	300,000	300,000
Impor	2,780	5,702	13,255	20,089	31,431					
Ekspor	0	10,887	7,502	3,906	11					
Konsumsi **)	45,818	71,900	82,944	100,859	115,801	66,945	68,847	71,273	85,974	100,977
Industri polystirena	29,943	51,775	53,897	60,707	75,248	44,261	45,620	47,029	50,095	53,362
Industri SAN Resin	0	0	5,648	8,946	7,885	4,923	5,072	5,330	5,719	6,137
Industri SB Latex	1,590	2,229	4,048	9,168	5,652	3,399	3,493	3,688	3,938	4,205
Industri Uns Polyester Resin	13,438	14,430	15,842	19,183	22,118	11,864	12,087	12,572	13,313	14,102
Industri Stirena-Butadiene	-	-	-	-	-	-	-	-	10,080	20,160
Rubber										
Lainnya	1,847	3,466	3,509	2,855	4,899	2,499	2,575	2,655	2,828	3,012
Kesempatan Pasar #)						33,055	31,153	228,727	214,026	199,023

### Catatan:

1) Proyek tertunda

Rencana Kapasitas:

- Styrimo Mono Indonesia (Perluasan) : 200.000 ton per tahun

- Trans Pacific Petrochemical Indotama : 400.000 ton per tahun

\*) Proyeksi produksi 1998-2002 tergantung dari permintaan pasar dan disini dianggap maksimum sesuai dengan kapasitas terpasang

\*\*\*) Diproyeksikan ekivalen dengan proyeksi permintaan oleh industri pemakai di dalam negeri

#) (+) berarti kelebihan pasok, (-) berarti kekurangan pasok

Selain itu penentuan kapasitas pabrik didasarkan juga pada kapasitas pabrik sejenis yang sudah dibangun. Pabrik monomer stirena dengan kapasitas minimal yang sudah pernah dibangun adalah Cosden Oil Cs Chemical Co. di Amerika Serikat dengan kapasitas 20.000 ton/tahun. Dengan melihat latar belakang yang ada, maka dipilih kapasitas produksinya 250.000 ton/tahun. Kapasitas ini sengaja ditetapkan 250.000 ton/tahun dengan pertimbangan antara lain:

1. Dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri yang diperkirakan mengalami kenaikan dari tahun ke tahun sebagai hasil dari pembangunan.
2. Dapat membuka kesempatan berdirinya industri-industri lainnya yang menggunakan monomer stirena sebagai bahan baku yang selama ini belum berkembang di Indonesia.
3. Jika memungkinkan bisa mengekspornya ke luar negeri sehingga menghasilkan devisa bagi negara.

### **1.3 Pemilihan Lokasi Pabrik**

Pemilihan lokasi pabrik merupakan salah satu faktor utama yang menentukan keberhasilan dan kelangsungan hidup suatu pabrik. Untuk itu harus dipertimbangkan beberapa faktor di bawah ini:

1. Sumber bahan baku

Bahan baku adalah faktor utama dalam penentuan lokasi pabrik. Pabrik monomer stirena ini akan didirikan di Cilegon, Banten karena dekat dengan sumber bahan baku yaitu etil benzena. Bahan baku etil benzena diperoleh dari PT.Styrindo Mono Indonesian, Merak, Indonesia. Karena jarak dengan bahan baku dekat maka akan mempermudah penyediaan bahan baku dan menekan biaya transportasi.

2. Pemasaran

Monomer stirena merupakan bahan baku polistirena, stirena butadiena dan stirena butadiena latex. Dengan berdirinya pabrik monomer stirena di Cilegon diharapkan kebutuhan akan monomer stirena bisa tercukupi mengingat Cilegon dan sekitarnya merupakan wilayah kawasan industri.

Adapun pabrik yang ada di sekitar Cilegon dan Jakarta yang membutuhkan monomer stirena sebagai bahan bakunya, yaitu PT. Pacific Indomas Plastic Indonesian, PT. Polychem Lindo Inc dan PT. Risjad Brasali Styrimdo.

### 3. Utilitas

Kota Cilegon merupakan kawasan industri yang telah ditetapkan oleh pemerintah. Karena itu kebutuhan utilitas pabrik seperti listrik dan air dapat dipenuhi. Kebutuhan listrik didapat dari PLTA dan generator sebagai cadangan, sedangkan kebutuhan air didapat dari air laut.

### 4. Sistem Transportasi

Transportasi dibutuhkan sebagai penunjang beroperasinya suatu pabrik terutama untuk:

- a. Penyediaan bahan baku
- b. Pengangkutan produk
- c. Pemasaran

Cilegon yang berada di Banten merupakan kawasan industri maka jalur perhubungan darat maupun laut sudah tersedia. Perhubungan darat tersedianya jalan tol Jakarta-Cilegon dan perhubungan laut tersedianya pelabuhan Merak sehingga akan memperlancar pemasaran produk baik di dalam negeri maupun ekspor

### 5. Tenaga Kerja

Tenaga kerja dapat dipenuhi dari penduduk sekitar pabrik, mengingat semakin banyak tenaga kerja yang mencari lowongan kerja dengan ketrampilan yang cukup memadai dan upah buruh yang memadai pula.

### 6. Pemerintah

Kebijakan pemerintah untuk menjadikan Cilegon, Jakarta dan sekitarnya sebagai kawasan industri akan mempermudah dalam hal perizinan dan pengembangan pabrik.

## 1.4 Tinjauan Pustaka

### 1.4.1 Pemilihan Proses

Tahun 1925, Naugatuck Chemical Company mencoba memproduksi monomer stirena dalam skala besar untuk komersial tetapi gagal. Baru pada saat perang dunia II teknologi pembuatan monomer stirena berhasil dikembangkan oleh Badische Anilin dan Soda Pabrik (BASF) dengan cara dehidrogenasi katalitik, sedangkan sisanya menggunakan oksidasi etil benzena. Ada beberapa cara pembuatan monomer stirena tetapi yang umum diproduksi dalam skala komersial hanya 2 yaitu dehidrogenasi etil benzena dan oksidasi etil benzena (Kirk dan Othmer, 1980).

Macam-macam proses pembuatan monomer stirena, yaitu:

#### 1. Dehidrogenasi katalitik

Reaksi dehidrogenasi katalitik terjadi pada fase uap dengan steam melewati katalis padat. Katalis yang digunakan adalah campuran  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  87,9%,  $\text{Cr}_2\text{O}_3$  2,5% dan  $\text{K}_2\text{O}$  9,6% dengan nama dagang *shell* 105. Reaksi bersifat endotermis dan merupakan reaksi kesetimbangan.

Reaksi yang terjadi:



*Yield* rendah jika reaksi ini tanpa menggunakan katalis. Temperatur reaktor 600-650°C dan pada tekanan atmosfer. Karena reaksi dehidrogenasi etil benzena merupakan reaksi endotermis maka diperlukan adanya *steam* untuk mensuplai panas ke dalam reaksi.

#### 2. Oksidasi etil benzena

Proses ini ada 2 macam, yaitu dari *Union Carbide* dan *Halogen Internasional*. Proses dan *Union carbide* mempunyai 2 produk yaitu monomer stirena dan acephenon. Menggunakan katalis acetat diikuti dengan reaksi reduksi menggunakan katalis chrome-

besi-tembaga kemudian dilanjutkan dengan reaksi hidrasi alkohol menjadi monomer stirena dengan katalis titania pada suhu 250 °C.

Reaksi yang terjadi berturut-turut adalah sebagai berikut:



Kekurangan proses ini adalah terjadinya korosi pada tahap oksidasi dan produk yang dihasilkan 10 % lebih kecil dibandingkan reaksi dehidrogenasi.

Proses *Halcon International* menghasilkan monomer stirena dan *propyleneoxide*. Uraian proses ini yaitu mengoksidasi Etil benzena menjadi etil benzena hidroperoksida kemudian direaksikan dengan propilena membentuk propilen oksida dan fenil etil alkohol kemudian didehidrasi menjadi monomer stirena.

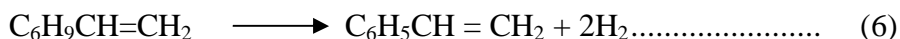
### 3. Stirena dari butadiena

Reaksi dimerisasi *Diels Alder* dari 1,3 butadiena menjadi 4-*vinylcyclohexana* (VCH). Reaksi ini bersifat eksotermis dan berlangsung pada suhu 140°C dan tekanan 4 Mpa.

Reaksi yang terjadi sebagai berikut:



Kemudian VCH dehidrogenasi menjadi stirena ini tidak menguntungkan.



Dari beberapa uraian proses pembuatan monomer stirena di atas, akan dirancang pabrik monomer stirena dengan proses dehidrogenasi katalitik dengan menggunakan katalis *shell 105* dengan alasan sebagai berikut:

1. Proses dehidrogenasi adalah proses yang paling sederhana dibandingkan proses oksidasi etil benzena. Hal ini akan menghemat biaya konstruksi reaktor karena hanya dibutuhkan satu reaktor, sedangkan proses oksidasi menggunakan reaktor seri.

2. Pada proses dehidrogenasi etil benzena menggunakan bahan pembantu uap panas yang dapat mencukupi kebutuhan panas reaksi, sedangkan proses oksidasi membutuhkan propilen, oksigen, hidrogen, dan bermacam - macam katalis.
3. Proses dehidrogenasi katalitik paling banyak digunakan secara komersial.
4. Hasil samping yang berupa toluen dan benzena bisa dijual dengan harga tinggi

#### 1.4.2 Kegunaan Produk

Monomer stirena dapat digunakan antara lain dalam bentuk

1. Poli stirena  
 Digunakan dalam industri kemasan makanan, alat-alat rumah tangga, mobil, alat-alat elektronik, alat-alat kesehatan dan juga peralatan laboratorium.
2. Stirena butadiena  
 Digunakan dalam industri alat-alat mobil seperti ban, radiator, sabuk penggerak dan *heater*.
3. Stirena butadiena latex  
 Digunakan dalam industri pelapis kertas, pelapis bawah karpet dan pelapis karet.

#### 1.4.3 Sifat Fisis dan Sifat Mekanis

##### a. Bahan baku

Etil Benzena

- Sifat fisis

Wujud	: Cair
BM	: 106,168 gr/mol
Density	: 867 kg/m <sup>3</sup>
Titik beku	: -95,0°C

Titik didik	: 136,1°C
Temperatur kritis	: 617,1 K
Tekanan kritis	: 36,1 bar 935,628 atm)
Volume kritis (m <sup>3</sup> /mol)	: 0,374 m <sup>3</sup> /mol
Density (kg/m <sup>3</sup> )	: 867 kg/m <sup>3</sup>
Kemurnian (% wt)	: 99% wt

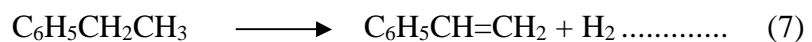
( Coulson & Richard Son's, Volume 6)

- Sifat Kimia

- a. Dehidrogenasi

Proses ini dilakukan pada fase gas dengan katalis *shell* 105. Reaksi berlangsung secara setimbang dan membutuhkan panas.

Reaksi yang terjadi:



$\Delta\text{H}(600^\circ\text{C}) = 124,9 \text{ KJ/mol}$  (Ullman, 1994)

- b. Oksidasi

Reaksi oksidasi akan menghasilkan produk etil benzena hidroperoksida.

Reaksi yang terjadi:



Hidroperoksida merupakan senyawa yang tidak stabil, maka kemungkinan kenaikan temperatur harus dihindari karena akan terjadi dekomposisi.

Reaksi dengane Etil Benzena membentuk dietilbenzena.

Reaksi yang terjadi



*Polyethylbenzene* merupakan produk samping dari pembuatan etil benzena.



## b. Produk

### Stirena

- Sifat fisis

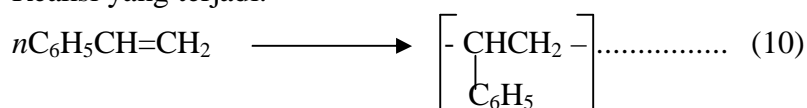
Wujud	: cair
BM	: 104,152 gr/mol
Density	: 906 kg/m <sup>3</sup>
Titik beku	: -30,7°C
Titik didih	: 145,1°C
Temperatur kritis	: 647,0 K
Tekanan kritis	: 39,9 bar (39,378 atm)

(Perry's, 1997)

- Sifat kimia

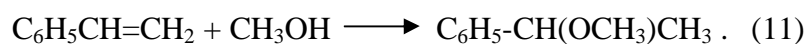
1. Polimerisasi stirena menjadi polistirena

Reaksi yang terjadi:



2. Alkilasi stirena dengan methanol menjadi methylether.

Reaksi yang terjadi:



(Perry's, 1997)

### 1.4.4 Tinjauan Proses Dehidrogenasi Secara Umum

Dehidrogenasi adalah salah satu reaksi yang paling penting dalam industri kimia. Reaksi dehidrogenasi adalah reaksi yang menghasilkan komponen yang berkurang kejenuhannya tetapi lebih reaktif. Reaksinya endotermis yaitu memerlukan panas dimana panas ini diperlukan untuk memutuskan ikatan antara atom C dan H.

Berbagai cara dapat dilakukan untuk mencukupi kebutuhan panas ini diantaranya dengan cara penambahan steam lewat jenuh atau dengan membuat reaktor yang dapat berfungsi sebagai alat penukar panas (*Reactor Fixed Bed Multitube*) atau dengan cara memadukan kedua cara ini.

Kebanyakan reaksi dehidrogenasi adalah reaksi yang bersifat endotermis yaitu membutuhkan panas untuk terjadinya reaksi dan suhu yang tinggi diperlukan untuk mencapai konversi yang tinggi pula.

Reaksi katalitik berlangsung dalam tujuh tahap, yaitu sebagai berikut :

1. Transfer reaktan dari fase gas ke permukaan katalis
2. Transfer pada pori-pori katalis
3. Adsorpsi kimia
4. Reaksi kimia
5. Desorpsi kimia
6. Transfer produk ke permukaan katalis
7. Transfer produk dari permukaan ke fase gas.

Dalam hal ini langkah 1,2,6,7 dapat diabaikan karena tahanannya sangat kecil. Karena reaksi ini merupakan reaksi pada permukaan maka tidak diperlukan tekanan yang begitu tinggi.

Contoh penggunaan proses dehidrogenasi dalam industri kimia selain dehidrogenasi etil benzena adalah:

- a. Dehidrogenasi etana menjadi etilene

Reaksi ini tanpa menggunakan katalis, terjadi pada temperatur 800-900°C dan tekanan 2-5 atm. Selektivitas etilen mencapai 85-90%, (McKetta, 1987).

- b. Dehidrogenasi propana menjadi propilena

Reaksi ini terjadi pada suhu 550-600°C dengan katalis chromina-alumina. Untuk tujuan yang lebih komersial, pirolisis dari propena menghasilkan campuran etilena dan propilena (Mc Ketta, 1987).

- c. Dehidrogenasi n-butana menjadi n-butana dan butadiena

Proses ini menggunakan katalis chromina-alumina pada suhu 550-600°C. Untuk memproduksi n-butana sebagai produk utama digunakan tekanan atmosfer, sedangkan bila butadiena yang diinginkan sebagai produk utama maka digunakan tekanan 0,25 atm (McKetta, 1987).

d. Dehidrogenasi parafin tingkat tinggi menjadi olefin

Parafin dari  $C_6H_{14}$  sampai  $C_{20}H_{42}$  didehidrogenasi menjadi mono olefin pada tekanan rendah menggunakan katalis logam. Konversi berkisar 20-40°C dan selektivitas 90% (McKetta, 1987).