

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA



PRARANCANGAN PABRIK STYRENE PROSES DEHIDROGENASI KATALITIK ETHYLBENZENE KAPASITAS 45.000 TON/TAHUN

Disusun oleh :

ARDIAN DWI YUDISTIRA

L2C008013

ERLINDA KHOIRUNISA

L2C008037

**JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS DIPONEGORO
SEMARANG**

2012

EXECUTIVE SUMMARY

JUDUL TUGAS	PERANCANGAN PABRIK STYRENE PROSES DEHIDROGENASI KATALITIK ETHYLBENZENE	
	KAPASITAS PRODUKSI	45.000 Ton/Tahun

1. STRATEGI PERANCANGAN

Latar Belakang	<ul style="list-style-type: none"> - Styrene adalah senyawa yang memberi kontribusi besar dalam kehidupan manusia. Hal ini disebabkan karena senyawa ini merupakan bahan baku dari produk-produk plastik yang banyak digunakan manusia. - Banyaknya permintaan dari luar negeri sehingga pasar ekspor untuk styrene sangat menjanjikan. - Ditinjau dari faktor lingkungan, pabrik styrene termasuk pabrik ramah lingkungan. Limbah yang dihasilkan oleh pabrik styrene tidak mengandung logam-logam berat dalam jumlah besar walaupun dalam prosesnya menggunakan katalis oksida logam. Produk styrene termasuk ke dalam senyawa aromatis bersifat non-bioakumulatif, biodegradable pada lingkungan tanah dan air serta cepat terdestruksi pada udara.
Dasar Penetapan Kapasitas Produksi	<p>Faktor-faktor yang perlu dipertimbangkan dalam menentukan kapasitas rancangan Pabrik Styrene Proses Dehidrogenasi Katalitik Ethylbenzene, yaitu :</p> <ol style="list-style-type: none"> a. Kebutuhan Styrene di Indonesia Perkembangan ekspor-impor styrene tahun 2005-2009 mengalami peningkatan. Di Indonesia, terdapat PT. Styrimdo Mono Indonesia (SMI) yang memenuhi kebutuhan styrene dalam negeri. Untuk pemenuhan kebutuhan ekspor styrene Indonesia belum ada. Pabrik yang akan dirancang mulai beroperasi pada tahun 2015 dan rata-rata umur pabrik kimia adalah 10 tahun. Dari pertimbangan-pertimbangan di atas, kebutuhan ekspor tahun 2015 diprediksikan sebesar 43.126.196 kg. Pabrik yang akan dirancang diharapkan dapat memenuhi kebutuhan ekspor tersebut. Jadi, kapasitas pabrik yang akan dirancang sebesar 45.000 ton/tahun. b. Ketersediaan bahan baku Ketersediaan bahan baku merupakan faktor yang sangat penting bagi kelangsungan produksi suatu pabrik. Bahan baku pembuatan Styrene diperoleh dari PT Styrimdo Mono Indonesia (PT SMI) yang mempunyai kapasitas produksi ethylbenzene sebesar 380.000 ton/tahun. Secara teoritis untuk memproduksi 45.000 ton/tahun styrene dibutuhkan 95.297 ton/tahun ethylbenzene. Sebuah kesepakatan bersama dengan pabrik penyedia bahan baku diperlukan

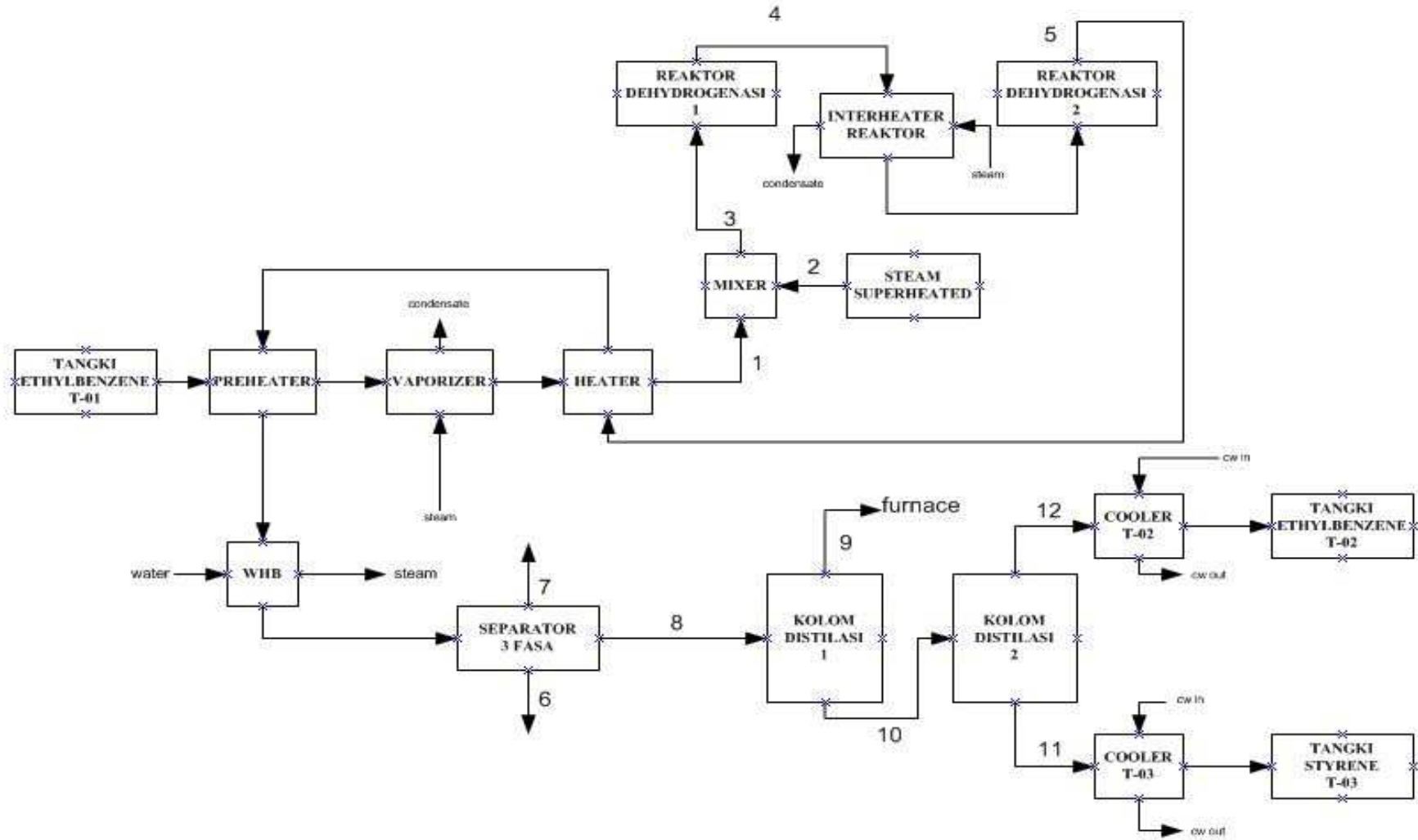
	<p>supaya ketersediaan bahan baku dapat terpenuhi secara berkesinambungan.</p> <p>c. Kapasitas Minimum Pabrik Untuk menentukan kapasitas pabrik yang akan didirikan harus memperhatikan kapasitas pabrik sejenis dalam skala komersial yang sudah dibangun. kapasitas minimum pabrik styrene monomer yang pernah dibangun adalah Santide Refining Co, Corpus City, Texas, USA dengan kapasitas sebesar 27.220 ton/tahun sedangkan kapasitas terbesar pabrik Styrene Monomer adalah Cos-Mar Co dengan kapasitas 1.000.000 ton/tahun. Oleh karena itu, pabrik styrene dengan kapasitas 45.000 ton/tahun ini layak untuk didirikan.</p>
<p>Dasar Penetapan Lokasi Pabrik</p>	<ol style="list-style-type: none"> 1. Lokasi bahan baku Bahan baku ethylbenzene direncanakan akan disuplai oleh PT. Styrimdo Mono Indonesia di Kawasan Industri Pulo Ampel. 2. Pemasaran Di Kawasan Industri Pulo Ampel, Propinsi Jawa Barat, memiliki fasilitas pelabuhan untuk memasarkan produk styrene ke luar negeri. 3. Ketersediaan Air dan Listrik Air dan listrik merupakan kebutuhan yang sangat penting dalam industri. Kawasan Industri Pulo Ampel dekat dengan laut sehingga menyebabkan kebutuhan air diperoleh dari air laut maupun PDAM setempat sedangkan kebutuhan listrik diperoleh dari PLN dan juga menggunakan generator listrik. 4. Transportasi Pengiriman bahan baku dan distribusi produk dilakukan melalui jalur darat dan jalur laut. Pada jalur laut, menggunakan kapal ferry untuk pemasaran ke luar negeri. Pada jalur darat, menggunakan transportasi darat dan melewati jalan tol untuk pendistribusian bahan baku. 5. Tenaga Kerja Tenaga kerja yang dibutuhkan oleh pabrik lebih menguntungkan dan mempermudah perekrutan tenaga kerja jika mengambil di sekitar lokasi pabrik. Tenaga kerja di kawasan industri Pulo Ampel dapat diperoleh dengan mudah dengan membuka lapangan pekerjaan bagi penduduk disekitarnya. Tenaga ahli dapat diperoleh dari Jakarta, Bandung dan lokasi lain yang tidak jauh dari kedua kawasan industri tersebut yang memiliki lembaga pendidikan formal maupun nonformal terakreditasi sehingga potensi tenaga ahli tidak diragukan lagi.
<p>Pemilihan Proses</p>	<p>Terdapat 2 macam proses yang telah dipakai dalam industri pembuatan styrene dari ethylbenzene yaitu proses dehidrogenasi katalitik dan proses oksidasi ethylbenzene. Dari kedua proses yang ada, dipilih proses dehidrogenasi katalitik dengan alasan sebagai berikut:</p>

	<p>1. Proses dehidrogenasi adalah proses yang paling sederhana dalam hal proses, bahan baku maupun bahan pembantu.</p> <p>2. Proses dehidrogenasi katalitik paling banyak dipakai secara komersial.</p> <p>Proses pembuatan styrene dari ethylbenzene berdasarkan pada reaksi dehidrogenasi dimana akan dilepaskan dua atom hidrogen dari cabang ethyl. Reaksi ini berlangsung dalam fasa gas dan bersifat reversible endotermis. Sejumlah panas dibutuhkan untuk memutus ikatan C-H. Untuk memenuhi kebutuhan panas tersebut digunakan superheated steam sehingga kondisi umpan terpenuhi sebelum masuk reaktor.</p> <p>Reaksi utama yang terjadi :</p> $\text{C}_6\text{H}_5\text{C}_2\text{H}_5 (\text{g}) \xrightleftharpoons[0.7 - 3 \text{ atm ; Steam}]{600 - 650 \text{ }^\circ\text{C}} \text{C}_6\text{H}_5\text{C}_2\text{H}_3 (\text{g}) + \text{H}_2 (\text{g})$ <p>$\Delta H_{298}^0 = 117.440 \text{ kJ/kmol}$</p> <p>Di samping reaksi utama, juga terjadi reaksi samping sebagai berikut:</p> <p>1. Thermal cracking Ethylbenzene menghasilkan Benzene, Toluene, Metana dan Ethylene.</p> <p>Reaksi :</p> $\begin{aligned} \text{C}_6\text{H}_5\text{C}_2\text{H}_5 (\text{g}) &\longrightarrow \text{C}_6\text{H}_6 (\text{g}) + \text{C}_2\text{H}_4 (\text{g}) \\ \text{C}_6\text{H}_5\text{C}_2\text{H}_5 (\text{g}) + \text{H}_2 (\text{g}) &\longrightarrow \text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_3 (\text{g}) + \text{CH}_4 (\text{g}) \end{aligned}$ <p>2. Reaksi gasifikasi steam menghasilkan oksida karbon dan hidrogen.</p> <p>Reaksi :</p> $\begin{aligned} \text{C}_2\text{H}_4 (\text{g}) + 2\text{H}_2\text{O} (\text{g}) &\longrightarrow 2 \text{CO} (\text{g}) + 4 \text{H}_2 (\text{g}) \\ \text{CH}_4 (\text{g}) + \text{H}_2\text{O} (\text{g}) &\longrightarrow \text{CO} (\text{g}) + 3 \text{H}_2 (\text{g}) \\ \text{CO} (\text{g}) + \text{H}_2\text{O} (\text{g}) &\longrightarrow \text{CO}_2 (\text{g}) + \text{H}_2 (\text{g}) \end{aligned}$ <p>Katalis yang digunakan adalah Shell 105 dimana Fe_2O_3 sebagai katalis, K_2CO_3 sebagai promotor katalis, dan Cr_2O_3 sebagai struktur stabilizer katalis. Fase katalis adalah padat dan umur katalis sekitar 1 sampai 2 tahun.</p> <p>Konversi ethylbenzene menjadi styrene keluar reaktor pertama adalah 35 % (Ullman, vol 34, 2001). Konversi ethylbenzene menjadi toluene sebesar 1,65 - 2,3 % sedangkan konversi ethylbenzene menjadi benzene 0,55 - 1,8 %. Selektivitas styrene adalah 85 - 95 % (Mc.Ketta, vol 14, 1980).</p>
Bahan Baku Utama	
Jenis	Ethylbenzene ($\text{C}_6\text{H}_5\text{C}_2\text{H}_5$)
Spesifikasi	<ul style="list-style-type: none"> - Wujud : cair - Berat Molekul : 106,167 gr/mol - Warna : tidak berwarna - Bau : khas aromatis - Titik Didih : 136,185 °C - Densitas (25 °C) : 0,86 gr / cc

	<ul style="list-style-type: none"> - Komposisi : Ethylbenzene = Minimal 99,85 % berat Benzene = Maksimal 0,1 % berat Toluene = Maksimal 0,05 % berat
Kebutuhan	- 12032,45 kg/jam
Asal	- PT Styrimdo Mono Indonesia
Bahan Baku Pembantu	
Jenis	Katalis Shell 105
Spesifikasi	<ul style="list-style-type: none"> - Wujud : padat, pellet - Kenampakan : merah - Diameter : 5 mm - Bulk Density : $\pm 1360 \text{ kg/m}^3$ - Komposisi : Fe_2O_3 = 84,3 % berat K_2CO_3 = 13,3 % berat Cr_2O_3 = 2,4 % berat
Produk	
Jenis	Styrene ($\text{C}_6\text{H}_5\text{C}_2\text{H}_3$)
Spesifikasi	<ul style="list-style-type: none"> - Wujud : cair - Berat Molekul : 104,1036 gr/mol - Warna : tidak berwarna - Bau : khas aromatis - Titik Didih : 145 °C - Densitas (25 °C) : 0,9 gr / cc - Komposisi : Ethylbenzene = Maksimal 0,3 % berat Styrene = Minimal 99,7 % berat
Laju Produksi	5682 kg/jam
Daerah Pemasaran	Untuk memenuhi kebutuhan ekspor

2. DIAGRAM ALIR PROSES DAN PENERACAAN

2.1 Diagram Alir



Keterangan Arus

- 1 : Aliran bahan baku ethylbenzene dari heater menuju mixer
- 2 : Aliran steam superhated 2 atm menuju mixer
- 3 : Aliran dari mixer menuju reaktor dehidrogenasi 1
- 4 : Aliran dari reaktor dehidrogenasi 1 menuju interheater reaktor dan reaktor dehidrogenasi 2
- 5 : Aliran dari reaktor dehidrogenasi 2 menuju heater
- 6 : Aliran air (steam) dari separator 3 fasa
- 7 : Aliran gas (H_2 dan CO_2) dari separator 3 fasa
- 8 : Aliran produk (ethylbenzene, benzene, toluene, styrene) dari separator 3 fasa
- 9 : Aliran benzene dan toluene dari kolom distilasi 1 menuju furnace
- 10 : Aliran ethylbenzene dan styrene dari kolom distilasi 1 ke kolom distilasi 2
- 11 : Aliran produk styrene dari kolom distilasi 2
- 12 : Aliran ethylbenzene sisa dari kolom distilasi 2

2.2 Peneracaan

2.2.1 Neraca Massa

1. Neraca Massa Mixer (M)

Komponen	M		
	Input(kg)		Output(kg)
	F1	F2	F3
Etil Benzene	11905,59	0,0	11905,59
Benzene	121,02	0,0	121,02
Toluene	5,84	0,0	5,84
Water	0,0	29697,62	29697,62
Sub Total	12032,45	29697,62	41730,07
Total	41730,07		41730,07

2. Neraca Massa Reaktor I (R-01)

Komponen	R-01	
	Input(kg)	Output(kg)
	F3	F4
Etil Benzene	11905,59	7732,58
Benzene	121,02	183,61
Toluene	5,84	114,34
Styrene	0,0	3885,07
Air	29697,62	29597,47
Hidrogen	0,0	95,98
Karbon Dioksida	0,0	121,02
Total	41730,07	41730,07

3. Neraca Massa Reaktor II (R-02)

R-02		
Komponen	Input(kg)	Output(kg)
	F4	F5
Etil Benzene	7732,58	5635,85
Benzene	183,61	213,32
Toluene	114,34	165,92
Styrene	3885,07	5836,25
Air	29597,47	29549,06
Hidrogen	95,98	146,06
Karbon Dioksida	121,02	183,61
Total	41730,07	41730,07

4. Neraca Massa Separator Tiga Fasa (S)

S				
Komponen	Input(kg)	Output(kg)		
	F5	F6	F7	F8
Etil Benzene	5635,85	0,0	0,0	5635,85
Benzene	213,32	0,0	0,0	213,32
Toluene	165,92	0,0	0,0	165,92
Styrene	5836,25	0,0	0,0	5836,25
Air	29549,06	29549,06	0,0	0,0
Hidrogen	146,06	0,0	146,06	0,0
Karbon Dioksida	183,61	0,0	183,61	0,0
Sub Total	41730,07	29549,06	329,67	11851,34
Total	41730,07	41730,07		

5. Neraca Massa Menara Destilasi I (D-01)

D-01			
Komponen	Input(kg)	Output(kg)	
	F8	F9	F10
Etil Benzene	5635,85	84,54	5551,3
Benzene	213,32	213,32	0,0
Toluene	165,92	165,92	0,0
Styrene	5836,25	58,36	5777,9
Sub Total	11851,34	522,14	11329,2
Total	11851,34	11851,34	

6. Neraca Massa Menara Destilasi II (D-02)

D-02				
Komponen	Input(kg)		Output(kg)	
	F10	F11	F11	F12
Etil Benzene	5551,3	17,05		5534,26
Benzene	0,0	0,0		0,0
Toluene	0,0	0,0		0,0
Styrene	5777,9	5664,95		112,94
Sub Total	11329,2	5682,0		5647,2
Total	11329,2		11329,2	

2.2.2 Neraca Panas

1. Neraca Panas di HE-01

HE-01				
Komponen	Input(J)		Output(J)	
	Q1A	Q5B	Q1B	Q5C
E	7,38E+04	1,293E+09	2,43E+06	1,92E+09
B	1,06E+06	8,53E+07	3,32E+07	8,51E+07
T	4,98E+04	6,10E+07	1,56E+06	6,09E+07
S		2,10E+09		2,09E+09
W		6,71E+10		6,71E+10
H		7,14E+07		7,08E+07
C		6,96E+07		6,95E+07
Sub Total	1,18E+06	7,14E+10	3,72E+07	7,14E+10
Total		7,14E+10		7,14E+10

2. Neraca Panas di Vaporiser (V)

V				
Komponen	Input(J)		Output(J)	
	Q1B	Qs	Q1C	Qc
E	2,43E+06		4,02E+09	
B	3,32E+07		4,79E+07	
T	1,56E+06		2,12E+06	
W		4,96E+09		9,28E+08
Sub Total	3,72E+07	4,96E+09	4,07E+09	9,28E+08
Total		5,00E+09		5,00E+09

3. Neraca Panas di HE-02

HE-02				
Komponen	Input(J)		Output(J)	
	Q1C	Q5A	Q1D	Q5B
E	4,02E+09	1,293E+09	4,09E+09	1,293E+09
B	4,79E+07	1,94E+09	4,85E+07	8,53E+07
T	2,12E+06	8,56E+07	2,16E+06	6,10E+07
S		6,13E+07		2,10E+09
W		2,12E+09		6,71E+10
H		6,72E+10		7,14E+07
C		7,26E+07		6,96E+07
Sub Total	4,07E+09	6,98E+07	4,14E+09	7,14E+10
Total	7,55E+10		7,55E+10	

4. Neraca Panas di Mixer (M)

M			
Komponen	Input(J)		Output(J)
	Q1D	Q2	Q3
E	4,09E+09		4,124E+09
B	4,85E+07		4,879E+07
T	2,16E+06		2,171E+06
W		6,76E+10	6,761E+10
Sub Total	4,14E+09	6,76E+10	7,178E+10
Total	7,178E+10		7,178E+10

5. Neraca Panas di Reaktor I (R-01)

R-01		
Komponen	Input(kJ)	Output(kJ)
	Q3	Q4A
E	4,09E+09	2,68E+09
B	4,85E+07	7,40E+07
T	2,16E+06	4,16E+07
S		1,37E+09
W		7,00E+10
H		4,83E+07
C		4,61E+07
Q reaksi	-4,71E+09	
Sub Total	7,65E+10	7,65E+10
Total	7,65E+10	7,65E+10

6. Neraca Panas di HE-03

HE-03				
Komponen	Input(J)		Output(J)	
	Q4A	Qs	Q4B	Qc
E	2,68E+09		2,68E+09	
B	7,40E+07		7,40E+07	
T	4,16E+07		4,25E+07	
S	1,37E+09		1,37E+09	
W	7,00E+10	1,23E+08	7,01E+10	2,30E+07
H	4,83E+07		4,83E+07	
C	4,61E+07		4,61E+07	
Sub Total	7,65E+10	1,23E+08	7,43E+10	2,30E+07
Total	5,39E+08		5,39E+08	

7. Neraca Panas di Reaktor II (R-02)

R-02		
Komponen	Input(J)	Output(J)
	Q4B	Q5A
E	2,68E+09	1,94E+09
B	7,40E+07	8,56E+07
T	4,25E+07	6,13E+07
S	1,37E+09	2,12E+09
W	7,01E+10	6,72E+10
H	4,83E+07	7,26E+07
C	4,61E+07	6,98E+07
Q reaksi	-2,35E+09	
Sub Total	7,15E+10	7,15E+10
Total	7,15E+10	7,15E+10

8. Neraca Panas di WHB

WHB				
Komponen	Input(J)		Output(J)	
	Q5C	QA	Q5D	QB
E	1,92E+09		4,14E+05	
B	8,51E+07		2,15E+07	
T	6,09E+07		1,63E+07	
S	2,09E+09		5,88E+08	
W	6,71E+10		2,85E+09	
H	7,08E+07		9,24E+05	
C	6,95E+07		7,47E+04	
BFW		1,56E+10		
Steam				8,36E+10
Sub Total	7,14E+10	1,56E+10	3,47E+09	8,36E+10
Total	8,70E+10		8,70E+10	

9. Neraca Panas di Kolom Distilasi I (D-01)

D-01					
Komponen	Input(kJ)		Output(kJ)		
	Q8	Q Reboiler	Q9	Q10	Q kondenser
E	4.14E+05		3.16E+06	5.00E+05	
B	2.15E+07		1.22E+08		
T	1.63E+07		1.18E+08		
S	5.88E+08		2.72E+06	7.09E+08	
Sub Total	6.26E+08	3.46E+08	2.45E+08	7.10E+08	1.69E+07
Total	9,72E+08		9,72E+08		

10. Neraca Panas di Kolom Distilasi II (D-02)

D-02					
Komponen	Input(J)		Output(J)		
	Q10	Q Reboiler	Q11	Q12	Q kondenser
E	9.30E+05		3.00E+03	1.87E+09	
B					
T					
S	1.30E+09		1.33E+09	6.20E+07	
Sub Total	1.30E+09	1.79E+10	1.33E+09	1.93E+09	1.60E+10
Total	1,93E+10		1,93E+10		

11. Neraca Panas di HE-04

HE-04				
Komponen	Input(J)		Output(J)	
	Q11A	QA	Q11B	QB
E	3.00E+03		5,46E+02	
S	1.33E+09		2,53E+08	
CW in		2,16E+09		
CW out				3,24E+09
Sub Total	1.33E+09	2,16E+09	2,53E+08	3,24E+09
Total	3,49E+09		3,49E+09	

12. Neraca Panas di HE-05

HE-05				
Komponen	Input(J)		Output(J)	
	Q12A	QA	Q12B	QB
E	1.87E+09		1,77E+05	
S	6.20E+07		5,04E+06	
CW in		3,86E+09		
CW out				5,79E+09
Sub Total	1.93E+09	3,86E+09	5,22E+06	5,79E+09
Total	5,80E+09		5,80E+09	

3. PERALATAN PROSES DAN UTILITAS

3.1 Peralatan Proses

1. Tangki Etil Benzene (T-01)

Kode : T – 01
Tipe : *Flat Bottom Cylindrical Vessel Conical Roof*
Fungsi : Menyimpan bahan baku etil benzene dalam bentuk cair selama 45 hari pada $T = 30^{\circ} C$ dan $P = 1 \text{ atm}$.
Kapasitas : 52.201,64 bbl
Jumlah : 2 buah
Kondisi operasi : suhu : $30^{\circ} C$
: tekanan : 1 atm
Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-283 grade C
Diameter : 80 ft
Tinggi : 60 ft
Jumlah course : 10 course
Tinggi Head : 4 ft
Tebal Head : 0,749 in
Tebal shell (inch) : 1,13; 1,08; 0,93; 0,83; 0,74; 0,67; 0,54; 0,43; 0,34; 0,24

2. Pompa Etil Benzene (P – 01)

Kode : P – 01
Fungsi : Memompa bahan baku etil benzene dari tangki penyimpanan (T-01) menuju ke Pre-Heater (HE-01)
Type : Centrifugal
Bahan Konstruksi : Cast Iron
Kapasitas : 26526.98 lb/jam
Power Pompa : 1,5 HP
Power Motor : 1,5 HP
Ukuran pipa :

- Diameter nominal : 3 in
- Outside diameter (OD) : 3,5 in
- Inside diameter (ID) : 3,068 in
- Schedule Number : 40
- Luas area (A_m) : 0,0513 ft^2

3. Pre-Heater (HE-01)

Kode : HE-01
Fungsi : *Menaikkan suhu bahan baku Ethylbenzene sampai suhu cair jenuhnya (siap menguap)*
Jenis HE : Shell And Tube
Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA-285 Grade C* (Untuk Shell dan Tube)
Layout dan Dimensi HE

<u>Shell Side</u>		<u>Tube Side</u>	
ID	= 31 inch	Jumlah	= 172
Jarak Baffle	= 9 inch	Panjang	= 16 ft
Jml Pass	= 1	OD	= 1 ½ inch
Fluida	= Styrene	BWG	= 8
		Pitch	= 1 7/8 in

Triangular
 Jml Pass = 2
 Fluida = Etil Benzene

Shell		Tube
281 Btu/jam.ft ² .°F	h outside	104 Btu/jam.ft ² .°F
Uc	62.8 Btu/jam.ft ² .°F	
Ud	58.3 Btu/jam.ft ² .°F	
Rd terhitung	0.0012 Jam.ft ² .°F/Btu	
Rd diperlukan	0.001 Jam.ft ² .°F/Btu	
0.37 psi	ΔP terhitung	0.227 psi
2 psi	ΔP max yang diijinkan	10 psi

4. Reaktor I (R-01)

Kode : R-01
 Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi dehidrogenasi Ethylbenzene
 Tipe : Reaktor Fixed Bed Adiabatik non isothermal dengan Torispherical Dished Head
 Suhu Operasi : 640 – 626,85 °C
 Tekanan Operasi : 2 atm
 Pressure drop : 0,076 atm
 Waktu Tinggal : 0,28 detik
 Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA 285 grade A*
 Dimensi Reaktor

Tinggi Reaktor : 7,256 m
 Diameter Inside : 1,8 m
 Diameter Outside : 78 in = 1,973 m
 Tebal shell : 3/4 in
 Tebal head : 1 in

Isolasi Reaktor

Bahan Isolasi : Asbestos
 Tebal isolasi : 2,03 in

5. Menara Distilasi I (D-02)

Kode : D-02
 Fungsi : Memisahkan Styrene dari Ethylbenzene
 Tipe : Sieve tray dengan stiffeners
 Jumlah Plate : 96 plate
 Lokasi feed : antara tray 55 dan 56
 Tray spacing : 20 in
 Dimensi

Tinggi menara : 50,09 m
 Diameter atas : 4 m
 Diameter bawah : 3 m

Tebal shell	Puncak	: 5/16 in
	Dasar	: 5/16 in
Tinggi head	Puncak	: 25,96 in
	Dasar	: 20,10 in

3.2 Utilitas

<i>Air</i>	
Air untuk make-up air pendingin	348,64 m ³ /hari
Air untuk sanitasi	24,8 m ³ /hari
Air make-up umpan ketel (<i>boiler feed water</i>)	74,939 m ³ /hari
Total kebutuhan air + 10% (asumsi air yang hilang saat proses)	493,22 m ³ /hari
Didapat dari sumber	PT. Krakatau Tirta Industri
<i>Steam</i>	
Kebutuhan <i>steam</i>	35.136,8754 kg/jam
Steam dari WHB	30.883,82 kg/jam
Steam dari Boiler	4253,1 kg/jam
Jenis Boiler	Fire Tube Boiler
Didapat dari sumber	Boiler dan WHB
<i>Listrik</i>	
Kebutuhan listrik + 10% (untuk faktor keamanan)	275,6 kW
Dipenuhi dari	PLN
<i>Bahan Bakar</i>	
➤ Solar	Generator dan Boiler
Kebutuhan	Boiler : 10,693 ft ³ /jam
	Generator : 1,61 ft ³ /jam
Sumber dari	Pertamina
➤ Gas Alam	Furnace
Kebutuhan	35952,96 ft ³ / jam
Sumber dari	Pemipaan gas alam jawa-sumatra

4. PERHITUNGAN EKONOMI

Physical Plant Cost	\$ 40.306.958,62
Fixed Capital	\$ 55.139.919,39
Working Capital	\$ 21.143.065,13
Total Capital Investment	\$ 79.039.980,50
Analisis Kelayakan	
Return on Investment (ROI)	- Sebelum pajak : 52,95, % - Setelah pajak : 37,07 %
Pay Out Time (POT)	- Sebelum pajak : 1,59 tahun - Setelah pajak : 2,12 tahun
Break Even Point (BEP)	22,48 %
Shut Down Point (SDP)	7,84 %