

**PRA RANCANG PABRIK *STYRENE MONOMER* MENGGUNAKAN
METODE DEHIDROGENASI KATALITIK LUMMUS/UOP CLASSIC
DENGAN KAPASITAS 130.000 TON PER TAHUN**



SKRIPSI

**Dibuat untuk Memenuhi Persyaratan Kelulusan Mata Kuliah Skripsi dan Seminar
Skripsi pada Jurusan S-Tr Teknologi Rekayasa Kimia Industri,
Sekolah Vokasi, Universitas Diponegoro**

Disusun Oleh:

Nur Ilma Awliya

40040122650064

**PRODI S-Tr TEKNOLOGI REKAYASA KIMIA INDUSTRI
DEPARTEMEN TEKNOLOGI INDUSTRI
SEKOLAH VOKASI
SEMARANG**

2026

HALAMAN PENGESAHAN

**PRA RANCANG PABRIK *STYRENE MONOMER* MENGGUNAKAN METODE
DEHIDROGENASI KATALITIK LUMMUS/UOP CLASSIC DENGAN KAPASITAS
130.000 TON PER TAHUN**

TUGAS AKHIR

**Dibuat untuk Memenuhi Persyaratan Kelulusan Mata Kuliah Tugas Akhir dan Seminar
Tugas Akhir pada Program Studi S.Tr. Teknologi Rekayasa Kimia Industri, Sekolah
Vokasi,
Universitas Diponegoro**

Disusun Oleh :

NUR ILMA AWLIYA

NIM. 40040122650064

Disetujui dan Disahkan Sebagai Laporan Tugas Akhir

Semarang, 22 Juni 2026

Dosen Pembimbing



Sri Risdhiyanti Nuswantari S.Tr.T., M.T.

NIP. 199711102024062001

HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS

Yang bertanda tangan dibawah ini

Nama : Nur Ilma Awliya

NIM : 40040122650064

Judul Tugas Akhir : Pra Rancang Pabrik *Styrene Monomer* Menggunakan Metode
Dehidrogenasi Katalitik LUMMUS/UOP *Classic* dengan Kapasitas
130.000 Ton per Tahun

Fakultas/Jurusan : Sekolah Vokasi/ STe. Teknologi Rekayasa Kimia Industri

Menyatakan bahwa skripsi ini merupakan hasil karya Nur Ilma Awliya dan Nadia Khaliza Putri didampingi dosen pembimbing dan bukan hasil jiplakan/plagiat. Apabila ditemukan unsur penjiplakan/ plagiat dalam skripsi ini, maka saya bersedia menerima sanksi akademik dari Universitas Diponegoro sesuai aturan yang berlaku. Demikian pernyataan ini saya buat dalam keadaan sadar tanpa ada paksaan dari siapapun.

Semarang, 22 Juni 2026



Nur Ilma Awliya

NIM. 40040122650064

KATA PENGANTAR

Puji syukur kehadirat Allah SWT atas limpahan rahmat selama ini sehingga penyusun dapat menyelesaikan tugas akhir (Skripsi) dengan Judul **“Pra Rancang Pabrik *Styrene Monomer* Menggunakan Metode Dehidrogenasi Katalitik LUMMUS/UOP *Classic* dengan Kapasitas 130.000 Ton per Tahun**”. Penulis menyadari bahwa dalam penyusunan skripsi ini tidak lepas dari bantuan dan bimbingan berbagai pihak. Oleh karena itu, penyusun menyampaikan terima kasih kepada:

1. Dr. M. Endy Yulianto, S.T., M.T., selaku Ketua Program Studi Sarjana Terapan Teknik Rekayasa Kimia Industri, yang senantiasa memberikan dorongan, motivasi, dan teladan kepemimpinan bagi seluruh mahasiswa, sehingga proses perkuliahan dapat berjalan dengan penuh semangat hingga pada tahap penyusunan skripsi ini.
2. Sri Risdhiyanti Nuswantari, S.Tr.T., M.T., selaku Dosen Pembimbing Skripsi, yang telah membimbing dan mengarahkan penulis dengan penuh kesabaran di sela kesibukan beliau. Terima kasih atas setiap masukan, kritik, dan koreksi yang diberikan, yang tidak hanya membuat skripsi ini menjadi lebih baik, tetapi juga membuka wawasan penulis untuk memahami Teknik Kimia secara lebih mendalam. Bimbingan beliau adalah salah satu alasan terbesar mengapa skripsi ini dapat diselesaikan dengan baik dan benar.
3. Dr. M. Endy Yulianto, S.T., M.T., selaku Dosen Wali yang telah memberikan semangat dan doa kepada penyusun selama menempuh masa perkuliahan.
4. Seluruh Dosen Program Studi Sarjana Terapan Teknologi Rekayasa Kimia Industri, Departemen Teknologi Industri, Sekolah Vokasi Universitas Diponegoro, atas ilmu dan bimbingan yang telah diberikan selama ini.
5. Ayah, Mama, Fathin, dan Ammar, keluarga yang menjadi alasan penulis untuk terus melangkah meski lelah. Terima kasih atas doa yang dipanjatkan diam-diam di setiap sepertiga malam, atas dukungan yang tidak pernah menuntut, dan atas kepercayaan yang diberikan tanpa syarat meski penulis kerap meragukan kemampuan diri sendiri. Terima kasih telah menjadi tempat pulang yang selalu terbuka, baik saat penulis membawa kabar baik maupun saat hanya membawa keluh kesah. Ayah, Mama, Fathin dan Ammar, terima kasih telah menjadi penyemangat dengan cara kalian sendiri yang sederhana namun berarti. Skripsi ini adalah salah satu bentuk kecil dari rasa terima kasih penulis atas seluruh pengorbanan yang telah diberikan, yang mungkin tidak akan pernah cukup terbalas.
6. Nadia Khaliza Putri, selaku partner skripsi, teman seperjuangan yang paling tahu rasanya begadang, revisi, dan hampir menyerah lalu bangkit lagi bersama-sama. Terima kasih

sudah menjadi tempat berkeluh kesah sekaligus alasan untuk terus maju, sehingga skripsi ini bisa selesai tanpa kendala yang berarti.

7. Kelas B "Sulthan Keren", terima kasih atas empat tahun yang penuh cerita, tawa, drama, dan haru yang tidak akan pernah bisa diulang. Kalian yang membuat masa kuliah terasa jauh lebih ringan untuk dijalani.
8. Marcelino Gabriel Siagian, pacar penulis, terima kasih telah memilih untuk tetap tinggal di setiap fase proses ini, termasuk pada versi penulis yang paling tidak baik-baik saja, paling lelah, dan paling mudah menyerah. Terima kasih atas kesabaran yang tidak pernah tampak habis, atas dukungan yang selalu hadir tanpa perlu diminta, dan atas kasih sayang yang menjadi salah satu kekuatan terbesar penulis untuk terus bertahan. Terima kasih telah menjadi pendengar yang baik di setiap keluhan, menjadi pengingat yang lembut saat penulis lupa untuk beristirahat, dan menjadi alasan untuk tetap percaya bahwa segala sesuatu akan selesai pada waktunya.
9. *Last but not least*, untuk diri sendiri, terima kasih telah bertahan sampai pada titik ini, dengan segala keterbatasan dan keraguan yang sempat singgah. Terima kasih untuk setiap malam panjang yang terasa berat namun tetap dilalui satu per satu, untuk setiap air mata yang diam-diam jatuh namun tidak pernah dibiarkan menjadi alasan untuk berhenti. Terima kasih telah memilih untuk terus mencoba meski lelah, telah memilih untuk percaya pada proses meski hasil belum terlihat, dan telah memilih untuk tidak menyerah meski banyak momen yang terasa mustahil untuk dilewati. Skripsi ini bukan sekadar syarat kelulusan, melainkan bukti bahwa penulis mampu melampaui batas yang bahkan tidak pernah dibayangkan sebelumnya. Terima kasih telah menjadi kuat, dengan caranya sendiri, dan dengan waktunya sendiri.

Penulis menyadari keterbatasan dan kemampuan dalam penyusunan skripsi ini, oleh karena itu penulis mengharapkan saran dan kritik yang bersifat membangun sehingga dapat bermanfaat bagi penyusun untuk menyempurnakan tugas akhir ini.

Semarang, 22 Juni 2026

Penulis

DAFTAR ISI

HALAMAN PENGESAHAN	ii
HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS	iii
KATA PENGANTAR.....	iv
DAFTAR ISI	vi
DAFTAR GAMBAR	x
DAFTAR TABEL	xi
INTISARI.....	xi
SUMMARY	xix
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Kapasitas Rancangan.....	3
1.2.1 Proyeksi Kebutuhan Pasar <i>Styrene</i> di Indonesia	3
1.2.2 Kapasitas yang digunakan	7
1.2.3 Kapasitas Minimum Pabrik Sejenis	8
1.2.4 Ketersediaan Bahan Baku	10
1.3 Penentuan Lokasi Pabrik.....	12
1.3.1 UMK.....	15
1.3.2 Harga Tanah	15
1.3.3 Listrik	15
1.3.4 Kebijakan Pemerintah	16
1.3.5 Tenaga Kerja	16
1.3.6 Pemasaran.....	16
1.3.7 Transportasi.....	17
1.3.8 Utilitas (Air)	18
1.3.9 Pengolahan Limbah.....	18

1.3.10 Ketersediaan Bahan Baku	18
1.4 Tinjauan Proses	18
1.4.1 Pemilihan Proses	18
1.4.2 Kegunaan Produk	21
BAB II DESKRIPSI PROSES	22
2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk	22
2.1.1 Spesifikasi Bahan Baku Utama	22
2.1.2 Spesifikasi Bahan Tambahan	23
2.1.3 Spesifikasi Produk.....	24
2.2 Konsep Proses	27
2.2.1 Dasar Reaksi.....	27
2.2.2 Mekanisme Reaksi	28
2.2.3 Kondisi Operasi.....	28
2.2.4 Tinjauan Termodinamika	29
2.2.5 Tinjauan Kinetika.....	33
2.3 Langkah Proses	34
2.3.1 Langkah Proses	34
2.3.2 <i>Process Flow Diagram</i>	38
2.4 Neraca Massa dan Neraca Panas	39
2.4.1 Neraca Massa	39
2.4.2 Neraca Panas	46
2.5 Tata Letak Pabrik dan Peralatan.....	51
2.5.1 Tata Letak Pabrik	51
2.5.2 Tata Letak Peralatan.....	54
BAB III SPESIFIKASI ALAT	57
3.1 Unit Penyimpanan	57

3.2 Unit Pemindah.....	58
3.3 Unit Penukar Panas	59
3.4 Unit Preaksi	61
3.5 Unit Pemisah	62
BAB IV UNIT PENDUKUNG PROSES	65
4.1 Unit Pengadaan dan Pengolahan Air.....	65
4.1.1 Fungsi Air.....	65
4.1.2 Kebutuhan Air	71
4.2 Unit Pengadaan Tenaga Listrik.....	74
4.3 Unit Pengadaan Steam	79
4.4 Unit Pengadaan Bahan Bakar.....	81
4.5 Unit Pengadaan Udara Tekan.....	83
4.6 Unit Laboratorium.....	83
4.7 Unit Pengolahan Limbah.....	86
4.8 Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan Hidup.....	87
BAB V MANAJEMEN PERUSAHAAN.....	95
5.1 Bentuk Perusahaan	95
5.2 Struktur Organisasi dan Deskripsi Tugas.....	97
5.3 Kebutuhan Karyawan dan Sistem Pengupahan.....	104
5.4 Kesejahteraan Karyawan.....	111
5.5 <i>Corporate Social Responsibility (CSR)</i>	114
BAB VI TROUBLESHOOTING	116
BAB VII ANALISA EKONOMI.....	139
7.1 Penaksiran Harga Peralatan.....	139
7.2 Dasar Perhitungan	141
7.2.1 Kapasitas Produksi	141
7.2.2 Kebutuhan Bahan Baku dan Produk	142

7.3 Perhitungan Biaya	142
7.3.1 <i>Capital Invesment</i>	142
7.3.2 <i>Manufacturing Cost</i>	148
7.3.3 <i>General Expense</i>	152
7.4 Analisa Kelayakan.....	154
7.4.1 <i>Profit (Keuntungan)</i>	154
7.4.2 <i>Percent Profit on Sales (POS)</i>	154
7.4.3 <i>Rate of Invesment (ROI)</i>	154
7.4.4 <i>Pay Out Time (POT)</i>	155
7.4.5 <i>Internal Rate of Return (IRR)</i>	155
7.4.6 <i>Break Event Point (BEP)</i>	155
7.4.7 <i>Shut Down Point (SDP)</i>	156
7.5 Hasil Perhitungan	156
LAMPIRAN A NERACA MASSA.....	158
LAMPIRAN B NERACA PANAS.....	188
LAMPIRAN C SPESIFIKASI ALAT	222
LAMPIRAN D ANALISA EKONOMI.....	256
DAFTAR PUSTAKA	286

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Grafik Data Ekspor <i>Styrene</i>	4
Gambar 1. 2 Grafik Data Impor <i>Styrene</i>	4
Gambar 1. 3 Grafik Data Konsumsi <i>Styrene</i>	6
Gambar 1. 4 Skema Peredaran Produk Pabrik di Pasaran.....	7
Gambar 1. 5 Daerah Lokasi Pendirian Pabrik.....	18
Gambar 2. 1 Reaksi Polimerisasi <i>Styrene</i> menjadi <i>Polystyrene</i>	25
Gambar 2. 2 <i>Process Flow Diagram</i>	38
Gambar 2. 3 Arus-arus Neraca Massa di Sekitar <i>Mixer</i> (M-101)	39
Gambar 2. 4 Arus-arus Neraca Massa di Sekitar <i>Static Mixer</i> (SM-101).....	39
Gambar 2. 5 Arus-arus Neraca Massa di Sekitar Reaktor (R-201).....	40
Gambar 2. 6 Arus-arus Neraca Massa di Sekitar Separator Drum (SD-301)	42
Gambar 2. 7 Arus-arus Neraca Massa di Sekitar Dekanter (DC-301)	43
Gambar 2. 8 Arus-arus Neraca Massa di Sekitar Distilasi 1 (D-301).....	43
Gambar 2. 9 Arus-arus Neraca Massa di Sekitar Distilasi 2 (D-302).....	44
Gambar 2. 10 Tata Letak Pabrik	54
Gambar 2. 11 Tata Letak Peralatan	56
Gambar 4. 1 Skema Pengolahan Air dari PT Sauh Bahtera Samudera.....	66
Gambar 4. 2 Alir Proses Pengolahan Udara Tekan.....	83
Gambar 5. 1 Struktur Organisasi Perusahaan.....	103
Gambar 7. 1 Grafik <i>Chemical Engineering Plan Cost Index</i>	140
Gambar A. 1 Blok Diagram Neraca Massa Overall.....	158
Gambar B. 1 Blok Diagram Neraca Panas Overall	188
Gambar D. 1 Nilai <i>Chemical Engineering Plan Cost Index</i> dari Tahun 2005 hingga 2023..	258
Gambar D. 2 Grafik Analisa Kelayakan Ekonomi.....	285

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Data Ekspor dan Impor <i>Styrene</i>	3
Tabel 1. 2 Data Produksi <i>Styrene</i>	5
Tabel 1. 3 Data Prediksi Konsumsi <i>Styrene</i>	6
Tabel 1. 4 Data Pabrik penghasil <i>Styrene Monomer</i> di Indonesia	7
Tabel 1. 5 Kebutuhan Pabrik <i>Styrene Monomer</i> di Negara ASEAN	8
Tabel 1. 6 Kapasitas Pabrik <i>Styrene Monomer</i> di Dunia	9
Tabel 1. 7 Daftar Pabrik Produksi <i>Ethylbenzene</i>	10
Tabel 1. 8 Matriks Pemilihan Lokasi Pabrik <i>Styrene Monomer</i>	12
Tabel 1. 9 Pabrik Berbahan <i>Styrene</i>	17
Tabel 1. 10 Perbandingan Proses Produksi <i>Styrene</i>	20
Tabel 2. 1 Data Entalpi Reaksi Standar (298,15 K)	30
Tabel 2. 2 Data Kapasitas Panas (Cp) masing-masing Komponen.....	30
Tabel 2. 3 Data Reaksi Bebas Gibbs setiap Komponen	32
Tabel 2. 4 Nilai Kinetika Reaksi Dehidrogenasi <i>Ethylbenzene</i> menjadi <i>Styrene</i>	34
Tabel 2. 5 Neraca Massa pada <i>Mixer</i> (M-101).....	39
Tabel 2. 6 Neraca Massa pada <i>Static Mixer</i> (SM-101)	40
Tabel 2. 7 Neraca Massa pada Reaktor (R-201)	42
Tabel 2. 8 Neraca Massa pada Separator Drum (SD-201)	42
Tabel 2. 9 Neraca Massa pada Dekanter (DC-201)	43
Tabel 2. 10 Neraca Massa pada Distilasi 1 (D-301)	44
Tabel 2. 11 Neraca Massa pada Distilasi 2 (D-302)	44
Tabel 2. 12 Neraca Massa Total.....	44
Tabel 2. 13 Neraca Panas pada <i>Mixer</i> (M-101)	47
Tabel 2. 14 Neraca Panas pada <i>Heat Exchanger</i> (HE-101)	47
Tabel 2. 15 Beban Panas Penguapan Umpan <i>Ethylbenzene</i> pada <i>Vaporizer</i> (V-101)	48
Tabel 2. 16 Beban Panas Penguapan Umpan <i>Ethylbenzene</i> pada <i>Vaporizer</i> (V-101)	48
Tabel 2. 17 Neraca Panas pada <i>Furnace</i> (F-101).....	49
Tabel 2. 18 Neraca Panas pada Reaktor (R-201)	49
Tabel 2. 19 Neraca Panas pada Separator Drum (SD-301).....	49
Tabel 2. 20 Neraca Panas pada Dekanter (DC-301)	50
Tabel 2. 21 Neraca Panas pada Distilasi 1 (D-301)	50
Tabel 2. 22 Neraca Panas pada Distilasi 2 (D-302)	51
Tabel 2. 23 Keterangan Luas Bangunan Pabrik	52

Tabel 3. 1 Spesifikasi Tangki Penyimpanan <i>Ethylbenzene</i> (T-101)	57
Tabel 3. 2 Spesifikasi Pompa <i>Ethylbenzene</i> (P-101).....	58
Tabel 3. 3 Spesifikasi <i>Heat Exchanger</i> (HE-101).....	59
Tabel 3. 4 Spesifikasi <i>Cooler</i> (C-201)	60
Tabel 3. 5 Spesifikasi Reaktor (R-201).....	61
Tabel 3. 6 Spesifikasi Separator Drum (SD-301)	62
Tabel 3. 7 Spesifikasi Dekanter (DC-301).....	63
Tabel 3. 8 Spesifikasi Distilasi 1 (D-301).....	64
Tabel 4. 1 Syarat Baku Mutu Air Pendingin.....	67
Tabel 4. 2 Syarat Mutu Air Umpan <i>Boiler</i>	68
Tabel 4. 3 Syarat Baku Mutu Air Sanitasi	70
Tabel 4. 4 Kebutuhan Air untuk Pendingin.....	72
Tabel 4. 5 Kebutuhan <i>Chilled Water</i> untuk Pendingin	72
Tabel 4. 6 Kebutuhan Energi untuk Proses	74
Tabel 4. 7 Total Daya yang Dibutuhkan untuk Utilitas	75
Tabel 4. 8 Kebutuhan Lumen Penerangan Pabrik.....	76
Tabel 4. 9 Jumlah Luas Ruangan yang Memakai AC.....	77
Tabel 4. 10 Kebutuhan <i>Steam</i> dari WHB.....	79
Tabel 4. 11 Kebutuhan <i>Steam</i> dari <i>Boiler</i>	80
Tabel 4. 12 Kebutuhan Bahan Bakar <i>Furnace</i>	82
Tabel 4. 13 Kebutuhan Bahan Bakar <i>Boiler</i> Utilitas.....	82
Tabel 5. 1 Pembagian Shift Karyawan.....	105
Tabel 5. 2 Jadwal Kerja untuk Setiap Regu	105
Tabel 5. 3 Jabatan dan Pendidikan	107
Tabel 5. 4 Rincian Jumlah Karyawan dan Gaji.....	109
Tabel 6. 1 Troubleshooting Tangki Penyimpanan <i>Ethylbenzene</i>	117
Tabel 6. 2 Troubleshooting Pompa Sentrifugal	120
Tabel 6. 3 Troubleshooting <i>Heat Exchanger</i>	125
Tabel 6. 4 Troubleshooting Menara Distilasi.....	129
Tabel 6. 5 Troubleshooting Reaktor.....	134
Tabel 7. 1 <i>Chemical Engineering Plan Cost Index</i>	140
Tabel 7. 2 Daftar Harga Alat.....	141
Tabel 7. 3 Biaya Pembelian Bahan Baku	142
Tabel 7. 4 Hasil Produksi	142

Tabel A. 1 Kode Komponen dan Berat Molekul	159
Tabel A. 2 Neraca Massa Mixer (M-101)	162
Tabel A. 3 Neraca Massa Static Mixer (SM-101).....	163
Tabel A. 4 Stoikiometri Reaksi Utama (R1)	165
Tabel A. 5 Stoikiometri Reaksi Samping (R2)	166
Tabel A. 6 Stoikiometri Reaksi Samping (R3)	166
Tabel A. 7 Stoikiometri Reaksi R4	167
Tabel A. 8 Stoikiometri Reaksi R5	167
Tabel A. 9 Stoikiometri Reaksi R6	167
Tabel A. 10 Neraca Massa Reaktor (R-101)	169
Tabel A. 11 Neraca Massa Kondenser	171
Tabel A. 12 Parameter Antoine Tiap Komponen.....	171
Tabel A. 13 Vapor Pressure	173
Tabel A. 14 Neraca Massa Separator Drum (SD-201).....	180
Tabel A. 15 Parameter Kelarutan	181
Tabel A. 16 Neraca Massa Decanter (DC-201)	183
Tabel A. 17 Neraca Massa Kolom Distilasi I (D-301).....	185
Tabel A. 18 Neraca Massa Kolom Distilasi II (D-302)	187
Tabel B. 1 Konstanta Kapasitas Panas Komponen Fase Gas.....	189
Tabel B. 2 Konstanta Kapasitas Panas Komponen Fase Cair	189
Tabel B. 3 Panas Pembentukan Standar	190
Tabel B. 4 Kondisi Basis dan Referensi.....	190
Tabel B. 5 Kondisi Operasi Mixer (M-101).....	192
Tabel B. 6 Neraca Panas Mixer (M-101)	192
Tabel B. 7 Neraca Panas Overall Mixer (M-101)	193
Tabel B. 8 Data Fluida Heat Exchanger (HE-101)	193
Tabel B. 9 Data Perhitungan Bubble Point Campuran.....	194
Tabel B. 10 Neraca Panas Heat Exchanger (HE-101) Sisi Tube (Umpan EB dari Mixer)....	194
Tabel B. 11 Neraca Panas Heat Exchanger (HE-101) Sisi Shell (Gas Produk Reaktor)	195
Tabel B. 12 Neraca Panas Overall Heat Exchanger (HE-101)	195
Tabel B. 13 Verifikasi Bubble Point ($T = 424,93 \text{ K}$, $P = 1,5 \text{ atm} = 1.140 \text{ mmHg}$)	196
Tabel B. 14 Verifikasi Dew Point ($T = 425,03 \text{ K}$, $P = 1,5 \text{ atm} = 1.140 \text{ mmHg}$)	196
Tabel B. 15 Beban Panas Penguapan Umpan EB pada Vaporizer (V-101).....	197
Tabel B. 16 Neraca Panas Gas Produk Reaktor pada Vaporizer (V-101).....	198

Tabel B. 17 Kondisi Operasi Static Mixer (SM-101)	198
Tabel B. 18 Neraca Panas Static Mixer (SM-101).....	199
Tabel B. 19 Neraca Panas Overall Static Mixer (SM-101).....	199
Tabel B. 20 Kondisi Operasi Furnace (F-101).....	200
Tabel B. 21 Neraca Panas Furnace (F-101)	200
Tabel B. 22 Perhitungan Panas Pembakaran Furnace (F-101).....	201
Tabel B. 23 Neraca Panas Overall Furnace (F-101)	201
Tabel B. 24 Reaksi yang Terjadi di Reaktor (R-101)	201
Tabel B. 25 Kondisi Operasi di Reaktor (R-101).....	202
Tabel B. 26 Neraca Panas Reaktor (R-101)	202
Tabel B. 27 Neraca Panas Overall Reaktor (R-101)	203
Tabel B. 28 Kondisi Operasi WHB-101	204
Tabel B. 29 Neraca Panas WHB-101 (Sisi Gas Produk Reaktor).....	204
Tabel B. 30 Neraca Panas Overall WHB-101 (Sisi Gas Produk Reaktor).....	205
Tabel B. 31 Penentuan Suhu Keluar Cooler (C-201) Berdasarkan Dew Point Arus Produk	205
Tabel B. 32 Neraca Panas Cooler (C-201).....	206
Tabel B. 33 Neraca Panas Overall Cooler (C-201).....	206
Tabel B. 34 Penentuan Dew Point dan Bubble Point.....	207
Tabel B. 35 Beban Panas Partial Condenser (CD-201)	207
Tabel B. 36 Neraca Panas Overall Partial Condenser (CD-201)	208
Tabel B. 37 Kondisi Operasi Separator Drum (SD-301)	208
Tabel B. 38 Neraca Panas Separator Drum (SD-301).....	209
Tabel B. 39 Neraca Panas Overall Separator Drum (SD-301).....	209
Tabel B. 40 Kondisi Operasi Dekanter (DC-301).....	210
Tabel B. 41 Neraca Panas Dekanter (DC-301)	210
Tabel B. 42 Neraca Panas Overall Dekanter (DC-101)	210
Tabel B. 43 Kondisi Operasi Heat Exchanger 2 (HE-301)	211
Tabel B. 44 Neraca Panas Heat Exchanger 2 (HE-301)	211
Tabel B. 45 Neraca Panas Overall Heat Exchanger 2 (HE-301)	211
Tabel B. 46 Parameter Distilasi 1 (D-301).....	212
Tabel B. 47 Perhitungan Beban Panas Kondenser D-301.....	213
Tabel B. 48 Panas Sensibel Produk Bawah (Bottom) D-301.....	213
Tabel B. 49 Neraca Panas Overall Distilasi 1 (D-301)	214
Tabel B. 50 Parameter Distilasi 2 (D-302).....	215

Tabel B. 51 Neraca Panas Overall Distilasi 2 (D-302)	215
Tabel B. 52 Kondisi Operasi Cooler 2 (C-301)	216
Tabel B. 53 Neraca Panas Cooler 2 (C-301)	216
Tabel B. 54 Neraca Panas Overall Cooler 2 (C-301)	217
Tabel B. 55 Kondisi Operasi Cooler 2 (C-302)	217
Tabel B. 56 Neraca Panas Cooler 3 (C-302)	218
Tabel B. 57 Neraca Panas Overall Cooler 3 (C-302)	218
Tabel B. 58 Kondisi Operasi Cooler 4 (C-303)	219
Tabel B. 59 Neraca Panas Cooler 4 (C-303)	219
Tabel B. 60 Neraca Panas Overall Cooler 4 (C-303)	220
Tabel B. 61 Kondisi Operasi Cooler 5 (C-304)	220
Tabel B. 62 Neraca Panas Cooler 5 (C-304)	221
Tabel B. 63 Neraca Panas Overall Cooler 5 (C-304)	221
Tabel C. 1 Konstanta Perhitungan Densitas	223
Tabel C. 2 Tebal dan Panjang Tiap Course	224
Tabel C. 3 Ringkasan Spesifikasi T-101	225
Tabel C. 4 Konstanta Perhitungan Viskositas	226
Tabel C. 5 Spesifikasi Pipa Terpilih	227
Tabel C. 6 Komponen Pemipaan	228
Tabel C. 7 Ringkasan Spesifikasi P-101	229
Tabel C. 8 Data Kondisi Operasi Heat Exchanger (HE-101)	230
Tabel C. 9 Spesifikasi Tube Dipilih	231
Tabel C. 10 Ringkasan Spesifikasi HE-101	232
Tabel C. 11 Data Kondisi Operasi Cooler (C-201)	233
Tabel C. 12 Spesifikasi Tube Side (Air Pendingin)	234
Tabel C. 13 Spesifikasi Shell Side (Campuran Produk Gas)	235
Tabel C. 14 Ringkasan Spesifikasi Cooler (C-201)	236
Tabel C. 15 Kondisi Reaktor (R-201)	237
Tabel C. 16 Spesifikasi Katalis Shell 105	238
Tabel C. 17 Dimensi Reaktor	239
Tabel C. 18 Verifikasi Volume Bed Reaktor	239
Tabel C. 19 Densitas Gas Umpan	239
Tabel C. 20 Viskositas Gas Umpan	240
Tabel C. 21 Hidrodinamika Bed	241

Tabel C. 22 Ringkasan Spesifikasi Reaktor (R-201)	242
Tabel C. 23 Kondisi Operasi Separator Drum (SD-301)	243
Tabel C. 24 Densitas Fasa Uap Separator Drum (SD-301).....	243
Tabel C. 25 Densitas Fasa Cair Separator Drum (SD-301)	244
Tabel C. 26 Ringkasan Spesifikasi Separator Drum (SD-301).....	246
Tabel C. 27 Densitas Komponen Umpan DC-301	247
Tabel C. 28 Viskositas Komponen Umpan DC-301	248
Tabel C. 29 Ringkasan Spesifikasi Decanter (DC-301).....	250
Tabel C. 30 Ringkasan Spesifikasi Distilasi (D-301)	255
Tabel D. 1 Chemical Engineering Plan Cost Index dari Tahun 2005 hingga 2023	257
Tabel D. 2 Harga Daftar Alat	259
Tabel D. 3 Purchased Equipment Cost.....	260
Tabel D. 4 Biaya Instalasi	261
Tabel D. 5 Biaya Pemipaan.....	262
Tabel D. 6 Biaya Instrumentasi.....	263
Tabel D. 7 Total Biaya Insulasi.....	263
Tabel D. 8 Total Biaya Listrik	264
Tabel D. 9 Perincian Luas Bangunan Pabrik	264
Tabel D. 10 Perincian Tanah dan Perluasan	265
Tabel D. 11 Physical Plant Cost (PPC)	266
Tabel D. 12 Fixed Capital Investment.....	268
Tabel D. 13 Working Capital Investment	270
Tabel D. 14 Total Capital Investment	270
Tabel D. 15 Harga Bahan Baku per Tahun	270
Tabel D. 16 Labor Cost	271
Tabel D. 17 Supervisory Cost	271
Tabel D. 18 Direct Manufacturing Cost.....	273
Tabel D. 19 Indirect Manufacturing Cost	274
Tabel D. 20 Fixed Manufacturing Cost.....	275
Tabel D. 21 Total Manufacturing Cost	276
Tabel D. 22 Management Salaries	276
Tabel D. 23 Total Biaya Administrasi	277
Tabel D. 24 General Expense.....	278
Tabel D. 25 Fixed Manufacturing Cost.....	280

Tabel D. 26 Variabel Cost.....	280
Tabel D. 27 Regulated Cost	280
Tabel D. 28 Cash Flow.....	282
Tabel D. 29 Analisa Kelayakan Pabrik	284

INTISARI

Styrene monomer merupakan senyawa aromatik tak jenuh (C_8H_8) yang berperan sebagai bahan baku utama berbagai industri hilir, seperti *polystyrene*, karet sintetis (SBR, ABS, SBL), dan *unsaturated polyester resin* (UPR). Kebutuhan *styrene monomer* di Indonesia terus meningkat, namun pasokan domestik hingga saat ini hanya berasal dari satu produsen, yaitu PT Styrimdo Mono Indonesia (PT Chandra Asri Pacific Tbk) dengan kapasitas statis 340.000 ton per tahun. Berdasarkan proyeksi tahun 2030, peluang kapasitas pasar diperkirakan mencapai 504.184,55 ton per tahun, sehingga pendirian pabrik baru dengan kapasitas 130.000 ton per tahun dinilai strategis untuk mengurangi ketergantungan impor, mendukung industri hilir, dan meningkatkan devisa negara.

Proses produksi yang dipilih adalah dehidrogenasi katalitik *ethylbenzene* menggunakan teknologi Lummus/UOP Classic SM™. Reaksi berlangsung pada fase gas di dalam reaktor *fixed bed* adiabatik pada suhu 550°C dan tekanan 1,5 atm menggunakan katalis Shell 105 ($Fe_2O_3/Cr_2O_3/K_2CO_3$), dengan konversi *ethylbenzene* sebesar 69% dan selektivitas terhadap *styrene* sekitar 95%. Produk reaktor dimurnikan melalui kondensasi parsial, drum separator, dekanter, dan dua kolom distilasi untuk menghasilkan *styrene* dengan kemurnian 99,8%, sementara sisa *ethylbenzene* di-*recycle* kembali ke reaktor. Bahan baku *ethylbenzene* diperoleh melalui impor dari Zhejiang Petroleum & Chemical, China, dan katalis Shell 105 dari Ocean Chemicals, China.

Pabrik didirikan di Cilegon, Banten, berdasarkan analisis matriks yang mempertimbangkan infrastruktur transportasi (Pelabuhan Cigading, tol Jakarta–Merak), pasokan listrik andal dari PLTU Suralaya (3.400 MW) dan PLTGU Cilegon (740 MW), ketersediaan air dari Sungai Ciujung dan laut Jawa, serta kedekatan dengan kluster industri hilir *polystyrene* dan karet sintetis di kawasan Banten–Jabodetabek. Cilegon memperoleh skor tertinggi (39) dibandingkan alternatif Tuban (36) dan Gresik (38).

Berdasarkan analisis ekonomi, *Fixed Capital Investment* (FCI) pabrik ini sebesar US\$ 57.141.596,65 dengan keuntungan sebelum dan setelah pajak masing-masing sebesar US\$ 22.956.110 dan US\$ 17.905.766 per tahun. *Return on Investment* (ROI) sebelum pajak mencapai 40,17%, *Pay Out Time* (POT) setelah pajak selama 2,86 tahun, *Break Even Point* (BEP) pada 33,7% kapasitas produksi, dan *Internal Rate of Return* (IRR) sebesar 15,2%. Berdasarkan seluruh indikator tersebut, pabrik *styrene monomer* berkapasitas 130.000 ton per tahun ini dinyatakan layak untuk didirikan dan dioperasikan.

SUMMARY

Styrene monomer is an unsaturated aromatic compound (C_8H_8) that serves as the primary raw material for various downstream industries, including polystyrene, synthetic rubber (SBR, ABS, SBL), and unsaturated polyester resin (UPR). The demand for styrene monomer in Indonesia continues to grow; however, domestic supply currently relies solely on a single producer, PT Styrimdo Mono Indonesia (PT Chandra Asri Pacific Tbk), with a static production capacity of 340.000 tons per year. Based on projections for 2030, the market capacity opportunity is estimated to reach 504.184,55 tons per year, making the establishment of a new plant with a capacity of 130.000 tons per year a strategic measure to reduce import dependency, support downstream industries, and increase foreign exchange earnings.

The selected production process is the catalytic dehydrogenation of ethylbenzene using Lummus/UOP Classic SM™ technology. The reaction takes place in the gas phase inside an adiabatic fixed bed reactor at a temperature of 550°C and a pressure of 1.5 atm, employing Shell 105 catalyst ($Fe_2O_3/Cr_2O_3/K_2CO_3$), achieving an ethylbenzene conversion of 69% and a styrene selectivity of approximately 95%. The reactor effluent is purified through partial condensation, a separator drum, a decanter, and two distillation columns to yield styrene at a purity of 99.8%, while the unreacted ethylbenzene is recycled back to the reactor. The ethylbenzene feedstock is imported from Zhejiang Petroleum & Chemical, China, and the Shell 105 catalyst is sourced from Ocean Chemicals, China.

The plant is to be established in Cilegon, Banten, selected through a matrix analysis that evaluated transportation infrastructure (Cigading Port, Jakarta–Merak toll road), a reliable electricity supply from PLTU Suralaya (3.400 MW) and PLTGU Cilegon (740 MW), water availability from the Ciujung River and the Java Sea, and proximity to polystyrene and synthetic rubber downstream industry clusters in the Banten–Jabodetabek region. Cilegon achieved the highest score (39) compared to the alternatives of Tuban (36) and Gresik (38).

Based on the economic analysis, the Fixed Capital Investment (FCI) of this plant amounts to US\$ 57.141.596,65, with pre-tax and post-tax profits of US\$ 22.956.110 and US\$ 17.905.766 per year, respectively. The pre-tax Return on Investment (ROI) reaches 40,17%, the post-tax Pay Out Time (POT) is 2,86 years, the Break Even Point (BEP) stands at 33,7% of production capacity, and the Internal Rate of Return (IRR) is 15,2%. Based on all of these indicators, the styrene monomer plant with a capacity of 130.000 tons per year is declared feasible to establish and operate.