

**PRA PERANCANGAN PABRIK *STYRENE MONOMER* PROSES LUMMUS/UOP
CLASSIC SM KAPASITAS 75.000 TON/TAHUN**



SKRIPSI

**Diajukan Untuk Memenuhi Persyaratan Kelulusan Mata Kuliah Skripsi dan Seminar
Skripsi pada Jurusan S.Tr Teknologi Rekayasa Kimia Industri, Sekolah Vokasi,
Universitas Diponegoro**

Disusun Oleh:

Alihsan Rahmawati

40040118650044

**PRODI S-TR TEKNOLOGI REKAYASA KIMIA INDUSTRI
DEPARTEMEN TEKNOLOGI INDUSTRI
SEKOLAH VOKASI
UNIVERSITAS DIPONEGORO
SEMARANG**

2022

**PRA PERANCANGAN PABRIK *STYRENE MONOMER* PROSES LUMMUS/UOP
CLASSIC SM KAPASITAS 75.000 TON/TAHUN**



SKRIPSI

**Diajukan Untuk Memenuhi Persyaratan Kelulusan Mata Kuliah Skripsi dan Seminar
Skripsi pada Jurusan S.Tr Teknologi Rekayasa Kimia Industri, Sekolah Vokasi,
Universitas Diponegoro**

Disusun Oleh:

Alihsan Rahmawati

40040118650044

**PRODI S-TR TEKNOLOGI REKAYASA KIMIA INDUSTRI
DEPARTEMEN TEKNOLOGI INDUSTRI
SEKOLAH VOKASI
UNIVERSITAS DIPONEGORO
SEMARANG**

2022

HALAMAN PENGESAHAN

**PRA PERANCANGAN PABRIK *STYRENE MONOMER* PROSES LUMMUS/UOP
CLASSIC SM KAPASITAS 75.000 TON/TAHUN**

SKRIPSI

Diajukan untuk melengkapi salah satu syarat memperoleh gelar Sarjana Terapan Teknik

Disusun Oleh:

Alihsan Rahmawati

40040118650044

Disetujui dan Disahkan Sebagai Laporan Tugas Akhir (Skripsi)

Semarang, 8 Agustus 2022

Dosen Pembimbing



(Mohamad Endy Julianto, S.T., M.T.)

NIP. 197107311999031001

HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS

Yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Alihsan Rahmawati

NIM : 40040118650044

Judul Tugas Akhir/Skripsi : Pra Perancangan Pabrik *Styrene Monomer* Proses Lummus/UOP
CLASSIC SM Kapasitas 75.000 Ton/Tahun

Fakultas/Jurusan : Sekolah Vokasi/ Teknologi Rekayasa Kimia Industri

Menyatakan bahwa skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner atas nama Ria Tasmalia didampingi 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 dan tanpa ada paksaan dari siapapun.



Semarang, 8 Agustus 2022



Alihsan Rahmawati

NIM. 40040118650044

RINGKASAN

Pabrik *styrene monomer* merupakan pabrik dengan tingkat resiko yang rendah. Hal ini disebabkan bahan baku yang digunakan tidak korosif dan dapat disimpan di bawah tekanan rendah. Proses yang digunakan beroperasi pada tekanan rendah dengan kisaran 1 atm. Prosesnya akan menghasilkan produk *styrene monomer* yang bersifat eksplosif, mudah terbakar, beracun dalam batasan dan kondisi tertentu. Namun, dapat ditangani melalui berbagai langkah pengamanan. Pabrik *styrene monomer* juga merupakan pabrik yang ramah lingkungan. Limbah yang dihasilkan tidak mengandung logam berat dalam jumlah besar dan dapat terurai secara hayati.

Pabrik *styrene monomer* dirancang dengan proses Lummus/UOP Classic SM berkapasitas 75.000 ton/tahun. Pabrik akan didirikan di Kawasan Pulomerak, Cilegon, Banten pada tahun 2023 dan beroperasi pada tahun 2025. Pada prosesnya terdapat 3 tahap utama, yaitu tahap persiapan bahan baku, tahap pembentukan produk dan tahap pemurnian produk. Bahan baku dalam pembuatan *styrene monomer*, yaitu *ethylbenzene* dengan komposisi 99,85% (w/w), *benzene* dengan komposisi 0,1% (w/w) dan *toluene* dengan komposisi 0,05% (w/w). Pabrik beroperasi selama 24 jam per hari dan 330 hari per tahun dengan waktu *shut down* 35 hari dilakukan dalam 2 kali *shut down* per tahun.

Reaksi pembentukan *styrene* berlangsung menurut mekanisme reaksi dehidrogenasi katalitik, yang terjadi pada reaktor berjenis *fixed bed single tube* dengan bantuan katalis *shell* 105 berbentuk *pellet*. Katalis memiliki komposisi 62% Fe₂O₃: 36% K₂CO₃: 2% Cr₂O₃. Hasil konversi reaksi keluaran dari reaktor sebesar 68% berupa campuran antara *styrene*, sisa *ethylbenzene*, *benzene*, *toluene*, H₂O, H₂ dan CO₂ keluar dalam fase gas. Reaksi berlangsung secara adiabatik yang bersifat endotermis *reversible*. Produk *styrene* yang diperoleh memiliki kemurnian 99,8%.

Hasil analisa ekonomi terhadap pra perancangan pabrik *styrene monomer* diperoleh penaksiran modal industri, seperti: *fixed capital investment* sebesar US\$ 70.509.831,58. *Working capital investment* sebesar US\$ 25.259.409,15. *Cost investment* sebesar US\$ 108.461010,41. Serta biaya produksi, antara lain: *manufacturing cost* sebesar US\$ 140.441.421,12. *General expense* sebesar US\$ 25.388.610,37. Didapatkan *total production cost* sebesar US\$ 165.830.031,49. ROI (*Rate of Investment*) sebesar 23,05%, POT (*Pay Out Time*) selama 3,75 tahun, BEP (*Break Even Point*) sebesar 40,87%, SDP (*Shut Down Point*) sebesar 28,17% dan IRR (*Internal Rate of Return*) sebesar 30,9%. Dari hasil evaluasi ekonomi pabrik *styrene monomer* kapasitas 75.000 ton/tahun ini layak untuk didirikan.

SUMMARY

Plant styrene monomer is a factory with a low level of risk. This is because the raw materials used are non-corrosive and can be stored under low pressure. The process used operates at low pressures in the range of 1 atm. The process will produce a styrene monomer that is explosive, flammable, toxic under certain limits and conditions. However, it can be handled through various security measures. The styrene monomer plant is also an environmentally friendly factory. The resulting waste does not contain large amounts of heavy metals and is biodegradable.

The styrene monomer is designed with the Lummus/UOP Classic SM process with a capacity of 75,000 tons/year. The factory will be established in the Pulo Ampel industrial area, Banten in 2023 and operate in 2025. In the process there are 3 main stages, namely the raw material preparation stage, the product formation stage and the product purification stage. The raw materials for the manufacture of styrene monomer are ethylbenzene with a composition of 99.85% (w/w), benzene with a composition of 0.1% (w/w) and toluene with a composition of 0.05% (w/w). The factory operates 24 hours per day and 330 days per year with a shut down 35 days carried out in 2 shut downs per year.

The reaction for the formation of styrene reactor fixed bed single tube catalyst shell 105 pellets. The catalyst has a composition of 62% Fe_2O_3 : 36% K_2CO_3 : 2% Cr_2O_3 . The result of the conversion of the reaction output from the reactor is 68% in the form of a mixture of styrene, residual ethylbenzene, benzene, toluene, H_2O , H_2 and CO_2 out in the gas phase. The reaction takes place adiabatically which is endothermic and reversible. The styrene obtained has a purity of 99.8%.

The results of the economic analysis of the pre-design of the styrene monomer obtained an estimate of industrial capital, such as: fixed capital investment of US\$ 70,509,831.58. Working capital investment of US\$ 25,259,409.15. Cost investment is US\$ 108,461,010.41. As well as production costs, among others: manufacturing cost of US\$ 140,441,421.12. General expense of US\$ 25,388,610.37. Obtained a total production cost of US\$ 165,830,031.49. ROI (Rate of Investment) of 23.05%, POT (Pay Out Time) for 3.75 years, BEP (Break Even Points) of 40.87%, SDP (Shut Down Point) of 28.17% and IRR (Internal Rate of Return) of 30.9%. From the results of the economic evaluation, the styrene monomer capacity of 75,000 tons/year is feasible to build.

KATA PENGANTAR

Puji syukur kami panjatkan ke hadirat Allah SWT, karena atas berkat, rahmat serta hidayah-Nya, skripsi dengan judul “Pra Perancangan Pabrik *Styrene Monomer* Proses Lummus/UOP CLASSIC SM Kapasitas 75.000 Ton/Tahun” dapat terselesaikan dengan baik. Dengan adanya tugas akhir prarancangan pabrik ini, mahasiswa diharapkan mampu menerapkan semua teori dan kemahiran teknik kimia ke dalam bentuk prarancangan pabrik secara komprehensif sesuai dengan bekal penalaran dan improvisasinya, sehingga mampu membuat rancangan pabrik sampai tahap bangun yang dibukukan.

Penyusunan laporan skripsi ini tidak lepas dari dukungan dan peran yang diberikan oleh berbagai pihak, maka dari itu pada kesempatan ini penulis akan menyampaikan terima kasih kepada:

1. Prof. Dr. Ir. Budiyo, M.Si. selaku Dekan Sekolah Vokasi Universitas Diponegoro yang telah memberikan kesempatan kepada penulis untuk menempuh pendidikan di Program Studi S-Tr Teknologi Rekayasa Kimia Industri.
2. Mohamad Endy Julianto, S.T., M.T. selaku Ketua Program Studi S-Tr Teknologi Rekayasa Kimia Industri, Universitas Diponegoro yang telah memberikan kesempatan bagi penulis untuk melakukan penyusunan skripsi serta selaku Dosen Pembimbing Skripsi yang telah membimbing, mengarahkan, mendukung secara material dan moral selama proses penyusunan laporan skripsi.
3. Anggun Puspitarini Siswanto, S.T., Ph.D. selaku Dosen Wali yang senantiasa memberikan nasihat dan arahan mengenai perkuliahan dan persiapan di dunia kerja nantinya.
4. Seluruh dosen, tenaga kependidikan dan staff administrasi Program Studi S-Tr Teknologi Rekayasa Kimia Industri yang telah memberikan kelancaran selama menjalani perkuliahan.
5. Orang tua dan keluarga penulis yang selalu memberikan semangat, doa, cinta, kasih sayang serta dukungan kepada penulis baik secara moral maupun material.
6. Dicky Rinaldi, Hanif Muhammad Fathurrahman, Zulfa Wulandari Rasyid, Ni Nengah Gita, Marlina Yunita Siahaan, Dela Gita selaku teman seperjuangan yang selalu ada dan memberikan dukungan serta semangat dalam suka dan duka di lika – liku kehidupan.
7. Aisyah Nuraini, Maudina Yunia Rahma, Lulu Nafysatul Alwi, Oktavia Dityaningrum selaku teman baik selama penelitian terapan yang selalu memberikan semangat, dukungan dan

selaku team Jessenia Florist yang sudah membantu dalam mewujudkan *dream bucket flower* selama ini.

8. Ria Tasmalia sebagai rekan tim skripsi yang berjuang bersama, memberikan semangat, meluangkan waktu, tenaga dan materi dalam penyusunan skripsi ini.
9. Teman – Teman Chelios 2018 yang telah membantu memberi semangat dan telah berproses bersama dengan penulis dalam kehidupan selama perkuliahan.
10. Terimakasih kepada semua pihak yang telah membantu penulis dari awal kuliah hingga terselesainya laporan skripsi ini yang tidak dapat penulis sebutkan satu per satu.
11. *Last but not least, I wanna thank me, I wanna thank me for believing in me, I wanna thank me for doing all this hard work, I wanna thank me for having no days off, I wanna thank me for never quitting, I wanna thank me for just being me at all times.*

Penulis menyadari bahwa dalam penyusunan laporan skripsi ini masih jauh dari kata sempurna, oleh karena itu kritik dan saran yang membangun dari pembaca dan pihak terkait sangat diharapkan demi kesempurnaan laporan skripsi ini. Akhir kata, semoga laporan skripsi ini dapat bermanfaat bagi penulis dan pembaca.

Semarang, 8 Agustus 2022

Alihsan Rahmawati

DAFTAR ISI

HALAMAN PENGESAHAN	ii
HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS	iii
RINGKASAN	iv
SUMMARY	v
KATA PENGANTAR	vi
DAFTAR ISI	viii
DAFTAR TABEL	xi
DAFTAR GAMBAR	xvi
DAFTAR LAMPIRAN	xviii
BAB I	1
PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Kapasitas Rancangan.....	4
1.3 Penentuan Lokasi Pabrik	13
1.4 Tinjauan Proses	16
BAB II	21
DESKRIPSI PROSES	21
2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk	21
2.2 Konsep Proses	27
2.3 Langkah Proses	33
2.4 Diagram Alir Proses	37
2.5 Neraca Massa dan Neraca Panas	38
2.6 Tata Letak Pabrik	55
2.7 Tata Letak Peralatan.....	58
BAB III	60
SPEKIFIKASI ALAT	60
3.1 Unit Penyimpanan	60
3.2 Unit Pemindah/ Transportasi.....	61
3.3 Unit Penukar Panas	61
3.4 Unit Pereaksi (Reaktor).....	63

3.5	Unit Pemisah	64
BAB IV.....		65
UNIT PENDUKUNG PROSES		65
4.1	Unit Pengadaan dan Pengolahan Air.....	67
4.2	Unit Pengadaan Tenaga Listrik	75
4.3	Unit Pengadaan <i>Steam</i>	80
4.4	Unit Pengadaan Bahan Bakar.....	83
4.5	Unit Pengadaan Udara Tekan.....	84
4.6	Unit Laboratorium.....	84
4.7	Unit Pengolahan Limbah.....	87
4.8	Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan Hidup.....	89
4.9	Instrumentasi	96
BAB V		97
MANAJEMEN PERUSAHAAN		97
5.1	Bentuk Perusahaan	97
5.2	Struktur Organisasi.....	98
5.3	Tugas dan Wewenang	101
5.4	Kebutuhan Karyawan dan Sistem Pengupahan.....	105
5.5	Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji	107
5.6	Kesejahteraan Sosial Karyawan	110
5.7	<i>Corporate Social Responsibility (CSR)</i>	113
BAB VI.....		115
TROUBLESHOOTING		115
6.1	Tangki Penyimpanan <i>Ethylbenzene</i>	115
6.2	Pompa Sentrifugal	116
6.3	<i>Heat Exchanger</i>	117
6.4	Menara Distilasi	119
6.5	Reaktor	120
BAB VII		122
ANALISA EKONOMI		122
7.1	Penaksiran Harga Peralatan.....	122
7.2	Dasar Perhitungan	126

7.3	Perhitungan Biaya	126
7.4	Analisis Kelayakan.....	140
7.5	Hasil Perhitungan	144
DAFTAR PUSTAKA.....		145
LAMPIRAN PERHITUNGAN NERACA MASSA, NERACA PANAS, SPESIFIKASI ALAT & ANALISA EKONOMI.....		149

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data Perkiraan Konsumsi <i>Styrene</i> di Indonesia.....	3
Tabel 1.2 Baku Mutu Limbah Logam Berat (Wage, 2017)	4
Tabel 1.3 Data Impor <i>Styrene Monomer</i> di Indonesia (Badan Pusat Statistik, 2021).....	5
Tabel 1.4 Data Produksi <i>Styrene Monomer</i> di Indonesia (Badan Pusat Statistik, 2021)	6
Tabel 1.5 Data Ekspor <i>Styrene Monomer</i> di Indonesia (Badan Pusat Statistik, 2021)	8
Tabel 1.6 Data Prediksi Konsumsi <i>Styrene</i> di Indonesia	9
Tabel 1.7 Kapasitas Produksi Pabrik <i>Styrene Monomer</i> di Dunia (CMAI, 2008).....	12
Tabel 1.8 Perbandingan Proses Dehidrogenasi Katalitik dengan Oksidasi <i>Ethylbenzene</i> (Arum dan Mellyza, 2010)	18
Tabel 1.9 Perbandingan antara LUMMUS/ UOP CLASSIC SM dan LUMMUS/ UOP SMART SM (Arum dan Mellyza, 2010).....	19
Tabel 1.10 Perbandingan Sistem Distilasi Konvensional dan Sistem Distilasi Kolom <i>Petlyuk</i> (Parra-Santiago et al., 2015)	20
Tabel 2.1 Data Komponen Rumus ΔG° (Yaws, 1999)	32
Tabel 2.2 Neraca Massa Total dan Komponen pada <i>Mixer</i> (M-01).....	38
Tabel 2.3 Neraca Massa Total dan Komponen pada Reaktor (R-01)	39
Tabel 2.4 Neraca Massa Total dan Komponen pada <i>Drum Separator</i> (DS-01)	39
Tabel 2.5 Neraca Massa Total dan Komponen pada Dekanter (DK-01)	40
Tabel 2.6 Neraca Massa Total dan Komponen pada Kolom Distilasi 1 (D-01)	41
Tabel 2.7 Neraca Massa Total dan Komponen pada Kolom Distilasi 2 (D-02)	42
Tabel 2.8 Neraca Massa Total dan Komponen Keseluruhan	42
Tabel 2.9 Neraca Panas <i>Mixer</i> (M-01).....	44
Tabel 2.10 Neraca Panas <i>Heat Exchanger 1</i> (HE-01).....	44
Tabel 2.11 Neraca Panas <i>Vaporizer</i> (V-01)	45
Tabel 2.12 Neraca Panas Furnace (F-01).....	46
Tabel 2.13 Neraca Panas Reaktor (R-01).....	46
Tabel 2.14 Neraca Panas <i>Waste Heat Boiler</i> (WHB-01)	47
Tabel 2.15 Neraca Panas <i>Cooler 1</i> (C-01)	48
Tabel 2.16 Neraca Panas Kondensor Parsial (CD-01).....	48

Tabel 2.17 Neraca Panas <i>Heater</i> (HE-2).....	49
Tabel 2.18 Neraca Panas Distilasi 1 (D-01).....	49
Tabel 2.19 Neraca Panas Distilasi 2 (D-02).....	50
Tabel 2.20 Neraca Panas <i>Cooler</i> 2 (C-02)	51
Tabel 2.21 Neraca Panas <i>Cooler</i> 3 (C-03)	51
Tabel 2.22 Neraca Panas Total.....	52
Tabel 2.23 Keterangan Luas Bangunan Pabrik.....	57
Tabel 4.1 Syarat Baku Mutu Air Pendingin (Setiadi, 2007)	69
Tabel 4.2 Syarat Mutu Air Umpan Boiler (Persyaratan Air Umpan Boiler)	70
Tabel 4.3 Syarat Baku Mutu Air Sanitasi (SNI -Air Sanitasi)	72
Tabel 4.4 Kebutuhan Air untuk Pendingin.....	74
Tabel 4.5 Kebutuhan Energi untuk Proses	76
Tabel 4.6 Total Daya untuk Utilitas	76
Tabel 4.7 Kebutuhan Lumen Penerangan Pabrik.....	77
Tabel 4.8 Jumlah Luas Ruangan yang Menggunakan AC	79
Tabel 4.9 Kebutuhan Air untuk <i>Steam</i>	81
Tabel 4.10 Panas yang Dihasilkan dari Gas Alam	82
Tabel 4. 11 Data Komponen	83
Tabel 5.1 Pembagian <i>Shift</i> Karyawan	106
Tabel 5.2 Jadwal Kerja untuk Setiap Regu	107
Tabel 5.3 Jabatan dan Pendidikan	107
Tabel 5.4 Rincian Jumlah Karyawan dan Gaji.....	108
Tabel 7.1 <i>Chemical Engineering Plan Cost Index</i> (Toweringskills.com, 2022)	123
Tabel 7.2 Daftar Harga Alat (Matche Inc, 2014)	124
Tabel 7.3 Biaya Pembelian Bahan Baku.....	126
Tabel 7.4 Hasil Produksi <i>Styrene</i>	126
Tabel 7.5 Evaluasi Kelayakan Pabrik	144
Tabel L1.1 Neraca Massa Total dan Komponen pada Mixer (M-01).....	150
Tabel L1.2 Neraca Massa Total dan Komponen pada Reaktor (R-01).....	154
Tabel L1.3 Data Tekanan Uap Murni Komponen (Lange’s Handbook of Chemistry. Dean. 1999)	156

Tabel L1.4 Data Hasil <i>Trial</i>	157
Tabel L1.5 Neraca Massa Total dan Komponen pada <i>Drum Separator</i> (DS-01).....	157
Tabel L1.6 Neraca Massa Total dan Komponen pada Dekanter (DK-01).....	159
Tabel L1.7 Neraca Massa Total dan Komponen pada Kolom Distilasi 1 (D-01).....	161
Tabel L1.8 Neraca Massa Total dan Komponen pada Kolom Distilasi 2 (D-02).....	162
Tabel L1.9 Perhitungan Neraca Massa Aktual	163
Tabel L1.10 Neraca Massa <i>Mixer</i> (M-01)	163
Tabel L1.11 Neraca Massa Reaktor (R-01)	164
Tabel L1.12 Neraca Massa <i>Drum Separator</i> (DS-01)	164
Tabel L1.13 Neraca Massa Dekanter (DK-01)	165
Tabel L1.14 Neraca Massa Kolom Distilasi I (D-01)	165
Tabel L1.15 Neraca Massa Kolom Distilasi II (D-02).....	165
Tabel L2.1 Konstanta Kapasitas Panas pada Komponen Gas (Yaws, 1999).....	168
Tabel L2.2 Konstanta Kapasitas Panas pada Komponen Cair (Yaws, 1999)	169
Tabel L2.3 Konstanta Tekanan Uap Murni pada Komponen (Yaws, 1999)	169
Tabel L2.4 Konstanta Panas Penguapan pada Komponen.....	170
Tabel L2.5 Panas Pembentukan Standar pada Komponen	170
Tabel L2.6 Perhitungan Neraca Panas <i>Mixer</i> (M-01)	172
Tabel L2.7 Perhitungan Fluida Dingin	174
Tabel L2.8 Perhitungan Fluida Panas	174
Tabel L2.9 Perhitungan Neraca Panas <i>Heat Exchanger 1</i> (HE-01).....	175
Tabel L2.10 Perhitungan <i>Bubble Point</i>	176
Tabel L2.11 Perhitungan <i>Dew Point</i>	176
Tabel L2.12 Perhitungan Beban Panas <i>Vaporizer</i> (V-01)	177
Tabel L2.13 Perhitungan Suhu Keluaran.....	177
Tabel L2.14 Neraca Panas <i>Vaporizer</i> (V-01).....	178
Tabel L2.15 Perhitungan Beban Panas <i>Furnace</i> (F-01).....	179
Tabel L2.16 Perhitungan Kebutuhan Bahan Bakar (J. Kidnay, W.R. Parrish, 2011).....	179
Tabel L2.17 Data Komponen.....	180
Tabel L2.18 Data Hasil <i>Trial</i>	182
Tabel L2.19 Neraca Panas Reaktor (R-01)	182

Tabel L2.20 Perhitungan Beban Panas WHB	183
Tabel L2.21 Neraca Panas <i>Waste Heat Boiler</i> (WHB-01).....	184
Tabel L2.22 Perhitungan Beban Panas <i>Cooler 1</i> (C-01)	185
Tabel L2.23 Neraca Panas <i>Cooler 1</i> (C-01).....	186
Tabel L2.24 Perhitungan <i>Dew Point</i>	187
Tabel L2.25 Perhitungan <i>Bubble Point</i>	188
Tabel L2.26 Neraca Panas Kondensor Parsial (CD-01)	189
Tabel L2.27 Perhitungan Beban Panas <i>Heater</i> (H-01)	190
Tabel L2.28 Neraca Panas <i>Heater</i> (HE-2).....	191
Tabel L2.29 Perhitungan R min dan R	193
Tabel L2.30 Neraca Panas Distilasi 1 (D-01)	195
Tabel L2.31 Perhitungan R min dan R	196
Tabel L2.32 Neraca Panas Distilasi 2 (D-02)	198
Tabel L2.33 Perhitungan Panas yang Dibawa <i>Cooler 2</i> (C-02)	199
Tabel L2.34 Neraca Panas <i>Cooler 2</i> (C-02).....	200
Tabel L2.35 Perhitungan Panas yang Dibawa Keluar <i>Cooler 3</i> (C-03).....	201
Tabel L2.36 Neraca Panas <i>Cooler 3</i> (C-03).....	202
Tabel L2.37 Neraca Panas Total	202
Tabel L3.1 Densitas Komponen (Yaws, 1999).....	206
Tabel L3.2 Densitas Campuran.....	206
Tabel L3.3 Densitas Komponen (Yaws, 1999).....	212
Tabel L3.4 Densitas Campuran.....	212
Tabel L3.5 Viskositas Komponen (Yaws, 1999).....	213
Tabel L3.6 Viskositas Campuran.....	213
Tabel L3.7 Instalasi Pipa (Foust, 1980).....	215
Tabel L3.8 Data ΔT_{LMTD}	219
Tabel L3.9 Data Kondisi Operasi Kolom Distilasi	226
Tabel L3.10 Data <i>Relative Volatile</i>	227
Tabel L3.11 Data Efisiensi <i>Tray</i>	228
Tabel L3.12 Data Densitas <i>Liquid</i> Campuran.....	229
Tabel L3.13 Data Densitas <i>Liquid</i> Campuran.....	230

Tabel L3.14 Data Densitas Uap Campuran	230
Tabel L3.15 Data Densitas Cairan Produk Bawah	234
Tabel L3.16 Data BM Campuran Produk Bawah	234
Tabel L3.17 Data Densitas Uap Campuran	234
Tabel L3.18 Data Reaktor	240
Tabel L3.19 Data Kondisi Umpan	240
Tabel L3.20 Data Menentukan Kecepatan Volumetrik (Smith dkk. 6 th ed., 2001 : apdx. B)....	241
Tabel L3.21 Data Kondisi Campuran Umpan	241
Tabel L3.22 Data Menentukan Viskositas Umpan (Yaws, 1999)	242
Tabel L4.1 <i>Chemical Engineering Plan Cost Index</i> (Toweringskills.com, 2022).....	248
Tabel L4.2 Hasil Produksi	250
Tabel L4.3 Harga Peralatan dari Tahun 2014 (Matche, 2022)	250
Tabel L4.4 <i>Purchased Equipment Cost</i> Dalam Negeri.....	252
Tabel L4.5 Luas Bangunan	255
Tabel L4.6 Luas Area.....	256
Tabel L4.7 <i>Physical Plant Cost</i> (PPC).....	258
Tabel L4.8 <i>Fixed Capital Investment</i> (FCI).....	259
Tabel L4.9 <i>Total Working Capital Investment</i> (WCI)	262
Tabel L4.10 <i>Total Capital Investment</i> (TCI)	262
Tabel L4.11 Biaya Pembelian Bahan Baku	262
Tabel L4.12 Biaya Labor	263
Tabel L4.13 Biaya Supervisi.....	263
Tabel L4.14 <i>Total Direct Manufacturing Cost</i>	264
Tabel L4.15 <i>Indiret Manufacturing Cost</i> (IMC).....	266
Tabel L4.16 <i>Fix Manufacturing Cost</i> (FMC)	267
Tabel L4.17 <i>Total Manufacturing Cost</i> (TMC).....	267
Tabel L4.18 <i>Management Salaries</i>	268
Tabel L4.19 <i>General Expense</i> (GE).....	270

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik Impor <i>Styrene Monomer</i>	5
Gambar 1.2 Grafik Produksi <i>Styrene</i>	7
Gambar 1.3 Grafik Ekspor <i>Styrene Monomer</i>	9
Gambar 1.4 Grafik Konsumsi <i>Styrene</i>	10
Gambar 1.5 Lokasi Pulomerak dan Pelabuhan Merak	15
Gambar 2.1 Diagram Alir Proses Produksi <i>Styrene Monomer</i>	37
Gambar 2.2 Arus-Arus Neraca Massa di Sekitar <i>Mixer (M-01)</i>	38
Gambar 2.3 Arus-Arus Neraca Massa di Sekitar Reaktor (R-01)	38
Gambar 2.4 Arus-Arus Neraca Massa di Sekitar <i>Drum Separator (DS-01)</i>	39
Gambar 2.5 Arus-Arus Neraca Massa di Sekitar Dekanter (DK-01)	40
Gambar 2.6 Arus-Arus Neraca Massa di Sekitar Kolom Distilasi 1 (D-01)	41
Gambar 2.7 Arus-Arus Neraca Massa di Sekitar Kolom Distilasi 2 (D-02)	41
Gambar 2.8 Arus-Arus di Sekitar <i>Mixer (M-01)</i>	44
Gambar 2.9 Arus-Arus di Sekitar <i>Heat Exchanger 1 (HE-01)</i>	44
Gambar 2.10 Arus-Arus di Sekitar <i>Vaporizer (V-01)</i>	45
Gambar 2.11 Arus-Arus di Sekitar Furnace (F-01)	45
Gambar 2.12 Arus-Arus di Sekitar Reaktor (R-01)	46
Gambar 2.13 Arus-Arus di Sekitar <i>Waste Heat Boiler (WHB-01)</i>	47
Gambar 2.14 Arus-Arus di Sekitar <i>Cooler 1 (C-01)</i>	47
Gambar 2.15 Arus-Arus di Sekitar Kondensor Parsial 1 (CD-01)	48
Gambar 2.16 Arus-Arus di Sekitar <i>Heater (HE-02)</i>	49
Gambar 2.17 Arus-Arus di Sekitar Kolom Distilasi 1 (D-01)	49
Gambar 2.18 Arus-Arus di Sekitar Kolom Distilasi 2 (D-02)	50
Gambar 2.19 Arus-Arus di Sekitar <i>Cooler 2 (C-02)</i>	50
Gambar 2.20 Arus-Arus di Sekitar <i>Cooler 3 (C-03)</i>	51
Gambar 2.21 Tata Letak Pabrik	56
Gambar 2.22 Tata Letak Peralatan	59
Gambar 3.1 Spesifikasi Tangki Penyimpanan <i>Ethylbenzene</i>	60
Gambar 3.2 Spesifikasi Pompa	61
Gambar 3.3 Spesifikasi Alat Penukar Panas	61

Gambar 3.4 Spesifikasi Reaktor	63
Gambar 3.5 Spesifikasi Kolom Distilasi	64
Gambar 4.1 Skema Pengolahan Air PT. Sauh Bahtera Samudera	68
Gambar 4.2 Alir Proses Pengolahan Udara Tekan	84
Gambar 5.1 Struktur Organisasi Pabrik <i>Styrene Monomer</i>	100
Gambar 7.1 Grafik <i>Chemical Engineering Plan Cost Index</i>	124
Gambar 7.2 Analisa Kelayakan Ekonomi	143
Gambar L1.1 Arus-Arus Neraca Massa di Sekitar <i>Mixer (M-01)</i>	149
Gambar L1.2 Arus-Arus Neraca Massa di Sekitar Reaktor (R-01)	151
Gambar L1.3 Arus-Arus Neraca Massa di Sekitar <i>Drum Separator (DS-01)</i>	155
Gambar L1.4 Arus-Arus Neraca Massa di Sekitar Dekanter (DK-01)	158
Gambar L1.5 Arus-Arus Neraca Massa di Sekitar Kolom Distilasi 1 (D-01)	161
Gambar L1.6 Arus-Arus Neraca Massa di Sekitar Kolom Distilasi 2 (D-02)	162
Gambar L2.1 Diagram Blok Neraca Panas	167
Gambar L2.2 Arus-Arus di Sekitar <i>Mixer (M-01)</i>	171
Gambar L2.3 Arus-Arus di Sekitar <i>Heat Exchanger 1 (HE-01)</i>	172
Gambar L2.4 Profil Suhu <i>Heat Exchanger 1 (HE-01)</i>	173
Gambar L2.5 Arus-Arus di Sekitar <i>Vaporizer (V-01)</i>	175
Gambar L2.6 Profil Suhu <i>Vaporizer (V-01)</i>	178
Gambar L2.7 Arus-Arus di Sekitar <i>Furnace (F-01)</i>	178
Gambar L2.8 Arus-Arus di Sekitar Reaktor (R-01)	181
Gambar L2.9 Arus-Arus di Sekitar <i>Waste Heat Boiler (WHB-01)</i>	183
Gambar L2.10 Arus-Arus di Sekitar <i>Cooler 1 (C-01)</i>	185
Gambar L2.11 Arus-Arus di Sekitar Kondensor Parsial 1 (CD-01)	187
Gambar L2.12 Arus-Arus di Sekitar <i>Heater (HE-02)</i>	190
Gambar L2.13 Arus-Arus di Sekitar Kolom Distilasi 1 (D-01)	191
Gambar L2.14 Arus-Arus di Sekitar Kolom Distilasi 2 (D-02)	195
Gambar L2.15 Arus-Arus di Sekitar <i>Cooler 2 (C-02)</i>	199
Gambar L2.16 Arus-Arus di Sekitar <i>Cooler 3 (C-03)</i>	200
Gambar L4.1 Grafik Hubungan Tahun dengan <i>Plant Cost Index</i>	249
Gambar L4.2 Analisa Kelayakan Ekonomi	273

DAFTAR LAMPIRAN

LAMPIRAN I. PERHITUNGAN NERACA MASSA BASIS 1.000 KG UMPAN	149
LAMPIRAN II. PERHITUNGAN NERACA PANAS.....	167
LAMPIRAN III. PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT.....	205
LAMPIRAN IV. PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI.....	247