

**PRA RANCANGAN PABRIK ASETON
DARI ISOPROPIL ALKOHOL MENGGUNAKAN METODE
DEHIDROGENASI KAPASITAS 25.000 TON/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:

MAHENDRA FARIH SHOLAWA

40040119650079

**PROGRAM STUDI TEKNOLOGI REKAYASA KIMIA INDUSTRI
DEPARTEMEN TEKNOLOGI INDUSTRI
SEKOLAH VOKASI
UNIVERSITAS DIPONEGORO
SEMARANG**

2026

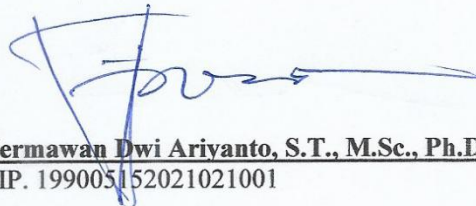
HALAMAN PENGESAHAN

Nama : Mahendra Farid Sholawa
NIM : 40040119650079
Program, Studi : Teknologi Rekayasa Kimia Industri
Fakultas : Sekolah Vokasi
Universitas : Universitas Diponegoro
Dosen Pembimbing : Hermawan Dwi Ariyanto, S.T., M.Sc., Ph.D.
Judul Laporan Skripsi : Prarancang Pabrik Aseton Dari Isopropil Alkohol
Menggunakan Metode Dehidrogenasi Dengan Kapasitas
25.000 Ton/Tahun

Laporan Skripsi ini telah diperiksa dan disetujui pada:

Hari : Rabu
Tanggal : 10 Jani 2026.

Dosen Pembimbing



Hermawan Dwi Ariyanto, S.T., M.Sc., Ph.D.
NIP. 199005152021021001

HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS

Yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Mahendra Farih Sholawa
NIM : 40040119650079
Judul Skripsi : Pra Rancangan Pabrik Aseton Dari Isopropil Alkohol
Menggunakan Metode Dehidrogenasi Kapasitas 25.000
Ton/Tahun
Fakultas/Jurusan : Sekolah Vokasi/Teknologi Rekayasa Kimia Industri

Menyatakan bahwa skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner atas nama Rega Ardiansyah 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 paksaan dari siapapun.



Semarang, 25 Agustus 2025



Mahendra Farih Sholawa
NIM.40040119650079

KATA PENGANTAR

Puji syukur penyusun panjatkan kehadirat Alloh SWT atas limpahan rahmat selama ini sehingga penyusun dapat menyelesaikan Skripsi dengan baik. Skripsi ini disusun dan diajukan sebagai salah satu syarat untuk menyelesaikan perkuliahan di Program Studi Sarjana Terapan Teknologi Rekayasa Kimia Industri, Sekolah Vokasi, Universitas Diponegoro, Semarang.

Atas bantuan dan bimbingan dari berbagai pihak, penyusun dapat melaksanakan dan menyelesaikan Skripsi ini. Oleh karena itu, penyusun menyampaikan terima kasih kepada:

1. Bapak Mohamad Endy Julianto, S.T., M.T., selaku Dosen Wali Kelas dan Ketua Program Studi Sarjana Terapan Teknologi Rekayasa Kimia Industri.
2. Bapak Hermawan Dwi Ariyanto, S.T., M.Sc., Ph.D. selaku Dosen Pembimbing, terima kasih atas bimbingan dan dorongan motivasinya selama ini hingga terselesaikannya Skripsi ini dengan baik.
3. Bapak dan Ibu Program Studi Sarjana Terapan Teknologi Rekayasa Kimia Industri atas perhatian, dorongan dan ilmu yang tak ternilai harganya.
4. Keluarga Arzimistri 2019 yang telah membantu dan memberi semangat serta dukungan dalam menyelesaikan Skripsi ini.
5. Terima kasih kepada semua pihak yang telah membantu penyusun dari awal kuliah hingga terselesaikannya Skripsi ini yang tidak dapat penyusun sebutkan satu persatu.
6. Keluarga Besar Saya yang telah memberikan semangat dalam perkuliahan di Universitas Diponegoro.

Penyusun menyadari keterbatasan dan kemampuan dalam penyusunan skripsi ini. Oleh karena itu, penyusun mengharapkan saran dan kritik yang bersifat membangun sehingga dapat bermanfaat bagi penyusun untuk menyempurnakan Skripsi ini.

Semarang, 25 Agustus 2025

Penyusun

RINGKASAN

Pabrik Aseton dari Isopropil Alkohol akan dibangun di Kawasan Industri Estate Cilegon, Banten dan beroperasi selama 330 hari dalam setahun, dengan proses produksi selama 24 jam dalam 1 hari. Pabrik Aseton dirancang dengan kapasitas 25.000 ton/tahun, menggunakan bahan baku Isopropil Alkohol yang diperoleh dari berbagai negara seperti Singapura, China, dan Korea. Perusahaan akan didirikan dengan badan hukum Perseroan Terbatas (PT), dengan jumlah karyawan 136 orang. Luas tanah yang diperlukan adalah 9007 m².

Proses pembuatan Aseton berlangsung melalui reaksi dehidrogenasi dalam Reaktor Fixed Bed Multitube dengan katalis ZnO dalam fase gas, yang beroperasi secara endotermis dengan suhu umpan masuk 327°C dan didapat konversi reaksi sebesar 90%. Campuran hasil reaksi keluar reaktor kemudian didinginkan sampai mencapai titik embun sebelum masuk ke condensor (CD-01). Kemudian fase gas dan cair dipisahkan pada separator flash drum (S-01). Hasil bawah S-02 diumpankan ke Menara Distilasi 1 (D-01) untuk memurnikan aseton hingga 99,5% sebagai produk. Hasil atas D-01 kemudian disimpan pada tangki penyimpanan produk. Sedangkan hasil bawah D-01 diumpankan ke Menara Distilasi 2 (D-02) untuk memurnikan isopropil alkohol dan aseton yang masih terbawa dan akan di recycle kembali ke mixer untuk di proses.

Hasil evaluasi ekonomi didapatkan Profit On Sales sebelum pajak = 41,71% dan sesudah pajak = 29,20%. Return On Investment pabrik sebelum pajak adalah 45,97% dan sesudah pajak adalah 32,18%. Dimana batasan ROI pabrik sebelum pajak ialah minimal 44%. Pay Out Time sebelum pajak pabrik adalah 2,0 tahun sesudah pajak adalah 2,7 tahun. Dimana batasan POT pabrik sebelum pajak ialah maksimal 2 tahun. IRR = 32,46%. Break Even Point pabrik adalah 17,94%. Syarat BEP maksimal untuk mendapat kredit dari bank yaitu 60%. Shut Down Point = 7,25%. Maka dari hasil evaluasi ekonomi yang dijabarkan diatas. Pabrik Aseton berkapasitas 25.000 ton/tahun layak untuk didirikan.

Kata Kunci: Aseton, Dehidrogenasi, Isopropil alkohol, Reaktor fixed bed multitube.

DAFTAR ISI

HALAMAN PENGESAHAN.....	i
HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS.....	ii
KATA PENGANTAR.....	iii
RINGKASAN	iv
DAFTAR ISI.....	v
DAFTAR TABEL	vii
DAFTAR GAMBAR	ix
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1. Latar Belakang.....	1
1.2. Kapasitas Rancangan.....	2
1.3. Kebutuhan Aseton dalam Negeri.....	2
1.4. Pemilihan Lokasi Pabrik.....	6
1.5. Tinjauan Proses	12
BAB II DESKRIPSI PROSES	15
2.1. Spesifikasi Bahan Baku dan Produk.....	15
2.2. Sifat Fisik dan Kimia Bahan Baku dan Produk.....	15
2.3. Konsep Proses	17
2.4. Diagram Alir Proses	21
2.5. Neraca Massa dan Panas	22
2.6. Tata Letak Pabrik dan Peralatan.....	37
BAB III SPESIFIKASI ALAT	43
3.1. Unit Persiapan Bahan Baku.....	43
3.2. Unit Reaksi	47
3.3. Unit Pemurnian.....	48
BAB IV UNIT PENDUKUNG	54
4.1. Unit Pengadaan dan Pengolahan Air.....	54
4.2. Unit Penyedia Steam	57
4.3. Unit Pengadaan Bahan Bakar.....	59
4.4. Unit Pengadaan Udara Tekan.....	60
4.5. Unit Pengadaan Listrik.....	60

4.6.	Pengolahan Limbah.....	64
4.7.	Laboratorium.....	65
BAB V MANAJEMEN PERUSAHAAN.....		70
5.1.	Bentuk Perusahaan.....	70
5.2.	Struktur Organisasi.....	72
5.3.	Tugas dan Wewenang.....	76
5.4.	Kebutuhan Karyawan dan Sistem Penguapahan.....	80
5.5.	Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji.....	85
5.6.	Kesejahteraan Karyawan.....	88
5.7.	Corporate Social Responsibility (CSR).....	92
BAB VI TROUBLESHOOTING.....		96
6.1	Troubleshooting pada Unit Penyimpanan.....	96
6.2	Troubleshooting pada Unit Pemindahan.....	97
6.3	Troubleshooting pada Unit Penukar Panas.....	98
6.4	Troubleshooting pada Unit Reaktor Kimia.....	99
6.5	Troubleshooting pada Unit Furnace.....	101
6.6	Troubleshooting pada Unit Pemisahan.....	101
BAB VII ANALISA EKONOMI.....		104
7.1	Penaksiran Harga Peralatan.....	104
7.2	Dasar Perhitungan.....	107
7.3	Perhitungan Biaya.....	107
7.4	Analisa Kelayakan.....	112
7.5	Hasil Perhitungan.....	114
DAFTAR PUSTAKA.....		118
LAMPIRAN.....		119
LAMPIRAN A.....		119
LAMPIRAN B.....		134
LAMPIRAN C.....		170
LAMPIRAN D.....		258

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data Ketersediaan IPA di Dunia..	3
Tabel 1.2 Data Impor Aseton di Indonesia	3
Tabel 1.3 Data Proyeksi Kebutuhan Aseton di Indonesia.....	5
Tabel 1.4 Perbandingan Tinjauan Proses.....	12
Tabel 2.1 Neraca Massa Reaktor.....	24
Tabel 2.2 Neraca Massa Separator.....	24
Tabel 2.3 Neraca Massa Absorber... ..	24
Tabel 2.4 Neraca Massa Pencampuran Aliran 5 dan 8.....	25
Tabel 2.5 Neraca Massa Destilasi-01.....	25
Tabel 2.6 Neraca Massa Destilasi-02.....	25
Tabel 2.7 Neraca Massa Mixer.....	26
Tabel 2.8 Neraca Massa Overall... ..	26
Tabel 2.9 Neraca Panas Mixer... ..	29
Tabel 2.10 Neraca Panas Vaporizer... ..	29
Tabel 2.11 Neraca Panas Furnace... ..	30
Tabel 2.12 Neraca Panas Reaktor.....	30
Tabel 2.13 Neraca Panas Waste Heat Boiler.....	31
Tabel 2.14 Neraca Panas Kondensor.....	31
Tabel 2.15 Neraca Panas Separator.....	32
Tabel 2.16 Neraca Panas Absorber... ..	33
Tabel 2.17 Neraca Panas Pipa Pencampuran... ..	33
Tabel 2.18 Neraca Panas Heat Exchange.....	34
Tabel 2.19 Neraca Panas Destilasi 01... ..	34
Tabel 2.20 Neraca Panas Destilasi 02... ..	35
Tabel 2.21 Neraca Panas Overall... ..	36
Tabel 2.22 Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik.....	38
Tabel 4.1 Data LHV (Lower Heating Value) pada Komponen Natural Gas... ..	58
Tabel 4.2 Data LHV (Lower Heating Value) pada Komponen Natural Gas... ..	58
Tabel 4.3 Kebutuhan Natural Gas... ..	59
Tabel 4.4 Kebutuhan Natural Gas... ..	60
Tabel 4.5 Kebutuhan Natural Gas... ..	61
Tabel 4.6 Kebutuhan Lumen.....	61

Tabel 5.1 Jadwal Kerja Masing-masing Regu...	82
Tabel 5.2 Perincian Jumlah Karyawan Produksi.....	83
Tabel 5.3 Jumlah Karyawan Utilitas.....	84
Tabel 5.4 Jumlah Karyawan HSE Lingkungan, Lab Analisis, dan Maintenance...	84
Tabel 5.5 Penggolongan Jabatan.....	85
Tabel 5.6 Perincian Jumlah Karyawan.....	86
Tabel 5.7 Penggolongan Gaji Menurut Jabatan.....	87
Tabel 6.1 Troubleshooting pada Unit Penyimpanan.....	96
Tabel 6.2 Troubleshooting pada Unit Pemindahan.....	97
Tabel 6.3 Troubleshooting pada Unit Penukar Panas.....	98
Tabel 6.4 Troubleshooting pada Unit Reaktor Kimia.....	99
Tabel 6.5 Troubleshooting pada Unit Furnace.....	101
Tabel 6.6 Troubleshooting pada Unit Pemisahan.....	101
Tabel 7.1 Indeks CEP dari tahun 2001 hingga 2021	105
Tabel 7.2 Total Biaya Physical Plant Cost (PPC).....	114
Tabel 7.3 Fixed Capital Investment (FCI).....	114
Tabel 7.4 Total Working Capital Investment (WCI).....	114
Tabel 7.5 Total Capital Investment.....	115
Tabel 7.6 Direct Manufacturing Cost.....	115
Tabel 7.7 Indirect Manufacturing Cost.....	115
Tabel 7.8 Fixed Manufacturing Cost.....	116
Tabel 7.9 Total Manufacturing Cost.....	116
Tabel 7.10 General Expense.....	116
Tabel 7.11 Total Production Cost.....	116

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik Impor Aseton di Indonesia.....	4
Gambar 1.2 Grafik Proyeksi Kebutuhan Aseton di Indonesia..	6
Gambar 1.3 Peta Kawasan KIEC Wilayah I..	11
Gambar 2.1 Diagram Alir Proses.....	21
Gambar 2.2 Diagram Alir Neraca Massa.....	23
Gambar 2.3 Diagram Alir Neraca Panas ..	28
Gambar 2.4 Tata Letak Pabrik.....	40
Gambar 3.1 Tangki Penyimpanan IPA Bulanan (ST-01).....	43
Gambar 3.2 Tangki Penyimpanan IPA Bulanan (ST-01).....	45
Gambar 3.3 Mixer (M-01).....	46
Gambar 3.4 Reaktor Fixed Bed Multitube.....	47
Gambar 3.5 Separator Silinder Vertikal.....	48
Gambar 3.6 Menara Absorber.....	49
Gambar 3.7 Menara Destilasi 01 (D-01).....	51
Gambar 3.8 Menara Destilasi 02 (D-02).....	52
Gambar 4.1 Tahapan Pengolahan Air.....	55
Gambar 5.1 Struktur Organisasi	75
Gambar 7.1 Nilai CEP Index dari tahun 2001-2020.....	106
Gambar 7.2 Grafik Analisa Kelayakan	117