

TUGAS AKHIR
PRARANCANGAN PABRIK ASETAT ANHIDRAT DARI
DEKOMPOSISI ASETON DENGAN PROSES KETENA
KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN



Oleh :

Yogie Suryo Prabowo

I0508121

JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS SEBELAS MARET
SURAKARTA

2014

commit to user

LEMBAR PENGESAHAN

TUGAS AKHIR

**PRARANCANGAN PABRIK ASETAT ANHIDRAT
DARI DEKOMPOSISI ASETON DENGAN PROSES KETENA
KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN**

Oleh :

Yogie Suryo Prabowo

I0508121

Pembimbing II

31/12/2014

Pembimbing I

Wusana Agung Wibowo, S.T.,M.T.
NIP. 19801005 200501 1 001

Mujtahid Kaavessina, S.T., M.T., Ph.D.
NIP. 19790924 200312 1 002

Dipertahankan di depan tim penguji :

1. Inayati, S.T.,M.T.,Ph.D.
NIP. 19710829 199903 2 001
2. Dr. Eng. Agus Purwanto, S.T.,M.T.
NIP. 19750411 199903 1 001

1. Inayati

2. Agus Purwanto

Disahkan

Ketua Jurusan Teknik Kimia



Dr. Sunu H. Pranolo

NIP. 19690316 199802 1 001

KATA PENGANTAR

Segala puji bagi Tuhan Yang Maha Esa, karena limpahan rahmat dan karunia-Nya, penulis akhirnya dapat menyelesaikan penyusunan Laporan Tugas Akhir dengan judul “Prarancangan Pabrik Asetat Anhidrat dari Dekomposisi Aseton Dengan Proses Ketena Kapasitas 100.000 ton/tahun”.

Dalam penyusunan tugas akhir ini penulis memperoleh banyak bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu, penulis ingin mengucapkan terima kasih kepada:

1. Dr. Sunu H. Pranolo, S.T.,M.T. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia.
2. Mujtahid Kaavessina, S.T.,M.T.,Ph.D. dan Wusana Agung Wibowo, S.T., M.T. selaku dosen pembimbing tugas akhir ini yang telah memberikan arahan dan masukannya dalam penyelesaian tugas akhir ini.
3. Endang Kwartiningsih, S.T.,M.T., dan Dr. Margono, S.T., M.T. selaku dosen pembimbing akademik yang telah memberikan bimbingan dan petunjuknya kepada saya, hingga saya dapat menyelesaikan pendidikan Strata 1 di teknik kimia UNS ini.
4. Seluruh dosen, laboran, dan administrasi Jurusan Teknik Kimia atas ilmu, arahan, dan bantuannya selama ini.
5. Orangtua dan keluarga atas dukungan doa, materi, dan semangat yang senantiasa diberikan tanpa kenal lelah.
6. Teman-teman Teknik Kimia UNS untuk semangat dan kebersamaannya.
7. Seluruh pihak yang telah membantu, yang tidak dapat disebutkan satu per satu.

Penulis menyadari bahwa laporan tugas akhir ini masih jauh dari sempurna. Oleh karena itu, penulis membuka diri terhadap segala saran dan kritik. Semoga laporan tugas akhir ini dapat bermanfaat bagi penulis dan pembaca sekalian.

Surakarta, Desember 2014

commit to user

Penulis

DAFTAR ISI

Halaman Judul	i
Lembar Pengesahan	ii
Kata Pengantar	iii
Daftar Isi	iv
Daftar Tabel	ix
Daftar Gambar	xii
Intisari	xiii
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik	1
1.2 Kapasitas Perancangan	2
1.2.1 Kebutuhan Asetat Anhidrat di Indonesia.....	2
1.2.2 Kebutuhan Asetat Anhidrat di Asia	3
1.2.3 Kapasitas Minimum dan Maksium Pabrik Asetat Anhidrat di Dunia	5
1.2.4 Kebutuhan Bahan Baku	5
1.2.5 Kapasitas Potensial	6
1.3 Pemilihan Lokasi Pabrik	7
1.4 Tinjauan Pustaka	11
1.4.1 Macam-macam Proses Pembuatan Asetat Anhidrat	11
1.4.2 Alasan Pemilihan Proses.....	14
1.4.3 Kegunaan Produk.....	15

commit to user

1.4.4	Sifat Fisis dan Kimia Bahan Baku dan Produk	15
BAB II DESKRIPSI PROSES.....		20
2.1	Spesifikasi Bahan Baku dan Produk	20
2.1.1	Spesifikasi Bahan Baku	20
2.1.2	Spesifikasi Produk Utama.....	21
2.1.3	Spesifikasi Produk Samping	21
2.2	Konsep Proses	22
2.2.1	Dasar Reaksi	22
2.2.2	Kondisi Operasi.....	23
2.2.3	Mekanisme Reaksi	24
2.2.4	Tinjauan Kinetika	25
2.2.5	Tinjauan Termodinamika	28
2.3	Diagram Alir Proses dan Tahapan Proses	32
2.3.1	Diagram Alir Proses	32
2.3.2	Tahapan Proses	32
2.3.2.1	Tahapan Persiapan Bahan Baku	32
2.3.2.2	Tahapan Pembentukan Gas Sintesa Ketena	33
2.3.2.3	Tahapan Pembentukan Produk Asetat Anhidrat	34
2.3.2.4	Tahapan Pemisahan dan Pemurnian	35
2.4	Neraca Massa dan Neraca Panas	38
2.4.1	Neraca Massa	38
2.4.2	Neraca Panas	42

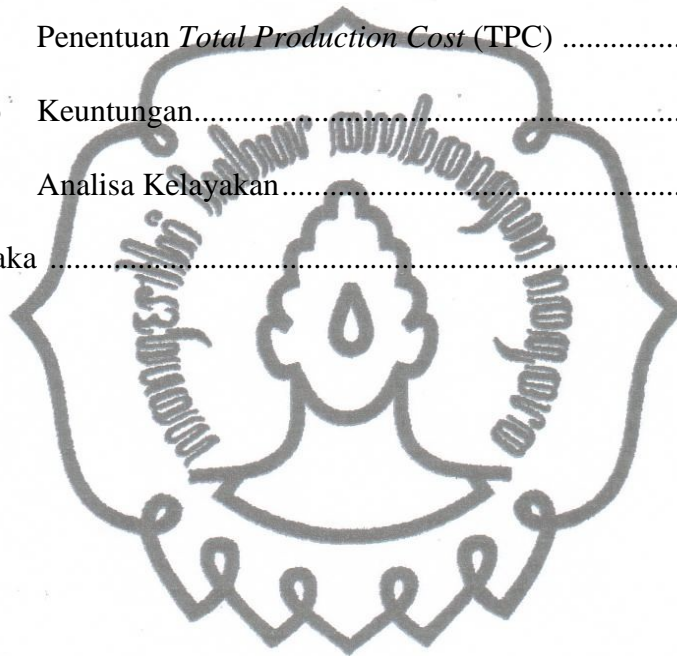
commit to user

2.5	Tata Letak Pabrik dan Peralatan Proses	52
BAB III SPESIFIKASI ALAT		56
3.1	<i>Vaporizer</i>	56
3.2	Reaktor 1	57
3.3	Reaktor 2	58
3.4	Menara Destilasi	60
3.5	<i>Condenser</i>	61
3.6	<i>Reboiler</i>	63
3.7	<i>Accumulator</i>	65
3.8	Tangki Penyimpanan	66
3.9	Pre-Heater <i>Waster Heat Boiler</i>	67
3.10	<i>Heat Exchanger</i>	78
3.11	<i>Pompa</i>	70
BAB IV UNIT PENDUKUNG PROSES, LABORATORIUM DAN		
PENGOLAHAN LIMBAH.....		73
4.1	Unit Pendukung Proses	73
4.1.1	Unit Pengadaan Air	74
4.1.1.1	Air Pendingin.....	75
4.1.1.2	Air Umpan Boiler	75
4.1.1.3	Air Konsumsi Umum dan Sanitasi	76
4.1.1.4	Air Pemadam Kebakaran	77

commit to user

4.1.1.5	Pengolahan Air	77
4.1.2	Unit Pengadaan Udara Tekan	82
4.1.3	Unit Pengadaan Litrik	83
4.1.4	Unit Pengadaan Bahan Bakar	88
4.1.5	Unit Pengadaan Pengadaan <i>Steam</i>	89
4.2	Laboratorium	92
4.3	Unit Pengolahan Limbah	94
4.3.1	Instalasi Pengolahan Air Limbah (IPAL)	94
BAB V MANAJEMEN PERUSAHAAN		97
5.1	Bentuk Perusahaan	97
5.2	Struktur Organisasi	98
5.3	Tugas dan Wewenang	103
5.3.1	Pemegang Saham	103
5.3.2	Dewan Komisaris	103
5.3.3	Dewan Direksi	104
5.3.4	Kepala Bagian	105
5.3.5	Kepala Seksi	110
5.4	Pembagian Jam Kerja Karyawan	110
5.5	Status Karyawan dan Sistem Upah	111
5.6	Kesejahteraan Sosial Karyawan	114

BAB VI ANALISIS EKONOMI	117
6.1 Dasar Perhitungan	117
6.2 Penafsiran Harga Peralatan.....	118
6.3 Penentuan <i>Total Capital Investment</i> (TCI)	120
6.4 Penentuan <i>Manufacturing Cost</i> (MC)	122
6.5 Penentuan <i>Total Production Cost</i> (TPC)	125
6.6 Keuntungan.....	126
6.7 Analisa Kelayakan.....	126
Daftar Pustaka	xiv
Lampiran	



DAFTAR TABEL

Tabel	1.1	Data Impor Asetat Anhidrat di Indonesia	2
Tabel	1.2	Data Impor Asetat Anhidrat di Asia	4
Tabel	1.3	Kapasitas Produksi Asetat Anhidrat di Dunia	5
Tabel	1.4	Perbandingan Proses Sintesis Produksi Asetat Anhidrat	14
Tabel	1.5	Kegunaan Produk Asetat Anhidrat di Dunia	15
Tabel	2.1	Data ΔH_f° Setiap Komponen	28
Tabel	2.2	Neraca Massa <i>Vaporizer</i>	38
Tabel	2.3	Neraca Massa Reaktor 1	39
Tabel	2.4	Neraca Massa Reaktor 2	39
Tabel	2.5	Neraca Massa Menara Destilasi 1	40
Tabel	2.6	Neraca Massa Menara Destilasi 2	40
Tabel	2.7	Neraca Massa Menara Destilasi 3	41
Tabel	2.8	Neraca Massa Total	41
Tabel	2.9	Neraca Panas <i>Tee-01</i>	42
Tabel	2.10	Neraca Panas <i>Vaporizer</i>	42
Tabel	2.11	Neraca Panas pada Reaktor 1	43
Tabel	2.12	Neraca Panas <i>Pre Heater</i> WHB	43
Tabel	2.13	Neraca Panas <i>Tee-02</i>	43
Tabel	2.14	Neraca Panas Reaktor 2	44
Tabel	2.15	Neraca Panas Heat Exchanger 1	44
Tabel	2.16	Neraca Panas Menara Destilasi 1	44

commit to user

Tabel 2.17	Neraca Panas Heat Exchanger 2	45
Tabel 2.18	Neraca Panas Menara Destilasi 2	45
Tabel 2.19	Neraca Panas Heat Exchanger 3	45
Tabel 2.20	Neraca Panas Menara Destilasi 3	46
Tabel 2.21	Neraca Panas Expander Valve 1	46
Tabel 2.22	Neraca Panas Expander Valve 2	46
Tabel 2.23	Neraca Panas Expander Valve 3	47
Tabel 2.24	Neraca Panas Total	48
Tabel 3.1	Spesifikasi Menara Destilasi	60
Tabel 3.2	Spesifikasi <i>Condenser</i>	61
Tabel 3.3	Spesifikasi <i>Reboiler</i>	63
Tabel 3.4	Spesifikasi <i>Accumulator</i>	65
Tabel 3.5	Spesifikasi Tangki Penyimpanan	66
Tabel 3.6	Spesifikasi <i>Heat Exchanger</i>	68
Tabel 3.7	Spesifikasi Pompa	70
Tabel 4.1	Kebutuhan Air Pendingin	81
Tabel 4.2	Kebutuhan Air Umpan Boiler (Steam)	82
Tabel 4.3	Kebutuhan Air Konsumsi Umum dan Sanitasi	82
Tabel 4.4	Kebutuhan Air Laut	82
Tabel 4.5	Kebutuhan Listrik untuk Keperluan Proses dan Utilitas	84
Tabel 4.6	Jumlah Lumen berdasarkan Luas Bangunan	86
Tabel 4.7	Total Kebutuhan Listrik Pabrik	87
Tabel 4.8	Total Kebutuhan Bahan Bakar	89

commit to user

Tabel 4.9	Gas Hasil Samping Sebagai Bahan Bakar	89
Tabel 5.1	Jadwal <i>Shift</i>	111
Tabel 5.2	Perincian golongan, kualifikasi, jumlah dan gaji karyawan	113
Tabel 6.1	Indeks Harga Alat	118
Tabel 6.2	<i>Fixed Capital Investment</i>	121
Tabel 6.3	<i>Working Capital Investment</i>	122
Tabel 6.4	<i>Total Capital Investment</i>	122
Tabel 6.5	<i>Direct Manufacturing Cost</i>	123
Tabel 6.6	<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	124
Tabel 6.7	<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	124
Tabel 6.8	<i>Manufacturing Cost</i>	125
Tabel 6.9	<i>General Expense</i>	125
Tabel 6.10	<i>Total Production Cost</i>	126
Tabel 6.11	<i>Variable Cost</i>	128
Tabel 6.12	<i>Regulated Cost</i>	128
Tabel 6.13	Analisa Kelayakan	131

DAFTAR GAMBAR

Gambar	1.1	Grafik Data Import Asetat Anhidrat di Indonesia	2
Gambar	1.2	Grafik Kebutuhan Asetat Anhidrat di Negara-Negara Asia selain Indonesia	4
Gambar	1.3	Rencana Lokasi Pendirian Pabrik	10
Gambar	2.1	Profil Kecepatan Reaksi Antara Gas dan Cairan	25
Gambar	2.2	Diagram Proses Kualitatif	49
Gambar	2.3	Diagram Proses Kuantitatif	50
Gambar	2.4	Diagram Alir Proses Prarancangan Pabrik Asetat Anhidrat	51
Gambar	2.5	Gambar Tata Letak Pabrik	54
Gambar	2.6	Gambar Tata Letak Peralatan Proses	55
Gambar	4.1	Skema Pengolahan Air Laut Sebelum Masuk Pabrik	80
Gambar	4.2	Skema Pengolahan Air Masuk Pabrik	81
Gambar	4.3	Skema Instalasi Pengolahan Air Limbah (IPAL)	96
Gambar	5.1	Struktur Organisasi Pabrik Asetat Anhidrat	102
Gambar	6.1	<i>Chemical Engineering Cost Index</i>	119
Gambar	6.2	Grafik Analisis Kelayakan	130

INTISARI

Yogie S Prabowo, 2014, Prarancangan Pabrik Asetat Anhidrat dari Dekomposisi Aseton dengan Proses Ketena Kapasitas 100.000 Ton/Tahun, Jurusan Teknik Kimia, Universitas Sebelas Maret, Surakarta.

Asetat anhidrat ((CH₃CO)₂O) merupakan pelarut aktif, tidak berwarna, dan memiliki bau yang tajam. Asetat anhidrat digunakan dalam pembuatan selulosa asetat, *filter tow*, *filament yarn*, obat-obatan aspirin dan berperan sebagai pelarut dalam penyiapan senyawa organik. Di Indonesia belum terdapat pabrik yang memproduksi asetat anhidrat, sehingga untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan adanya peluang ekspor yang terbuka, maka dirancang pabrik asetat anhidrat dengan kapasitas produksi 100.000 ton/tahun dengan bahan baku aseton 89.894 ton/tahun dan asam asetat 64.974 ton/tahun. Pabrik ini direncanakan berdiri di Kawasan Industri Wijayakusuma, Mangkangwetan, Semarang, Jawa Tengah, pada tahun 2019 dan mulai beroperasi pada tahun 2020. Pabrik beroperasi selama 24 jam per hari, dan 330 hari per tahun dengan waktu *shut down* satu bulan.

Reaksi pembentukan asetat anhidrat dari aseton dan asam asetat dengan proses ketena terjadi pada dua tahap, Pertama yaitu proses pembentukan senyawa ketena dengan proses dekomposisi aseton terjadi pada temperatur 750 - 760°C dan tekanan 1,5 atm dalam reaktor alir pipa (RAP). Tahap proses meliputi tahap persiapan bahan baku, tahap pembentukan ketena, tahap pembentukan asetat anhidrat, tahap pemurnian dan penyimpanan produk. Proses dekomposisi aseton ini selain menghasilkan senyawa ketena juga menghasilkan produk samping berupa gas metana, etilena, dan karbon monoksida. Sedangkan tahap kedua, proses pembentukan asetat anhidrat dari gas ketena dengan asam asetat cair, proses ini terjadi pada temperatur 55°C dan tekanan 1,5 atm dalam *packed reactive absorber*. Pemurnian produk dilakukan dengan menara distilasi dengan kemurnian 99,94%.

Unit pendukung proses terdiri atas unit pengadaan air (air didapatkan dari proses desalinasi air laut sebanyak 144,71 m³/jam), unit pengadaan *steam* sebanyak 17.829,16 kg/jam, unit pengadaan listrik sebesar 19 MWh/hari (772,28 kWh untuk pabrik dan sisa 18.227,72 kWh akan dijual ke PLN), unit pengadaan udara tekan sebesar 15.004,60 m³/jam (61,75 m³ untuk *pneumatic* sisanya 14.942,85 m³ untuk udara pembakaran), dan unit pengadaan bahan bakar sebanyak 21.150,72 kg gas metana per *Start up*. Pabrik juga dilengkapi laboratorium untuk menjaga mutu dan kualitas produk selain itu pabrik menyediakan alat pelindung diri untuk mencegah dan mengurangi kontak antara bahaya pada tenaga kerja sesuai dengan standar yang diizinkan.

Bentuk perusahaan yang dipilih adalah Perseroan Terbatas (PT), dengan struktur organisasi *line and staff*. Sistem kerja karyawan berdasarkan pembagian jam kerja yang terdiri dari karyawan *shift* dan *non-shift*.

Dari hasil analisa ekonomi diperoleh *Percent Return on Investment* (ROI) sebelum pajak 87,34%, setelah pajak 65,50%, *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak 1,05 tahun, setelah pajak 1,36 tahun, *Break Event Point* (BEP) 52,06%, *Shut Down Point* (SDP) 43,82% dan *Discounted Cash Flow* (DCF) 29,52%. Berdasarkan hasil evaluasi diatas, maka Pabrik Asetat anhidrat dari Aseton dan Asam asetat dengan proses ketena kapasitas 100.000 ton/tahun dinilai layak didirikan karena memenuhi standar persyaratan pendirian suatu pabrik.

ABSTRACT

Yogie S Prabowo, 2014, Predesign of Acetic Anhydride Plant by Decomposing Acetone in Ketene Process with 100.000 Tons/Year Capacity, Chemical Engineering, Universitas Sebelas Maret Surakarta

Acetic anhydride ((CH₃CO)₂O) is an active solvent, colorless, and has a pungent odor. It is usually used in the manufacturing of cellulose acetate, filter tow, filament yarn, aspirines and can also act as a solvent for the preparation of organic materials. There is no acetic anhydride plant found in Indonesia, to comply the domestic demands, and openly export opportunities, this acetic anhydride plant was designed with 100.000 tons/year capacity, with the requirement of raw materials are 89.895 tons/year of acetone and 64.974 tons/year of acetic acid. This plant will be built in Kawasan Industri Wijayakusuma, Mangkangwetan, Semarang, Jawa Tengah, in 2019, and operated in 2020. The plant will operate for 24 hours a day, in 330 days/year with a scheduled annual onemonth shut down for each year.

The formation of acetic anhydride by reacting acetone and acetic acid in ketene process can occur in two type of processes, which the first is the formation of ketene by decomposing acetone at a temperature of 750 - 760°C and a pressure of 1,5 atm in a plug flow reactor (PFR). This stage includes the preparation of raw materials, the formation of ketene, formation of acetic anhydride, purification phase and storage of the product. In addition of ketene compound, the decomposition of acetone is also producing methane, ethylene, and carbon monoxide as the by-products. In the second ones, the acetic anhydride gained from ketene gas with liquid acetic acid, this process occurred in a temperature of 55°C and pressure of 1,5 atm in a packed reactive absorber. The purification stage can be done in a distillation column with 99,94% purity of the product.

Utilities of the plant consist : (i) a water supply unit (the water was supplied from a desalination of 144,71 m³/hour sea water), (ii) a *steam* supply unit for about 17.829,16 kg/hour), (iii) an electricity unit for about 19 MWh/day (772,28 kWh for plant usage and 18.227,72 kWh will be sold to PLN), (iv) a compressed air supply unit for about 15.004,60 m³/hour (61,75 m³ pneumatic usage and 14.942,85 m³ will act for air combustion), and (v) a fuel supply unit for about 21.150,72 kg methane for every start up. The plant is also equipped with a laboratory as maintain the quality of product and the protective equipments providing the safety to the workers in accordance with the allowed standards.

The organization form of the plant is Perseroan Terbatas (PT), with line and staff structure. This structure distributes the workers into two systems : a shift and non-shift system.

An economic analysis resulted 87,34% before taxes Return on Investment (ROI) and 65,50% after taxes; 1,05 year before taxes Pay Out Time (POT) and 1,36 year after taxes; 52,06% Break Even Point (BEP); 43,82% Shut Down Point (SDP); and 29,52% Discounted Cash Flow (DCF). Based on this evaluation, the Acetic Anhydride Plant from Acetone and Acetic Acid in Ketene Process with 100.000 Tons/Year Capacity could be considered feasible to be established.