

**PRARANCANGAN PABRIK *METHYL ACETATE* DARI
ACETIC ACID DAN *METHANOL* DENGAN KAPASITAS 22.500
TON/TAHUN**

**Tugas Khusus
(Perarancangan *Distillation Column* (DC-301))**

**Oleh
Bunga Veranika
(1715041013)**



**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK UNIVERSITAS LAMPUNG
BANDARLAMPUNG
2023**

ABSTRACT

MANUFACTURING OF *METHYL ACETATE* FROM *ACETIC ACID* (AND *METANOL* WITH CAPACITY 22.500 TONS/YEAR

Design of *Distillation Column* (DC-301)

By

BUNGA VERANIKA

Methyl Acetate is one of the chemical industry products used in industrial as a solvent in paint, lacquer, resin, thinner, perfume, cosmetics and nail polish remover. Methyl Acetate is produced by an Esterification process using solid catalyst or liquid catalyst. In the methyl acetate plant design, the Esterification process using a solid catalyst, namely the amberlist-15 catalyst, was chosen because it is more profitable from economic and environmental aspects.

The plant's production capacity is planned at 22.500 tons/year with 330 working days in 1 year. The factory location is planned to be established in Lippo Cikarang Industrial Estate. The required workforce of 147 people with the form of a Limited Liability Company (PT) business entity led by a President Director assisted by the Director of Production and Director of Marketing and Finance with the organizational structure of line and staff.

From the economic analysis, it is obtained that :

<i>Fixed Capital Investment</i>	(FCI)	= Rp 371.735.868.968,73,-
<i>Working Capital Investment</i>	(WCI)	= Rp 66.600.447.465,-
<i>Total Capital Investment</i>	(TCI)	= Rp 437.336.316.434,-
<i>Break Even Point</i>	(BEP)	= 34,37%
<i>Shut Down Point</i>	(SDP)	= 13,73%
<i>Pay Out Time after taxes</i>	(POT)	= 1,79 tahun
<i>Return on Investment after taxes</i>	(ROI)	= 38,75%
<i>Discounted cash flow</i>	(DCF)	= 40,02%

Considering the summary above, it is appropriate that the establishment of this Methyl Acetate plant is further reviewed, because it is a profitable factory and has good prospects.

ABSTRAK

PRARANCANGAN PABRIK *METHYL ACETATE* DARI *ACETIC ACID* DAN *METHANOL* KAPASITAS 22.500 TON/TAHUN Perancangan *Distillation Column* (DC-301)

Oleh

BUNGA VERANIKA

Methyl Acetate merupakan salah satu produk industri kimia yang digunakan sebagai pelarut pada industri cat, lak, resin, *thinner*, parfum, kosmetik dan penghapus cat kuku. *Methyl Acetate* di produksi dengan Proses Esterifikasi menggunakan katalis padat maupun katalis cair. Dalam Prarancangan Pabrik *Methyl Acetate* ini dipilih proses Esterifikasi menggunakan katalis padat yaitu katalis Amberlist-15 karena lebih menguntungkan dari aspek ekonomi dan aspek lingkungan.

Kapasitas produksi pabrik direncanakan 22.500 ton/tahun dengan 330 hari kerja dalam 1 tahun. Lokasi pabrik direncanakan didirikan di Kawasan Industri Lippo Cikarang. Tenaga kerja yang dibutuhkan sebanyak 147 orang dengan bentuk badan usaha Perseroan Terbatas (PT) yang dipimpin oleh seorang Direktur Utama yang dibantu oleh Direktur Produksi dan Direktur Pemasaran dan Keuangan dengan struktur organisasi *line and staff*.

Dari analisis ekonomi diperoleh:

<i>Fixed Capital Investment</i>	(FCI)	= Rp 371.735.868.968,73,-
<i>Working Capital Investment</i>	(WCI)	= Rp 66.600.447.465,-
<i>Total Capital Investment</i>	(TCI)	= Rp 437.336.316.434,-
<i>Break Even Point</i>	(BEP)	= 34,37%
<i>Shut Down Point</i>	(SDP)	= 13,73%
<i>Pay Out Time after taxes</i>	(POT)	= 1,79 tahun
<i>Return on Investment after taxes</i>	(ROI)	= 38,75%
<i>Discounted cash flow</i>	(DCF)	= 40,02%

Mempertimbangkan rangkuman di atas, sudah selayaknya pendirian pabrik *Methyl Acetate* ini dikaji lebih lanjut, karena merupakan pabrik yang menguntungkan dan mempunyai prospek yang baik.

**PRARANCANGAN PABRIK *METHYL ACETATE* DARI
ACETIC ACID DAN *METHANOL* DENGAN KAPASITAS 22.500
TON/TAHUN**

**Tugas Khusus
(Perarancangan *Distillation Column* (DC-301))**

**Oleh
Bunga Veranika
(1715041013)**

Skripsi

**Sebagai Salah Satu Syarat untuk Mencapai Gelar
Sarjana Teknik**

pada

**Jurusan Teknik Kimia
Fakultas Teknik Universitas Lampung**



**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK UNIVERSITAS LAMPUNG
BANDARLAMPUNG
2023**

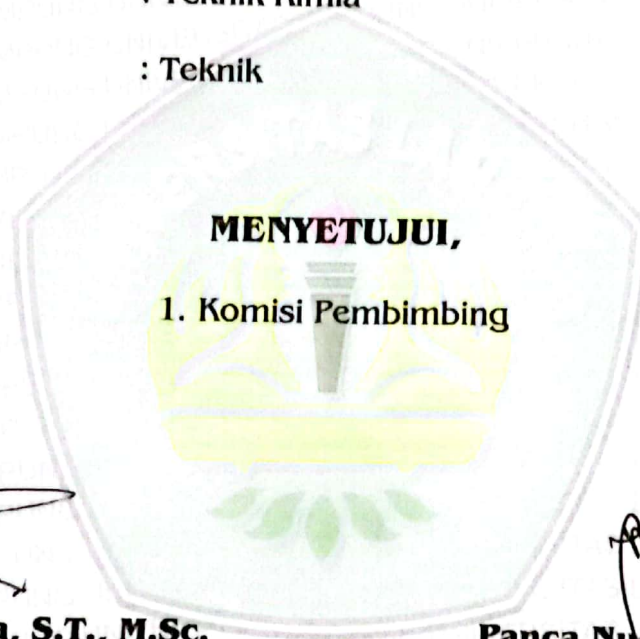
Judul Skripsi : **PRARANCANGAN PABRIK METHYL ACETATE DARI ACTIC ACID DAN METHANOL DENGAN KAPASITAS 22.500 TON/TAHUN (Perancangan Distillation Column (DC-301))**

Nama Mahasiswa : **Bunga Veranika**

No. Pokok Mahasiswa : 1715041013

Program Studi : Teknik Kimia

Fakultas : Teknik



MENYETUJUI,

1. Komisi Pembimbing



Dr. Elida Purba, S.T., M.Sc.
NIP 196809021997022005



Panca Nugrahini F, S.T., M.T.
NIP 197302032000032001

2. Ketua Jurusan

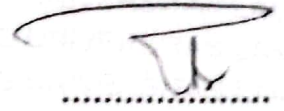


Yuli Darni, S.T., M.T.
NIP 197407122000032001

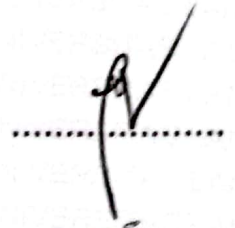
MENGESAHKAN

1. Tim Penguji

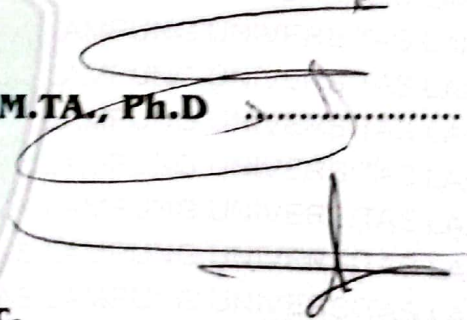
Ketua : **Dr. Elida Purba, S.T., M.Sc.**



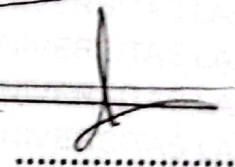
Sekretaris : **Panca Nugrahini F, S.T., M.T**



Penguji
Bukan Pembimbing : **Edwin Azwar, S.T., Pg. D., M.TA., Ph.D**



Donny Lesmana, S.T., M.Sc.



2. Dekan Fakultas Teknik Universitas Lampung



Dr. Eng. Ir. Helmy Fitriawan, S. T., M. Sc.

NIP. 197509282001121002

Tanggal Lulus Ujian Skripsi : **08 Maret 2023**

PERNYATAAN

Dengan ini saya menyatakan bahwa dalam skripsi ini tidak terdapat karya yang pernah dilakukan oleh orang lain dan sepanjang sepengetahuan saya juga tidak terdapat karya atas pendapat yang ditulis atau diterbitkan oleh orang lain, kecuali yang secara tertulis diacu dalam naskah ini sebagaimana diterbitkan dalam daftar pustaka. Selain itu saya menyatakan pada skripsi ini dibuat oleh saya sendiri.

Apabila pernyataan saya ini tidak benar maka saya bersedia dikenai sanksi sesuai hukum yang berlaku.

Bandarlampung, Maret 2023



Bunga Veranika
NPM. 1715041013

RIWAYAT HIDUP



Penulis merupakan anak pertama dari dua bersaudara dari pasangan Bapak Jawawi dan Ibu Lilis Supriyani, dilahirkan di Buyut Iir Lampung Tengah, pada tanggal 15 Juni 1999.

Penulis menyelesaikan pendidikan Taman Kanak-Kanak di TK Tunas Karya Buyut Iir kec. Gunung Sugih Lampung Tengah pada tahun 2005, Sekolah Dasar di SD Negeri 2 Buyut Iir pada tahun 2011, Sekolah Menengah Pertama di SMP Negeri 2 Kotagajah pada 2014, dan Sekolah Menengah Atas di SMA Negeri 1 Kotagajah pada tahun 2017.

Penulis terdaftar sebagai Mahasiswa Jurusan Teknik Kimia Universitas Lampung melalui jalur Seleksi Nasional Masuk Perguruan Tinggi Negeri (SNMPTN) pada tahun 2017. Selama kuliah penulis aktif dalam organisasi. Diantaranya ialah Himpunan Mahasiswa Teknik Kimia Universitas Lampung,

Pada tahun 2020 penulis melakukan Kerja Praktik di PT. Pupuk Sriwidjaja Palembang dengan tugas khusus “Evaluasi Kinerja WHB (*Waste Heat Boiler*) (HE-101)” di unit ammonia. Pada tahun 2020 penulis juga melakukan Kerja Kuliah Nyata (KKN) di desa Branti raya Natar.

Kemudian pada tahun 2021 penulis melakukan penelitian dengan judul “Pengaruh Penambahan Molase Untuk Nutrisi EM-4 Dari Campuran Limbah Cair Tapioka Dan Urine Sapi Pada Pembuatan Pupuk Cair Organik Secara Anaerobik Dengan Menggunakan Reaktor Uasb (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket*)” dimana penelitian tersebut telah dipublikasikan pada tahun 2023.

Motto

"Apa yang saya dapatkan sesuai dengan usaha selebihnya serahkan semuanya kepada Allah SWT."

~Bunga Veranika~

Jangan mengandalkan siapapun selain Allah SWT.

~Bunda Panca Nugrahini F, S.T.,M.T.~

"Doakanlah kebaikan kepada saudaramu, niscaya malaikat akan mengaminkan dan mendoakanmu atas kebaikan yang sama"

(Kutipan HR, Muslim No. 4912)

Sebuah Karya

Kupersembahkan dengan sepenuh hati untuk :

Allah SWT, berkat Rahmat dan Ridho-Nya aku dapat menyelesaikan karyaku ini

Kedua Orang Tuaku atas dukungan moral dan material juga atas pengorbanan yang sudah tak terhitung jumlahnya, terima kasih atas do'a, kasih sayang selama ini

Adek dan Keluargaku, terima kasih atas do'a, bantuan dan dukungannya selama ini

Keluarga Tekim 2017 dan Para Sahabat, Terima kasih telah menjadi bagian selama berada di Perantauan ini. Semua cerita ini, semua akan ku simpan selamanya. Semoga suatu saat nanti kita bersua kembali dengan kisah-kisah kesuksesan kita

Civitas Akademisi Jurusan Teknik Kimia Universitas Lampung, Terima kasih atas ilmu dan pengalaman yang telah diberikan.

SANWACANA

Puji dan syukur penulis panjatkan kehadiran Allah SWT yang telah memberikan rahmat dan karunia-Nya, sehingga tugas akhir ini dengan judul “Prarancangan Pabrik *Methyl Acetate* Dari *Acetic Acid* dan *Methanol* Dengan Kapasitas 22.500 Ton/Tahun ” dapat diselesaikan dengan baik.

Tugas akhir ini disusun dalam rangka memenuhi salah satu syarat guna memperoleh derajat kesarjanaan (S-1) di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Lampung.

Penyusunan tugas akhir ini tidak lepas dari bantuan dan dukungan dari beberapa pihak. Oleh karena itu penulis mengucapkan terima kasih kepada:

1. Ibu Yuli Darni, S.T., M.T selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Universitas Lampung, yang telah memberikan ilmu dan pengarahan selama ini.
2. Ibu Dr. Elida Purba, S.T., M.Sc. selaku Dosen Pembimbing I Tugas Akhir yang telah memberikan ilmu, pengarahan, bimbingan, kritik dan saran selama penyelesaian tugas akhir. Semoga ilmu yang diberikan dapat berguna dikemudian hari.
3. Ibu Panca Nugrahini F, S.T., M.T. selaku Dosen Pembimbing II Tugas Akhir dan Pembimbing Penelitian serta Pembimbing Akademik yang telah memberikan ilmu, pengarahan, bimbingan, kritik dan saran selama penyelesaian tugas akhir dan penelitian. Semoga ilmu bermanfaat yang diberikan dapat berguna dikemudian hari.

4. Bapak Edwin Azwar, S.T., Pg.D., M.TA. Ph.D selaku Dosen Penguji I, yang telah memberikan kritik dan saran selama penyelesaian tugas akhir, serta semua ilmu dan motivasi yang telah penulis dapatkan.
5. Bapak Donny Lesmana, S.T., M.Sc. selaku Dosen Penguji II yang telah memberikan kritik dan saran selama penyelesaian tugas akhir, serta semua ilmu dan motivasi yang telah penulis dapatkan.
6. Seluruh Dosen Teknik Kimia Universitas Lampung, atas semua ilmu dan bekal masa depan yang akan selalu bermanfaat.
7. Orang tua, adek dan keluarga terimakasih atas segala pengorbanan, do'a, ketulusan serta kesabaran.
8. Chindy Febriana Juwita Sirait *partner* tugas akhir sangat berterima kasih sudah mau berjuang bersama menyelesaikan tugas akhir.
9. Receh : Ferina safitri, M fida kamil, M niki wijaya, Esterlita sihombing, Hayuningsih Atas semua bantuan, dukungan serta semangat yang diberikan.
Thankyou so much.
10. Teman-teman angkatan 2017 : Alfred, Heri, Fikri, Jaman, Ashari, Didi, Rian, Helen, Bella, Dhila, Kiki, Indah, Umi, Rima, Zahra, Agta, Topan, Disa, Esha, Esvi, Jimmy, Ria, Rifki, Fika, Tiara, Nazal, Swarna, Kahfy, Levi, Fenti, Beti, Annisa, Anggun dan ciu yang telah memberikan cerita selama lebih dari 5 tahun ini. Semangat untuk menggapai sarjana teknik kimia Terimakasih atas bantuan dan dukungannya selama penulis menyelesaikan tugas akhir ini.
11. Della monica, Fifi silviana, Linda anugraini, terimakasih atas dukungan dan motivasinya selama ini.

12. Semua pihak yang telah membantu dalam penyusunan tugas akhir ini.

Semoga Allah SWT membalas kebaikan mereka terhadap penulis dan semoga skripsi ini berguna di kemudian hari.

Bandar Lampung, Maret 2023

Penulis,

Bunga Veranika

DAFTAR ISI

COVER	i
ABSTRACT	ii
ABSTRAK	iii
COVER DALAM	iv
HALAMAN PERSETUJUAN	v
HALAMAN PENGESAHAN	vi
PERNYATAAN	vii
RIWAYAT HIDUP	viii
PERSEMBAHAN	ix
MOTTO	x
SANWACANA	xii
DAFTAR ISI	xiii
DAFTAR TABEL	xvii
DAFTAR GAMBAR	xiv
I. PENDAHULUAN	
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Kegunaan Produk.....	2
1.3 Kapasitas Rancangan Produksi.....	2
1.4 Ketersediaan Bahan baku	7

1.5	Tempat dan Lokasi Pabrik	7
II. DESKRIPSI PROSES		
2.1	Jenis-Jenis Proses	11
2.2	Pemilihan Proses	12
III. SPESIFIKASI BAHAN BAKU DAN PRODUK		
3.1	Spesifikasi Bahan Baku	33
3.2	Spesifikasi Bahan Penunjang	36
3.3	Produk utama	37
IV. NERACA MASSA DAN NERACA PANAS		
4.1	Neraca Massa	40
4.2	Neraca Panas	43
V. SPESIFIKASI ALAT		
5.1	Spesifikasi Alat Proses	46
5.2	Spesifikasi Alat Utilitas	59
VI. UTILITAS DAN PENGOLAHAN LIMBAH		
6.1	Unit Penyediaan Air	84
6.2	Unit Penyediaan Steam	100
6.3	Unit Penyedia Tenaga Listrik	101
6.4	Unit Penyediaan Bahan Bakar	101
6.5	Unit Penyediaan Udara Tekan	102
6.6	Unit Pengolahan Limbah	102
6.7	Unit Laboratorium	103
6.8	Instrumen dan Pengendalian Proses	107

VII. LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK

7.1	Lokasi Pabrik	109
7.2	Tata Letak Pabrik	112
7.3	Estimasi Area Pabrik	114

VIII. SISTEM MANAJEMEN DAN OPERASI PERUSAHAAN

8.1.	Bentuk Perusahaan	118
8.2.	Struktur Organisasi Perusahaan	121
8.3.	Tugas dan Wewenang	124
8.4.	Status Karyawan dan Sistem Penggajian	132
8.5.	Pembagian Jam Kerja Karyawan	133
8.6.	Penggolongan Jabatan dan Jumlah Karyawan.....	135
8.7.	Kesejahteraan Karyawan	139

IX. INVESTASI DAN EVALUASI EKONOMI

9.1	Investasi	143
9.2	Evaluasi Ekonomi	147
9.3	Asuransi pinjaman	150
9.4	<i>Discounted Cash Flow(DCF)</i>	150

X. KESIMPULAN DAN SARAN

10.1	Kesimpulan.....	152
10.2	Saran.....	153

DAFTAR PUSTAKA

LAMPIRAN A (NERACA MASSA)

LAMPIRAN B (NERACA PANAS)

LAMPIRAN C (SPESIFIKASI ALAT)

LAMPIRAN D (UTILITAS)

LAMPIRAN E (INVESTASI EKONOMI)

LAMPIRAN F (TUGAS KHUSUS)

DAFTAR TABEL

Tabel	Halaman
1.1 Impor <i>Methyl Acetate</i> di Indonesia 2014-2020	3
1.2 Pabrik Indonesia Yang Menggunakan <i>Methyl Acetate</i>	5
1.3 Daftar Negara ASEAN Yang Menggunakan <i>Methyl Acetate</i>	4
1.4 Perbandingan Pemilihan Lokasi Pabrik	8
2.1 Data Entalpi Pembentukan Standar Masing-masing Senyawa	13
2.2 Data Konstanta Masing-Masing Komponen	14
2.3 Data energy Bebas Gibbs Standar tiap Komponen.....	15
2.4 Mol dan Harga Bahan Baku serta produk proses esterifikasi dengan katalis H ₂ SO ₄	19
2.5 Data Entalpi Pembentukan Standar Masing-masing Senyawa	21
2.6 Data Konstanta Masing-Masing Komponen	22
2.7 Data energy Bebas Gibbs Standar tiap Komponen.....	23
2.8 Mol dan Harga Bahan Baku serta produk proses esterifikasi dengan katalis amberlyst-15	28
2.9 Perbedaan Proses	29
4.1 Neraca Massa Pada <i>Reaktor</i> (RE-201).....	40
4.2 Neraca Massa Pada <i>Distillation Column</i> (DC-301)	40
4.3 Neraca Massa di <i>Condensor</i> (CD-301)	41

4.4 Neraca Massa di <i>Reboiler</i> (RB-301)	41
4.5 Neraca Massa Pada <i>Reaktor</i> (RE-201).....	42
4.6 Neraca Massa Pada <i>Distillation Column</i> (DC-301)	42
4.7 Neraca Massa di <i>Condensor</i> (CD-301)	43
4.8 Neraca Massa di <i>Reboiler</i> (RB-301)	43
4.9 Neraca Energi Pada <i>Heater</i> (HE-101)	43
4.10 Neraca Energi Pada <i>Heater</i> (HE-102)	44
4.11 Neraca Energi Pada <i>Reaktor</i> (RE-201)	44
4.12 Neraca Energi Pada <i>Heater</i> (HE-201)	44
4.13 Neraca Energi Pada <i>Distillation Column</i> (DC-301)	45
4.14 Neraca Energi Pada <i>Cooler</i> (CO-301)	45
5.1.1 Spesifikasi Tangki Pada <i>Acetic Acid</i> (ST-101).....	46
5.1.2 Spesifikasi Tangki Pada <i>Methanol</i> (ST-102).....	47
5.1.3 Spesifikasi Tangki Pada <i>Methyl Acetate</i> (ST-301)	47
5.1.4 Spesifikasi <i>Heater</i> (HE-101).....	48
5.1.5 Spesifikasi <i>Heater</i> (HE-102).....	49
5.1.6 Spesifikasi <i>Heater</i> (HE-201).....	50
5.1.7 Spesifikasi <i>Cooler</i> (CO-301).....	51
5.1.8 Spesifikasi <i>Reaktor</i> (RE-201)	52
5.1.9 Spesifikasi <i>Distillation Column</i> (DC-301).....	53
5.1.10 Spesifikasi <i>Condensor</i> (CD-1301)	53
5.1.11 Spesifikasi <i>Reboiler</i> (RB-301)	54
5.1.12 Spesifikasi <i>Pompa Proses</i> (PP-101)	55
5.1.13 Spesifikasi <i>Pompa Proses</i> (PP-102)	56

5.1.14 Spesifikasi Pompa Proses (PP-201)	56
5.1.15 Spesifikasi Pompa Proses (PP-301)	57
5.2.1 Spesifikasi Bak Sedimentasi (BS-401).....	59
5.2.2 Spesifikasi Tangki Alum (ST-401).....	59
5.2.3 Spesifikasi Tangki Kaporit (ST-402).....	60
5.2.4 Spesifikasi Tangki Soda Kaustik (ST-403).....	61
5.2.5 Spesifikasi <i>Clarifier</i> (CF-401)	61
5.2.6 Spesifikasi Sand Filter (SF-401)	62
5.2.7 Spesifikasi Tangki Air Filter (ST-404).....	62
5.2.8 Spesifikasi <i>Hot Basin</i> (HB-401)	63
5.2.9 Spesifikasi Tangki Asam Sulfat (ST-405).....	63
5.2.10 Spesifikasi Tangki Dispersant (ST-406).....	64
5.2.11 Spesifikasi Tangki Inhibitor (ST-407)	65
5.2.12 Spesifikasi <i>Cooling Tower</i> (CT-201).....	65
5.2.13 Spesifikasi <i>Cold Basin</i> (CB-401).....	66
5.2.14 Spesifikasi <i>Cation Exchanger</i> (CE-401).....	66
5.2.15 Spesifikasi <i>Anion Exchanger</i> (AE-401).....	67
5.2.16 Spesifikasi <i>Demin Water Tank</i> (ST-408)	68
5.2.17 Spesifikasi <i>Deaerator</i> (DE-401)	68
5.2.18 Spesifikasi Tangki Hidrazin (ST-409)	69
5.2.19 Spesifikasi <i>Boiler</i> (B-401)	70
5.2.20 Spesifikasi Tangki Bahan Bakar (B-410)	70
5.2.21 Spesifikasi <i>Blower Steam</i> (BS-401)	71
5.2.22 Spesifikasi Generator Listrik (GS-401)	71

5.2.23 Spesifikasi <i>Air Compressor</i> (AC-401)	71
5.2.24 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-401)	72
5.2.25 Spesifikasi Pompa (PU-202)	72
5.2.26 Spesifikasi Pompa (PU-203)	73
5.2.27 Spesifikasi Pompa (PU-404)	73
5.2.28 Spesifikasi Pompa (PU-405)	74
5.2.29 Spesifikasi Pompa (PU-406)	74
5.2.30 Spesifikasi Pompa (PU-407)	75
5.2.31 Spesifikasi Pompa (PU-408)	75
5.2.32 Spesifikasi Pompa (PU-409)	76
5.2.33 Spesifikasi Pompa (PU-410)	77
5.2.34 Spesifikasi Pompa (PU-411)	77
5.2.35 Spesifikasi Pompa (PU-412)	78
5.2.36 Spesifikasi Pompa (PU-413)	78
5.2.37 Spesifikasi Pompa (PU-414)	79
5.2.38 Spesifikasi Pompa (PU-415)	79
5.2.39 Spesifikasi Pompa (PU-416)	80
5.2.40 Spesifikasi Pompa (PU-417)	80
5.2.41 Spesifikasi Pompa (PU-418)	81
5.2.42 Spesifikasi Pompa (PU-419)	81
5.2.43 Spesifikasi Pompa (PU-420)	82
5.2.44 Spesifikasi Pompa (PU-421)	82
5.2.45 Spesifikasi Pompa (PU-422)	83

6.1 Kebutuhan Air Umum.....	86
6.2 Kebutuhan Air Umpan Boiler.....	90
6.3 Kebutuhan Air Pabrik.....	92
6.4 Tingkatan Kebutuhan Informasi dan Sistem Pengendalian.....	108
6.5 Pengendalian Variabel Utama Proses	108
7.1 Perincian Luas Area Pabrik <i>Methyl Acetate</i>	145
8.1 Jadwal Kerja Masing-masing Regu	135
8.2 Perincian Tingkat Pendidikan.....	136
8.3 Jumlah Operator Berdasarkan Jenis Alat	137
8.4 Jumlah Karyawan Berdasarkan Jabatan	138
9.1 <i>Fixed Capital Investment</i>	144
9.2 <i>Manufacturing Cost</i>	145
9.3 <i>General Expenses</i>	146
9.4 Biaya Administrasi	146
9.4 <i>Minimum Acceptable Percent Return On Investment</i>	148
9.6 <i>Minimum Payout Time</i> untuk Tingkat Resiko Pabrik	148
9.5 Hasil Uji Kelayakan Ekonomi	151

DAFTAR GAMBAR

Gambar	Halaman
1.1 Grafik Data Impor <i>Methyl Acetate</i> Indonesia	4
1.2 Lokasi Pabrik	10
2.1 Diagram Alir Proses	32
6.1 <i>Cooling Tower</i>	89
6.2 <i>Diagram Cooling Water System</i>	90
6.3 <i>Daerator</i>	92
6.4 Diagram Alir Pengolahan Air	93
7.1 Peta Provinsi Jawa Barat	116
7.2 Lokasi Pabrik	116
7.3 Tata Letak Pabrik dan Fasilitas Pendukung	117
7.4 Tata Letak Peralatan Proses	117
8.1 Gambar Struktur Organisasi	123
9.1 Grafik Analisa Ekonomi	150
9.2 Kurva <i>Cummulative Cash Flow</i>	151

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Indonesia perlu melakukan pembangunan di berbagai bidang, salah satunya di bidang industri kimia. Hal ini dilakukan dengan tujuan untuk mengurangi ketergantungan impor pada negara lain dalam memenuhi kebutuhan dalam negeri dan juga dapat meningkatkan pertumbuhan ekonomi serta dapat memperluas kesempatan tenaga kerja. Industri kimia Indonesia dari tahun ke tahun telah mengalami peningkatan baik kualitas maupun kuantitas, sehingga kebutuhan akan bahan baku maupun bahan pembantu semakin meningkat, salah satunya *methyl acetate*. Apabila bahan tersebut bisa didapatkan dari dalam negeri, maka biaya produksi dapat berkurang dan akan berdampak pada penurunan harga jual produk. Harga produk yang relatif murah akan seimbang dengan pendapatan perkapita negara Indonesia.

Methyl acetate adalah senyawa kimia dengan rumus $\text{CH}_3\text{COOCH}_3$. Cairan ini digunakan dalam pembuatan industri cat cepat kering, lak, resin, oli dan *coatings*. Selain itu, pada beberapa industri kimia *methyl acetate* kerap

digunakan sebagai *solvent* (pelarut) sebab senyawa ini mempunyai titik didih yang relatif rendah (Widodo, 2016).

Methyl acetate juga merupakan bahan baku pembuatan anhidrida asetat, dimana anhidrida asetat adalah senyawa yang digunakan dalam pembuatan *cellulose acetate*, serat asetat, obat-obatan, aspirin, plastik dan berperan sebagai pelarut. Sehingga *methyl acetate* sangat dibutuhkan sebagai bahan utama pembuatan senyawa anhidrida asetat (Kirk & Othmer, 1996).

Indonesia selama ini mengimpor *Acetic acid methyl esters* sebanyak 3% dari kebutuhan impor dunia (oec.world). Maka perlu didirikan pabrik *methyl acetate* yang dapat diharapkan bisa memenuhi kebutuhan dalam negeri dan mengurangi ketergantungan impor Indonesia.

1.2 Kegunaan Produk

Kegunaan *methyl acetate* banyak digunakan sebagai pelarut dalam cat cepat kering, resin, *thinner*, parfum dan penghapus cat kuku. *Methyl acetate* digunakan sebagai pelarut dalam pembuatan cat cepat kering karena mudah menguap dan bersifat hidrofobik. Dalam pembuatan cat, penggunaan *methyl acetate* sebesar 30%.

1.3. Kapasitas Rancangan Produksi

Hingga saat ini, pabrik *methyl acetate* masih belum ada yang didirikan di Indonesia, hal ini mengakibatkan masih tidak adanya persaingan dari dalam

negeri dan membuka adanya peluang ekspor ke luar negeri. Dengan pendirian pabrik *methyl acetate* di Indonesia maka diharapkan dapat mengurangi impor dan memacu pertumbuhan industri lainnya, terutama industri yang membutuhkan *methyl acetate* sebagai bahan baku. Maka dari itu diperlukannya didirikan pabrik *methyl acetate* di Indonesia dengan kapasitas tertentu. Adapun faktor - faktor yang perlu dipertimbangkan dalam menentukan kapasitas pabrik *methyl acetate* yaitu :

1. Data Impor *Methyl Acetate* di Indonesia

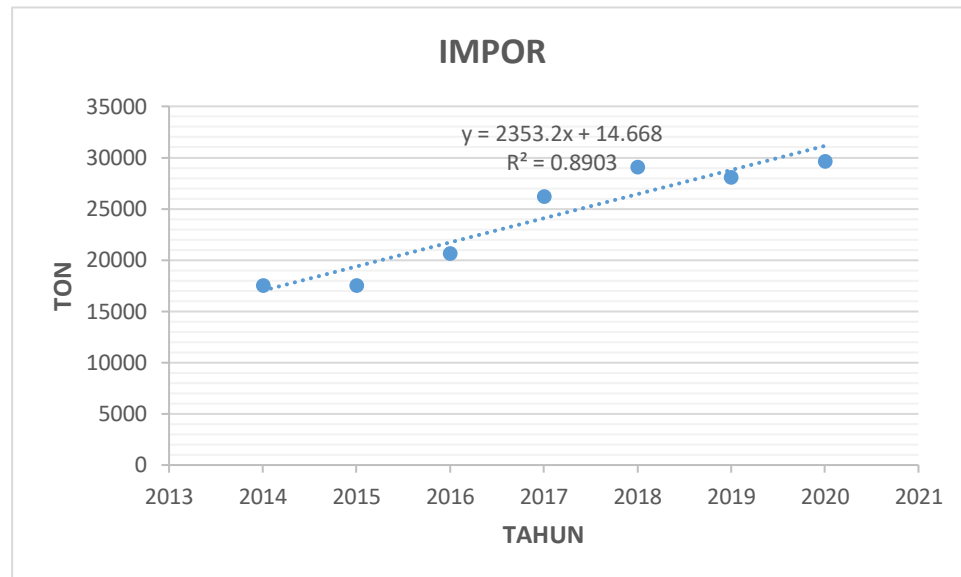
Berikut adalah data impor *methyl acetate* di Indonesia:

Tabel 1.1 Impor *Methyl Acetate* di Indonesia 2014-2020

Tahun	Volume (Ton)
2014	17502,82
2015	17495,65
2016	20638,59
2017	26199,26
2018	29045,3
2019	28073,4
2020	29612,3

Sumber : (BPS, 2020)

Berdasarkan data Tabel 1.1 diperoleh persamaan regresi linier seperti gambar berikut:



Gambar 1.1 Grafik data impor *methyl acetate* Indonesia

Berdasarkan Gambar 1.1 diatas didapatkan persamaan $y = 2353,2x + 14.668$ untuk memperkirakan kebutuhan impor *methyl acetate* pada tahun 2026 di indonesia sebesar 45.230 ton/tahun.

2. Data Konsumsi *Methyl Acetate* di Indonesia

Di Indonesia konsumsi *methyl acetate* digunakan sebagai pelarut dalam cat cepat kering sebanyak 30%. Data konsumsi *methyl acetate* ditunjukkan pada Tabel 1.2.

Tabel 1.2 Pabrik Indonesia yang menggunakan *Methyl Acetate*

No.	Nama Pabrik	Produk	Lokasi Pabrik	Kapasitas Produksi (ton/tahun)
1.	PT. ICI <i>Paints</i> Indonesia, Dulux	<i>Paint/Cat</i>	Bekasi, Jawa Barat	30.000
2.	PT. Jotun Indonesia	<i>Paint/Cat</i>	Cikarang Barat, Bekasi	19.000
3.	PT. Pan Oceanic <i>Paint</i>	<i>Paint/Cat</i>	Cengkareng Timur, Jakarta	10.000
4.	PT. Pasific <i>Paint</i>	<i>Paint/Cat</i>	Tangerang, Banten	20.000
5.	PT. Gunung Sagara Buana (Gusana <i>Paint</i>)	<i>Paint/Cat</i>	Bekasi, Jawa Barat	11.000
6.	PT. Futanlux Chemitraco	<i>Paint/Cat</i>	Tangerang, Banten	8.300
Total				98.300

Total	
Kebutuhan	
<i>paint/cat</i>	29.490
30% <i>methyl acetate</i>	

Sumber : <http://daftarperusahaanindonesia.com/>

Berdasarkan data diatas, kebutuhan impor *methyl acetate* di Indonesia mencapai 45.230 ton/tahun. Oleh karena itu, pabrik *methyl acetate* yang akan didirikan berkapasitas 22.500 ton/tahun dengan pertimbangan mengurangi 50% ketergantungan impor *methyl acetate* di Indonesia, dengan itu kebutuhan *methyl acetate* dalam negeri dapat tercukupi dan *methyl acetate* berlebih dapat di ekspor untuk bersaing dengan pasar global. Sisa *methyl acetate* akan di ekspor kebeberapa negara di ASEAN antara lain :

Tabel 1.3 Daftar Negara ASEAN yang membutuhkan *Methyl Acetate*

Negara	Kebutuhan <i>Methyl Acetate</i> (Ton/Tahun)
Singapura	4.238,320
Filipina	17.991,731
Myanmar	1.614,882
Malaysia	52.951,865

Sumber: data.un.org

1.4 Ketersediaan Bahan Baku

Pembuatan *methyl acetate* pada proses esterifikasi yaitu dengan cara mereaksikan *acetic acid* dan *methanol*. Oleh karena itu, bahan baku *methanol* akan didapat dari PT. Kaltim *Methanol* Industri Kalimantan Timur yang berkapasitas 660.000 ton/tahun. *Acetic acid* diperoleh dari PT. Samchem Prasadha dengan kapasitas 30.000 ton/tahun yang berada di daerah Kembangan, Jakarta Barat dan *amberlyst15* diperoleh dari Jinan Boss *Chemical Industry Co., Ltd. China*.

Dengan tersedianya bahan baku pembuatan *methyl acetate* yang melimpah di dalam negeri, maka akan memenuhi kebutuhan bahan baku pada pabrik pembuatan *methyl acetate*.

1.5 Lokasi Pabrik

Lokasi pabrik merupakan salah satu faktor penting dalam pendirian suatu pabrik untuk keberlangsungan operasi pabrik. Banyak pertimbangan yang menjadi dasar dalam menentukan lokasi pabrik, antara lain: penyediaan bahan baku, pemasaran produk, fasilitas transportasi, utilitas dan factor penunjang lainnya.

Berikut pertimbangan pemilihan lokasi pabrik:

Tabel 1.4 Perbandingan pemilihan Lokasi Pabrik

Lokasi	Harga Lahan/m ² (Rp)	Jarak Bahan Baku (km)	
		<i>Acetic Acid</i>	<i>Methanol</i>
		(Jakarta Barat)	(Kalimantan Timur)
Lippo Cikarang	2.300.000	77	2.283
Bontang, Kaltim	1.500.000	2.217	211
Cilegon, Banten	2.500.000	89	2.424

Tabel 1.4 merupakan tabel pertimbangan berdasarkan harga lahan per m² dan jarak bahan baku per km. Berdasarkan beberapa faktor tersebut maka dipilih lokasi pabrik *methyl acetate* di Kawasan Industri Lippo Cikarang dikarenakan memiliki jarak pembelian bahan baku yang lebih dekat dengan kawasan pendirian pabrik. Pemilihan ini bertujuan untuk mendapatkan keuntungan secara teknis dan ekonomis berdasarkan pertimbangan-pertimbangan dibawah ini :

1. Penyediaan Bahan Baku

Pabrik *methyl acetate* ini memerlukan bahan baku *acetic acid* yang direncanakan dibeli dari PT. Samchem Prasadha yang berada di daerah Kembangan, Jakarta Barat. Bahan baku utama lain adalah *methanol* yang direncanakan dibeli dari PT. Kaltim *Methanol* Industri, Kalimantan Timur.

Serta bahan penunjang *amberlyst15* direncanakan dibeli dari Jinan Boss *Chemical Industry Co., Ltd. China.*

2. Pemasaran

Pemasaran produk diharapkan mencukupi kebutuhan impor dalam negeri dengan prioritas utama pemasaran metil asetat sebagai bahan pelarut pada cat serta bisa memenuhi kebutuhan industri lainnya seperti industri, lak, resin, *thinner*, parfum dan penghapus cat kuku.

3. Transportasi

Lippo Cikarang merupakan kawasan industri, dimana kawasan ini memiliki akses yang memadai seperti pintu tol, dermaga dan jalan raya yang dapat digunakan sebagai sarana pengiriman ke dalam negeri maupun luar negeri.

Lippo Cikarang merupakan kawasan industri yang berdekatan dengan sungai Cibeet, maka sungai ini dapat digunakan untuk memenuhi kebutuhan air pada unit utilitas pabrik metil asetat.

4. Lahan dan Area

Pendirian pabrik direncanakan tidak terlalu dekat dengan pemukiman penduduk dan lebih baik memilih didalam suatu kawasan industri dimana prasarana penunjangnya lebih memadai.

5. Tenaga kerja

Menurut data Badan Pusat Statistik 2019, Bekasi memiliki total pengangguran 10,97 % dari total usia siap kerja. Dengan jumlah angkatan kerja 1.572.155 jiwa. Tingginya jumlah pengangguran memungkinkan untuk memperoleh tenaga kerja yang mencukupi. Dengan memanfaatkan masyarakat sekitar

sebagai tenaga kerja maka dapat meningkatkan perekonomian masyarakat di daerah tersebut.



Gambar 1.2 Lokasi Pabrik

Google Maps - ©2022 Google

BAB II

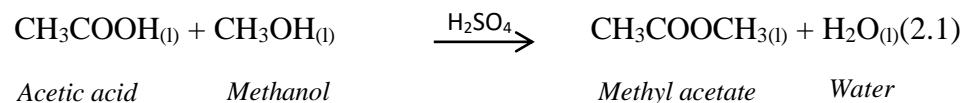
PEMILIHAN PROSES DAN URAIAN PROSES

Pada pabrik kimia terdapat berbagai jenis proses untuk mengubah bahan baku menjadi produk yang diinginkan. Untuk menentukan pemilihan proses dapat dilihat dari keuntungan yang bisa didapatkan dari segi ekonomi maupun teknik. Berikut adalah jenis-jenis proses pembuatan *Methyl acetate*:

2.1 Jenis-jenis Proses

a. Esterifikasi *Acetic acid* dan *Methanol* dengan katalis H_2SO_4

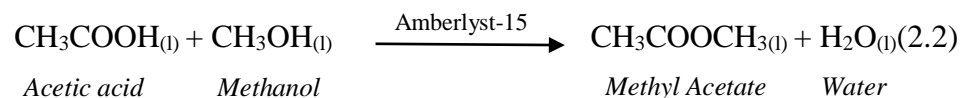
Proses ini menggunakan bahan baku berupa *acetic acid* dan *methanol*. *Acetic acid* dan *methanol* dengan perbandingan rasio mol 1:1 direaksikan dalam reaktor alir tangki berpengaduk (RATB) secara kontinu dengan aliran *counter current* menggunakan katalis asam sulfat (H_2SO_4) sebanyak 1% dari massa *acetic acid* pada suhu $50^\circ C$ dan tekanan 1 atm. Konversi reaksi yang didapat 90% dengan kemurnian 99%. Reaksinya adalah sebagai berikut:



(Mekalaet *al*, 2015)

b. Esterifikasi *Acetic Acid* dan *Methanol* dengan katalis Amberlyst-15

Proses ini juga menggunakan *acetic acid* dan *methanol* sebagai bahan baku. *Acetic acid* dan *methanol* dengan perbandingan rasio mol 1:1 direaksikan dalam reaktor *fixed bed* secara kontinyu menggunakan katalis amberlyst-15 sebanyak 3,35 gram tiap 1 mol *acetic acid* pada suhu 50° C dan tekanan 1 atm. Konversi reaksi yang didapat 90% dengan kemurnian 99%. Keuntungan menggunakan katalis Amberlyst-15 adalah katalisnya langsung dapat dipisahkan sehingga produk reaktor hanya terdiri dari hasil reaktor dan sisa reaktor, dari segi ekonomi harga amberlyst lebih mahal dibandingkan dengan asam sulfat. Reaksinya adalah sebagai berikut:



(T. Popken, 2000)

2.2 Pemilihan Proses

2.2.1 Esterifikasi *Acetic Acid* dengan *Methanol* dengan katalis H_2SO_4

a. Tinjauan Termodinamika

Tinjauan termodinamika reaksi dilakukan dengan membandingkan nilai entalpi reaksi (ΔH_r) dan energi bebas Gibbs reaksi (ΔG). Nilai ΔH_r menunjukkan energi yang dibutuhkan atau dihasilkan selama reaksi. ΔH positif (+) berarti reaksi memerlukan panas (endoterm). Nilai negatif (-) dari ΔH menunjukkan bahwa panas akan dihasilkan selama reaksi (eksoterm). Untuk menghitung nilai ΔH_r , digunakan

hubungan antara panas reaksi dan suhu (Smith, Van Ness dan Abbott, 2001):

$$\Delta H_r = \Delta H_r^0 + R \int_{T_0}^T \frac{C_p^0}{R} dT \quad (2.3)$$

dimana:

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p^0}{R} dT = (\Delta A) T_0 (\tau - 1) + \frac{\Delta B}{2} T_0^2 (\tau^2 - 1) + \frac{\Delta C}{3} T_0^3 (\tau^3 - 1) + \frac{\Delta D}{T_0} \left(\frac{\tau - 1}{\tau} \right)$$

$$\text{dan } \tau \equiv \frac{T}{T_0}$$

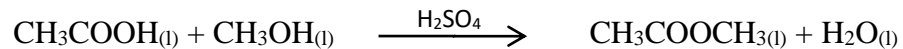
Sedangkan untuk ΔG digunakan persamaan berikut:

$$\Delta G = \Delta H^0 - \frac{T}{T_0} (\Delta H^0 - \Delta G^0) + R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT - RT \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} \times \frac{dT}{T} \quad (2.4)$$

dimana:

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} \times \frac{dT}{T} = \Delta A \ln \tau + \left[\Delta B T_0 + \left(\Delta C T_0^2 + \frac{\Delta D}{\tau^2 T_0^2} \right) \left(\frac{\tau + 1}{2} \right) \right] (\tau - 1)$$

Reaksi yang terjadi pada proses esterifikasi adalah:



Reaksi yang terjadi pada proses esterifikasi adalah : Data ΔH_f^0 standar untuk masing-masing senyawa diberikan pada Tabel 2.1

Tabel 2.1. Data Entalpi Pembentukan Standar Masing-masing Senyawa

Komponen	Rumus Molekul	ΔH_f^0 298,15 K (kJ/mol)
<i>Acetid acid</i>	CH ₃ COOH	-434,84
<i>Methanol</i>	CH ₃ OH	-201,17
<i>Methyl acetate</i>	CH ₃ COOCH ₃	-410,00
<i>Water</i>	H ₂ O	-285,85

Sumber : Yaws, 1999

Berdasarkan data ΔH_f^0 standar tersebut dapat dihitung besarnya panas reaksi standar (ΔH_r^0) pembentukan *methyl acetate*:

$$\Delta H_r^0 = \Delta H_f^0 \text{ produk} - \Delta H_f^0 \text{ reaktan} \quad (2.5)$$

$$\Delta H_r^0 = (\Delta H_f^0 \text{CH}_3\text{COOCH}_3 + \Delta H_f^0 \text{H}_2\text{O}) - \Delta H_f^0 \text{CH}_3\text{COOH} +$$

$$\Delta H_f^0 \text{CH}_3\text{OH}$$

$$= (-410,00 + (-285,85)) - (-434,84 + (-201,17))$$

$$= -59,84 \text{ kJ/mol}$$

Berdasarkan perhitungan diatas disimpulkan bahwa reaksi bersifat eksotermis atau melepaskan panas.

Tabel 2.2. Data Konstanta Masing-masing Komponen

Komponen	A	B	C	D
CH ₃ COOCH ₃	57,308	0,63751	-0,001308	0,000003569
CH ₃ COOH	-18,944	1,0971	-0,0028921	0,0000029275
CH ₃ OH	40,152	0,31046	-0,0010291	0,0000014598
H ₂ O	92,053	-0,039953	- 0,00021103	0,00000053469

Sumber : Yaws, 1999

$$\Delta A = \sum A_{\text{produk}} - \sum A_{\text{reaktan}}$$

$$= (57,308 + 92,053) - (-18,944 + 40,152)$$

$$= 128,153$$

$$\Delta B = \sum B_{\text{produk}} - \sum B_{\text{reaktan}}$$

$$= (0,63751 + (-0,039953)) - (1,0971 + 0,31046)$$

$$= -0,810003$$

$$\Delta C = \sum C_{\text{produk}} - \sum C_{\text{reaktan}}$$

$$= (-0,0021308 + (-0,00021103)) - (-0,0028921 + (-0,0010291))$$

$$= 0,00157937$$

$$\Delta D = \sum D_{\text{produk}} - \sum D_{\text{reaktan}}$$

$$= (0,0000030569 + 0,00000053469) - (0,0000029275 + 0,0000014598)$$

$$= -0,00000079571$$

$$\begin{aligned} \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p^0}{R} dT &= (\Delta A)T_0(\tau - 1) + \frac{\Delta B}{2}T_0^2(\tau^2 - 1) + \frac{\Delta C}{3}T_0^3(\tau^3 - 1) + \frac{\Delta D}{T_0}\left(\frac{\tau-1}{\tau}\right) \\ &= \left((128,153)(298,15) \left(\frac{323,15}{298,15} - 1 \right) \right) + \\ &\quad \left(\left(\frac{-0,810003}{2} \right) (298,15^2) \left(\left(\frac{323,15}{298,15} \right)^2 - 1 \right) \right) + \\ &\quad \left(\left(\frac{0,00157937}{3} \right) (298,15^3) \left(\left(\frac{323,15}{298,15} \right)^3 - 1 \right) \right) + \\ &\quad \left(\left(\frac{-0,00000079571}{298,15} \right) \left(\frac{\frac{323,15}{298,15} - 1}{\frac{323,15}{298,15}} \right) \right) \\ &= 725,56 \end{aligned}$$

Sehingga nilai ΔH_r adalah:

$$\begin{aligned} \Delta H_r &= \Delta H_r^0 + R \int_{T_0}^T \frac{C_p^0}{R} dT & (2.6) \\ &= -59,30 + ((8,314 \times 10^{-3}) \times (725,56)) \\ &= -53,81 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Karena harga ΔH_r bernilai negatif, maka reaksi pembentukan *methyl acetate* tersebut bersifat eksoterm.

Tabel 2.3. Data Energi Bebas Gibbs Standar tiap Komponen

Komponen	Rumus Molekul	ΔG^0 298,15 K (kJ/mol)
<i>Acetid acid</i>	CH ₃ COOH	-376,69
<i>Methanol</i>	CH ₃ OH	-162,51
<i>Methyl acetate</i>	CH ₃ COOCH ₃	-321,50
<i>Water</i>	H ₂ O	-237,190

Sumber : Yaws, 1999

Berdasarkan data ΔG^0 di atas, dapat dihitung besarnya energi bebas Gibbs standar ΔG^0 :

$$\Delta G^0 = \Delta G^0 \text{ produk} - \Delta G^0 \text{ reaktan} \quad (2.7)$$

$$\begin{aligned} \Delta G^0 &= (\Delta G^0 \text{ CH}_3\text{COOCH}_3 + \Delta G^0 \text{ H}_2\text{O}) - (\Delta G^0 \text{ CH}_3\text{COOH} + \\ &\quad \Delta G^0 \text{ CH}_3\text{OH}) \\ &= (-321,50 + (-237,190)) - (-376,69 + (-162,51)) \\ &= -19,49 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} \times \frac{dT}{T} = \Delta A \ln \tau + \left[\Delta B T_0 + \left(\Delta C T_0^2 + \frac{\Delta D}{T_0^2} \right) \left(\frac{\tau+1}{2} \right) \right] (\tau - 1)$$

$$\begin{aligned}
&= \left(128,153 \times \ln \frac{323,15}{298,15}\right) + \left[(-0,810003 \times 298,15) + \right. \\
&\quad \left. \left(\left((0,00157937 \times (298,15^2)) + \left(\frac{-0,00000079571}{\left(\frac{323,15}{298,15} \right)^2 \times (298,15^2)} \right) \right) \right) \times \right. \\
&\quad \left. \left. \left(\frac{\left(\frac{323,15}{298,15} + 1 \right)}{2} \right) \right) \right] \times \left(\frac{323,15}{298,15} - 1 \right) \\
&= -90,79
\end{aligned}$$

Sehingga nilai ΔG adalah:

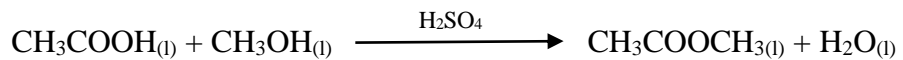
$$\begin{aligned}
\Delta G &= \Delta H^0 - \frac{T}{T_0} (\Delta H^0 - \Delta G^0) + R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT - RT \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} \times \frac{dT}{T} \\
&= (-59,84) - \left(\frac{323,15}{298,15} \times (-59,84 - (-19,49)) \right) + \left((8,314 \times 10^{-3}) \times \right. \\
&\quad \left. (725,56) - ((8,314 \times 10^{-3}) \times (323,15) \times (-90,79)) \right) \\
&= -273,62 \text{ kJ/mol}
\end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan diatas nilai ΔG_{rx} negatif (-), hal ini menunjukkan bahwa reaksi dapat berlangsung tanpa membutuhkan energi yang besar karena diinginkan $\Delta G_{rx} < 0$ agar tidak membutuhkan energy berupa panas yang terlalu besar (konsumsi energi kecil).

b. Tinjauan Ekonomi

Tinjauan ekonomi ini bertujuan untuk mengetahui potensi ekonomi berdasarkan perhitungan ekonomi kasar dari pembelian bahan baku dan penjualan produk.

Reaksi yang terjadi pada proses esterifikasi dengan asam sulfat adalah:



Pada proses esterifikasi ini konversi reaksi yang didapat 90% pada suhu 50°C dan tekanan 1 atm.

Berdasarkan reaksi stokiometri, maka dapat ditentukan mol dan massa dari masing-masing produk maupun reaktan.

Konversi = 90%

Basis = 1 CH₃COOCH₃ terbentuk

Produk :

$$1) \text{ Mol CH}_3\text{COOCH}_3 = \frac{1 \text{ kg}}{74 \text{ kg/kmol}} = 0,0135 \text{ kmol}$$

$$2) \text{ Massa CH}_3\text{COOCH}_3 = \text{mol} \times \text{BM} = 0,0135 \text{ kmol} \times 74,07 \text{ kg/kmol} \\ = 1 \text{ kg}$$

$$3) \text{ Mol H}_2\text{O} = \frac{1}{1} \times \text{mol CH}_3\text{COOCH}_3 = \frac{1}{1} \times 0,0135 \text{ kmol} = 0,0135 \\ \text{ kmol}$$

$$4) \text{ Massa H}_2\text{O} = \text{mol} \times \text{BM} = 0,0135 \text{ kmol} \times 18,02 \text{ kg/kmol} = 0,243 \\ \text{ kg}$$

Reaktan :

$$1) \text{ Mol CH}_3\text{COOH} = \frac{\frac{1}{1} \times \text{mol CH}_3\text{COOCH}_3}{\text{konversi}} = \frac{\frac{1}{1} \times 0,0135}{0,91} = 0,015 \text{ kmol}$$

$$2) \text{ Massa CH}_3\text{COOH} = \text{mol} \times \text{BM} = 0,015 \text{ kmol} \times 60,05 \text{ kg/kmol} = 0,9 \text{ kg}$$

$$3) \text{ Mol CH}_3\text{OH} = \frac{1}{1} \times \text{mol CH}_3\text{COOH} = \frac{1}{1} \times 0,015 \text{ kmol} = 0,015 \text{ kmol}$$

$$4) \text{ Massa CH}_3\text{OH} = \text{mol} \times \text{BM} = 0,015 \text{ kmol} \times 32,04 \text{ kg/kmol} = 0,48 \text{ kg}$$

Tabel 2.4. Mol dan harga bahan baku serta produk proses esterifikasi dengan katalis H₂SO₄

Material	Rumus molekul	Berat molekul (kg/kmol)	Massa		Harga (\$/kg)
			kmol	Kg	
<i>Acetic acid</i>	CH ₃ COOH	60,05	0,015	0,9	0,7005
<i>Methanol</i>	CH ₃ OH _p	32,04	0,015	0,48	0,2233
<i>Methyl acetate</i>	CH ₃ COOCH ₃	74,07	0,0135	1	2,0023
<i>Water</i>	H ₂ O	18,02	0,0135	0,243	0

$$1) \text{ Harga penjualan produk utama: } \text{CH}_3\text{COOCH}_3 = 1 \text{ kg} \times \$2,0023 = \$2,0023$$

- 2) Biaya pembelian bahan baku:
- | | | |
|-----------------------|----------------------|------------|
| CH ₃ COOH | = 0,9 kg x \$0,7005 | = \$0,6304 |
| CH ₃ OH | = 0,48 kg x \$0,2233 | = \$0,1071 |
| Total harga pembelian | | = \$0,7375 |
- 3) Profit = Harga penjualan produk – biaya pembelian bahan baku
- $$= \$2,0023 - \$0,7375$$
- $$= \$1,2648$$

2.2.2 Esterifikasi *Acetic Acid* dan *Methanol* dengan katalis Amberlyst-15

a. Tinjauan Termodinamika

Tinjauan termodinamika reaksi dilakukan dengan membandingkan nilai entalpi reaksi (ΔH_r) dan energi bebas Gibbs reaksi (ΔG). Nilai ΔH_r menunjukkan energi yang dibutuhkan atau dihasilkan selama reaksi. ΔH positif (+) berarti reaksi memerlukan panas (endoterm). Nilai negatif (-) dari ΔH menunjukkan bahwa panas akan dihasilkan selama reaksi (eksoterm). Untuk menghitung nilai ΔH_r , digunakan hubungan antara panas reaksi dan suhu (Smith, Van Ness dan Abbott, 2001):

$$\Delta H_r = \Delta H_r^0 + R \int_{T_0}^T \frac{C_p^0}{R} dT \quad (2.8)$$

dimana:

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p^0}{R} dT = (\Delta A) T_0 (\tau - 1) + \frac{\Delta B}{2} T_0^2 (\tau^2 - 1) + \frac{\Delta C}{3} T_0^3 (\tau^3 - 1) + \frac{\Delta D}{T_0} \left(\frac{\tau - 1}{\tau} \right)$$

$$\text{dan } \tau \equiv \frac{T}{T_0}$$

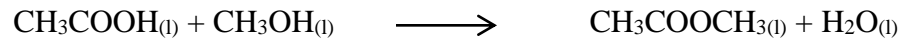
Sedangkan untuk ΔG digunakan persamaan berikut:

$$\Delta G = \Delta H^0 - \frac{T}{T_0} (\Delta H^0 - \Delta G^0) + R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT - RT \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} \times \frac{dT}{T} \quad (2.9)$$

dimana:

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} \times \frac{dT}{T} = \Delta A \ln \tau + \left[\Delta B T_0 + \left(\Delta C T_0^2 + \frac{\Delta D}{\tau^2 T_0^2} \right) \left(\frac{\tau+1}{2} \right) \right] p(\tau - 1)$$

Reaksi yang terjadi pada proses esterifikasi adalah:



Reaksi yang terjadi pada proses esterifikasi adalah : Data ΔH_f^0 standar untuk masing-masing senyawa diberikan pada Tabel 2.5.

Tabel 2.5. Data Entalpi Pembentukan Standar Masing-masing Senyawa

Komponen	Rumus Molekul	ΔH_f^0 298,15 K (kJ/mol)
<i>Acetid acid</i>	CH ₃ COOH	-434,84
<i>Methanol</i>	CH ₃ OH	-201,17
<i>Methyl acetate</i>	CH ₃ COOCH ₃	-410,00
<i>Water</i>	H ₂ O	-285,85

Sumber : Yaws, 1999

Berdasarkan data ΔH_f^0 standar tersebut dapat dihitung besarnya panas reaksi standar (ΔH_r^0) pembentukan *methyl acetate*:

$$\Delta H_r^0 = \Delta H_f^0 \text{ produk} - \Delta H_f^0 \text{ reaktan}$$

$$\Delta H_r^0 = (\Delta H_f^0 \text{CH}_3\text{COOCH}_3 + \Delta H_f^0 \text{H}_2\text{O}) - \Delta H_f^0 \text{CH}_3\text{COOH} +$$

$$\Delta H_f^0 \text{CH}_3\text{OH}$$

$$= (-410,00 + (-285,85)) - (-434,84 + (-201,17))$$

$$= -59,84 \text{ kJ/mol}$$

Berdasarkan perhitungan diatas disimpulkan bahwa reaksi bersifat eksotermis atau melepaskan panas.

Tabel 2.6. Data Konstanta Masing-masing Komponen

Komponen	A	B	C	D
CH ₃ COOCH ₃	57,308	0,63751	-0,001308	0,000003569
CH ₃ COOH	-18,944	1,0971	-0,0028921	0,0000029275
CH ₃ OH	40,152	0,31046	-0,0010291	0,0000014598
H ₂ O	92,053	-0,039953	- 0,00021103	0,00000053469

Sumber : Yaws, 1999

$$\Delta A = \sum A_{\text{produk}} - \sum A_{\text{reaktan}}$$

$$= (57,308 + 92,053) - (-18,944 + 40,152)$$

$$= 128,153$$

$$\Delta B = \sum B_{\text{produk}} - \sum B_{\text{reaktan}}$$

$$= (0,63751 + (-0,039953)) - (1,0971 + 0,31046)$$

$$= -0,810003$$

$$\Delta C = \sum C_{\text{produk}} - \sum C_{\text{reaktan}}$$

$$= (-0,0021308 + (-0,00021103)) - (-0,0028921 +$$

$$(-0,0010291))$$

$$= 0,00157937$$

$$\Delta D = \sum D_{\text{produk}} - \sum D_{\text{reaktan}}$$

$$= (0,0000030569 + 0,00000053469) - (0,0000029275 +$$

$$0,0000014598)$$

$$= -0,00000079571$$

$$\begin{aligned} \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p^0}{R} dT &= (\Delta A)T_0(\tau - 1) + \frac{\Delta B}{2} T_0^2(\tau^2 - 1) + \frac{\Delta C}{3} T_0^3(\tau^3 - 1) + \frac{\Delta D}{T_0} \left(\frac{\tau-1}{\tau} \right) \\ &= \left((128,153)(298,15) \left(\frac{323,15}{298,15} - 1 \right) \right) + \\ &\quad \left(\left(\frac{-0,810003}{2} \right) (298,15^2) \left(\left(\frac{323,15}{298,15} \right)^2 - 1 \right) \right) + \\ &\quad \left(\left(\frac{0,00157937}{3} \right) (298,15^3) \left(\left(\frac{323,15}{298,15} \right)^3 - 1 \right) \right) + \\ &\quad \left(\left(\frac{-0,00000079571}{298,15} \right) \left(\frac{\frac{323,15}{298,15} - 1}{\frac{323,15}{298,15}} \right) \right) \\ &= 725,56 \end{aligned}$$

Sehingga nilai ΔH_r adalah:

$$\begin{aligned} \Delta H_r &= \Delta H_r^0 + R \int_{T_0}^T \frac{C_p^0}{R} dT & (2.10) \\ &= -59,84 + \left((8,314 \times 10^{-3}) \times (725,56) \right) \\ &= -53,81 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Karena harga ΔH_r bernilai negatif, maka reaksi pembentukan *methyl acetate* tersebut bersifat eksoterm.

Tabel 2.7. Data Energi Bebas Gibbs Standar tiap Komponen

Komponen	Rumus Molekul	ΔG^0 298,15 K (kJ/mol)
<i>Acetidacid</i>	CH ₃ COOH	-376,69
<i>Methanol</i>	CH ₃ OH	-162,51
<i>Methylacetate</i>	CH ₃ COOCH ₃	-321,50
<i>Water</i>	H ₂ O	-237,190

Sumber : Yaws, 1999

Berdasarkan data ΔG^0 di atas, dapat dihitung besarnya energi bebas

Gibbs standar ΔG^0 :

$$\Delta G^0 = \Delta G^0 \text{ produk} - \Delta G^0 \text{ reaktan} \quad (2.11)$$

$$\begin{aligned} \Delta G^0 &= (\Delta G^0 \text{ CH}_3\text{COOCH}_3 + \Delta G^0 \text{H}_2\text{O}) - (\Delta G^0 \text{ CH}_3\text{COOH} + \\ &\quad \Delta G^0 \text{ CH}_3\text{OH}) \\ &= (-321,50 + (-237,190)) - (-376,69 + (-162,51)) \\ &= -19,49 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} \times \frac{dT}{T} &= \Delta A \ln \tau + \left[\Delta B T_0 + \left(\Delta C T_0^2 + \frac{\Delta D}{\tau^2 T_0^2} \right) \left(\frac{\tau+1}{2} \right) \right] (\tau - 1) \\ &= \left(128,153 \times \ln \frac{323,15}{298,15} \right) + \left[(-0,810003 \times 298,15) + \right. \\ &\quad \left. \left(\left((0,00157937 \times (298,15^2)) + \left(\frac{-0,00000079571}{\left(\frac{323,15}{298,15} \right)^2 \times (298,15^2)} \right) \right) \right) \times \right. \\ &\quad \left. \left. \left(\frac{\frac{323,15}{298,15} + 1}{2} \right) \right] \times \left(\frac{323,15}{298,15} - 1 \right) \right] \\ &= -90,79 \end{aligned}$$

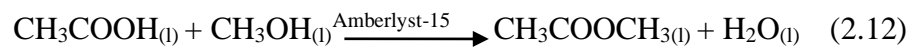
Sehingga nilai ΔG adalah:

$$\begin{aligned} \Delta G &= \Delta H^0 - \frac{T}{T_0} (\Delta H^0 - \Delta G^0) + R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT - RT \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} \times \frac{dT}{T} \\ &= (-59,84) - \left(\frac{323,15}{298,15} \times (-59,84 - (-19,49)) \right) + \left((8,314 \times 10^{-3}) \times \right. \\ &\quad \left. (725,56) - \left((8,314 \times 10^{-3}) \times (323,15) \times (-90,79) \right) \right) \\ &= -273,62 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan diatas nilai ΔG_{rx} negatif (-), hal ini menunjukkan bahwa reaksi dapat berlangsung tanpa membutuhkan energi yang besar karena diinginkan $\Delta G_{rx} < 0$ agar tidak membutuhkan energy berupa panas yang terlalu besar (konsumsi energy kecil).

b. Tinjauan Ekonomi

Tinjauan ekonomi ini bertujuan untuk mengetahui potensi ekonomi berdasarkan perhitungan ekonomi kasar dari pembelian bahan baku dan penjualan produk. Reaksi yang terjadi pada proses esterifikasi dengan katalis Amberlyst-15 adalah:



Reaksi dilaksanakan pada suhu 50°C dan tekanan 1 atm. Adapun konversi yang diperoleh tetap 90%. Rasio reaktan antara *acetic acid* dan *methanol* adalah 1:1. Dengan perbandingan katalis sebanyak 3,35 gram tiap 1 mol *acetic acid* (T. Popken, 2000).

Berdasarkan reaksi stokiometri, maka dapat ditentukan mol dan massa dari masing-masing produk maupun reaktan.

Konversi = 90%

Basis = 1 CH₃COOCH₃ terbentuk

Produk :

$$1) \text{ Mol } \text{CH}_3\text{COOCH}_3 = \frac{1 \text{ kg}}{74 \text{ kg/kmol}} = 0,0135 \text{ kmol}$$

$$2) \text{ Massa } \text{CH}_3\text{COOCH}_3 = \text{mol} \times \text{BM} = 0,0135 \text{ kmol} \times 74,07 \text{ kg/kmol} \\ = 1 \text{ kg}$$

$$3) \text{ Mol } \text{H}_2\text{O} = \frac{1}{1} \times \text{mol } \text{CH}_3\text{COOCH}_3 = \frac{1}{1} \times 0,0135 \text{ kmol} = 0,0135 \\ \text{ kmol}$$

$$4) \text{ Massa } \text{H}_2\text{O} = \text{mol} \times \text{BM} = 0,0135 \text{ kmol} \times 18,02 \text{ kg/kmol} = 0,243 \\ \text{ kg}$$

Reaktan :

$$1) \text{ Mol } \text{CH}_3\text{COOH} = \frac{\frac{1}{1} \times \text{mol } \text{CH}_3\text{COOCH}_3}{\text{konversi}} = \frac{\frac{1}{1} \times 0,0135}{0,91} = 0,015 \text{ kmol}$$

$$2) \text{ Massa } \text{CH}_3\text{COOH} = \text{mol} \times \text{BM} = 0,015 \text{ kmol} \times 60,05 \text{ kg/kmol} = \\ 0,9 \text{ kg}$$

$$3) \text{ Mol } \text{CH}_3\text{OH} = \frac{1}{1} \times \text{mol } \text{CH}_3\text{COOH} = \frac{1}{1} \times 0,015 \text{ kmol} = 0,015 \\ \text{ kmol}$$

$$4) \text{ Massa } \text{CH}_3\text{OH} = \text{mol} \times \text{BM} = 0,015 \text{ kmol} \times 32,04 \text{ kg/kmol} = 0,48 \\ \text{ kg}$$

Tabel 2.8. Mol dan harga bahan baku serta produk proses esterifikasi dengan katalis amberlyst-15

Material	Rumu smolekul	Berat molekul (kg/kmol)	Massa		Harga (\$/kg)
			kmol	Kg	
<i>Acetic acid</i>	CH ₃ COOH	60,05	0,015	0,9	0,7005
<i>Methanol</i>	CH ₃ OH	32,04	0,015	0,48	0,2233
<i>Methyl acetate</i>	CH ₃ COOC	74,07	0,0135	1	2,0023
<i>Water</i>	H ₂ O	18,02	0,0135	0,243	0

- 1) Harga penjualan produk utama:

$$\text{CH}_3\text{COOCH}_3 = 1 \text{ kg} \times \$1,8274 = \$2,0023$$
- 2) Biaya pembelian bahan baku:

$$\text{CH}_3\text{COOH} = 0,9 \text{ kg} \times \$0,7005 = \$0,6304$$

$$\text{CH}_3\text{OH} = 0,48 \text{ kg} \times \$0,2233 = \$0,1071$$

$$\text{Total harga pembelian} = \$0,7375$$
- 3) Profit = Harga penjualan produk – biaya pembelian bahan baku

$$= \$2,0023 - \$0,7375$$

$$= \$1,2648$$

Tabel 2.9. Perbedaan Proses

No	Parameter	Asam Sulfat	Amberlyst-15
Teknis			
1.	Bahan baku	<i>Acetic acid-Methanol</i>	<i>Acetic acid-Methanol</i>
2.	Fasa	Cair-Cair	Cair-Cair
3.	Suhu	50°C	50°C
4.	Tekanan	1 atm	1 atm
5.	Konversi	90 %	90 %
6.	Kemurnian	99 %	99 %
7.	Jenis reaksi	Eksoterm	Eksoterm
8.	Jenis reaktor	RATB	<i>Fixed bed multitube</i>
Ekonomi			
		Lebih mahal (lebih banyak alat proses yang diperlukan)	Lebih murah (katalis dapat diregenerasi dan minim peralatan yang diperlukan)
1.	Alat proses	3 menara distilasi, 1 reaktor, 1 neutralizer, 1 dekanter, 1 evaporator, 2 <i>mixing tank</i>	1 menara distilasi, 1 reaktor, 1 WWTP (<i>Waste Water Treatment Plant</i>)
Lingkungan			
1.	Produk samping	H ₂ O, sodium sulfat dan sodium asetat	H ₂ O

Berdasarkan 3 aspek pada Tabel 2.9. maka dipilih proses esterifikasi *acetic acid* dan *methanol* menggunakan katalis Amberlyst-15 dengan pertimbangan sebagai berikut :

1. Aspek ekonomi, lebih murah dikarenakan alat proses yang diperlukan lebih sedikit dan katalis dapat diregenerasi.
2. Aspek lingkungan, produk samping yang dihasilkan hanya H₂O (air), sehingga aman untuk lingkungan dan tidak memerlukan instalasi unit tambahan untuk pengolahannya.

2.3 Uraian Proses Esterifikasi

Proses produksi *methyl acetate* (CH₃COOCH₃) dengan proses esterifikasi dapat dibagi menjadi 3 tahapan proses yaitu:

1. Tahap persiapan bahan baku
2. Tahap pembentukan produk
3. Tahap pemurnian produk

2.3.1. Persiapan Bahan Baku

a. *Methanol* (CH₃OH)

Bahan baku *methanol* yang digunakan adalah kemurnian 99,8%. *Methanol* ini disimpan pada sebuah *Storage Tank* (ST-101) pada fasa cair dengan suhu penyimpanan 30 °C dan pada tekanan 1 atm. *Methanol* dialirkan ke *heater* (HE-101) untuk dipanaskan hingga suhu 50 °C sebelum dipompakan dengan pompa sentrifugal (PO-101) ke dalam reaktor (RE-101) sebagai umpan.

b. *Acetic Acid* (CH₃COOH)

Bahan baku *acetic acid* yang digunakan dalam *acetic acid* dengan kemurnian 99,8% yang disimpan pada *Storage Tank* (ST-102) dalam fasa cair pada suhu 30 °C dan tekanan 1 atm. Sebelum dipompakan Pompa sentrifugal (PO-102) menuju Reaktor (RE-101) *acetic acid* dialirkan ke *Heat Exchanger* (HE-102) untuk dipanaskan hingga suhu 50 °C.

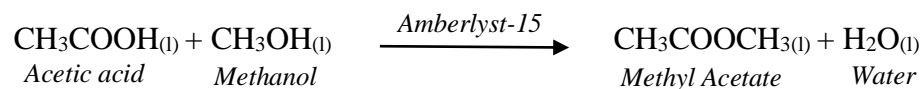
c. Katalis Amberlyst-15

Amberlyst-15 dimasukkan ke dalam Reaktor (RE-201). Amberlyst-15 merupakan resin penukar kation yang berbentuk butiran padatan

2.3.2. Tahapan Pembentukan Produk

Bahan baku yang digunakan yaitu *methanol* dan *acetic acid* dengan perbandingan rasio mol 1:1 dengan bahan penunjang berupa katalis amberlyst-15 sebanyak 3,35 gram tiap 1 mol *acetic acid*. Reaktor yang digunakan yaitu reaktor *fixed bed multitube* (RE-201). *Acetic acid* dan *methanol* direaksikan selama 5 jam pada suhu 50 °C (T. Popken, 2000)

Reaksi yang terjadi adalah:

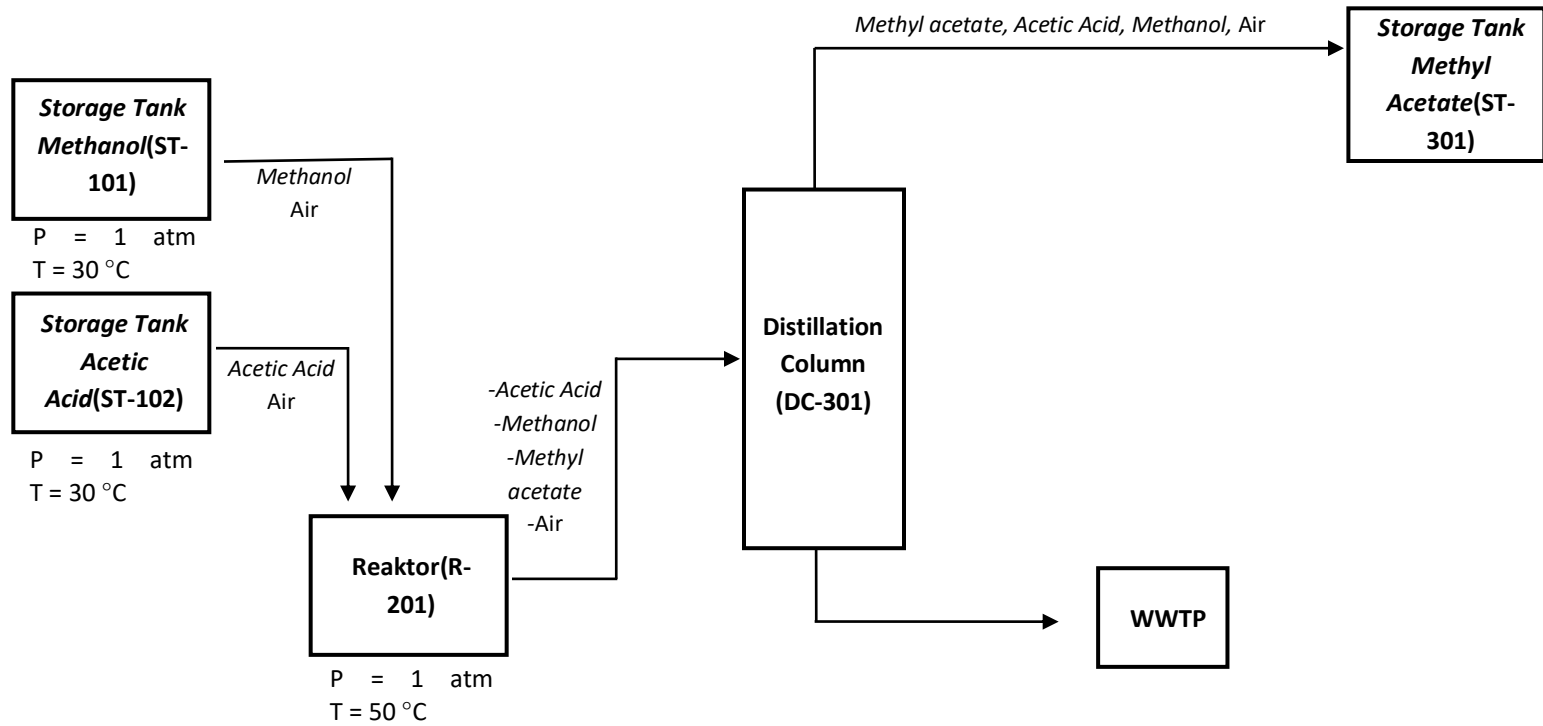


Reaksi bersifat eksotermis maka dibutuhkan pendingin berupa air untuk menjaga suhu didalam Reaktor (RE-201). Produk yang keluar dari reaktor (RE-201) terdiri dari campuran *methyl acetate*, *methanol*, air,

dan *acetic acid*. Selanjutnya campuran larutan dialirkan menuju Pompa (PO-201) menuju *Heater* (HE-201) untuk menaikkan suhu menjadi 72,90°C, lalu diumpankan kedalam *Distillation Column* (DC-301) untuk dilakukan pemurnian.

2.3.3. Tahapan Pemurnian

Distillation Column (DC-301) untuk memurnikan *methyl acetate* sebagai produk yang keluar sebagai distilat, hasil atas (DC-301) berupa *methyl acetate* dengan kemurnian 99,8 % dengan sedikit *methanol*, dan air, selanjutnya produk atas berupa uap *methyl acetate* dialirkan ke *Condensor* (CD-301) untuk mengubah fasa menjadi cair dengan suhu 58,04°C, selanjutnya *methyl acetate* dialirkan dengan Pompa sentrifugal (PO-301) menuju *Cooler* (CL-301) untuk menurunkan suhu menjadi 30 °C, lalu diumpankan ke dalam *Storage Tank* produk *methyl acetate* (ST-301), sedangkan hasil bawah *Distillation Column* (DC-301) berupa *methyl acetate*, *methanol*, *acetic acid* dan air dimasukkan ke dalam *Reboiler* (RB-301), lalu dialirkan menggunakan Pompa sentrifugal (PO-301) menuju WWTP (*Waste Water Treatment Plant*) sebelum dibuang ke lingkungan.



Gambar 2.1. Diagram Alir Proses

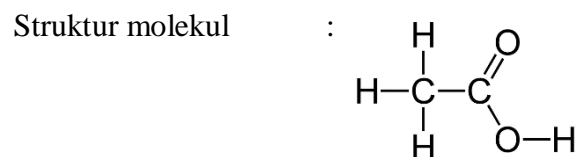
BAB III
SPEKIFIKASI BAHAN BAKU DAN PRODUK

3.1 Spesifikasi Bahan Baku Utama

1. Bahan Baku Utama (Kirk & Othmer (1983) dan Pubchem)

a. Acetic Acid

Rumus molekul : CH₃COOH



Berat molekul : 60,05 g/mol

Bau : Menyengat

Fasa : Cair

Warna : Tidak berwarna

Kemurnian : 99,8% berat 0,2% air

Titik didih (1 atm) : 117,87 °C

Titik leleh (1 atm) : 16,64 °C

Titik nyala : 39 °C

Titik beku : 16,6 °C

Densitas (20 °C) : 1,05 g/m³

Viskositas (20 °C) : 11,83 Cp

MSDS : 

Hazard Statement : H 226 : Cairan dan uap mudah menyala.
 H 314 : Menyebabkan kulit terbakar yang parah dan kerusakan mata.

Precautionary : P 210 : Jauhkan dari panas/percikan api/api terbuka. Dilarang merokok.

P 233 : Jaga wadah tertutup rapat.

P 240 : Tanam/Bond wadah dan peralatan penerima.

P 305 + P 351 + P 338

JIKA TERKENA MATA : Bilas dengan seksama dengan air untuk beberapa menit. Lepaskan lensa kontak jika memakainya dan mudah melakukannya. Lanjutkan membilas.

JANGAN merangsang muntah.

P 303 + P 361 + P 353

JIKA TERKENA KULIT (atau rambut): Tanggalkan segera seluruh pakaian yang terkontaminasi. Bilas kulit dengan air.

(Sumber : *Perry's Chemical Engineers's Handbook, 1999; Kirk Othmer, 1969; dan MSDS*)

b. Methanol

Rumus molekul : CH₃OH

Struktur molekul :

$$\begin{array}{c} \text{H} \\ | \\ \text{H}-\text{C}-\text{O}-\text{H} \\ | \\ \text{H} \end{array}$$

Berat molekul : 32,036 g/mol

Fasa : Cair

Bau : Bau alkohol

Warna : Tidak berwarna

Titik didih (1 atm) : 64,7 °C

Titik leleh (1 atm) : -97 °C

Titik nyala : 11 °C

Titik beku : -97,6 °C

Densitas (25 °C) : 792 kg/m³

Viskositas (20 °C) : 0,8 cP

Kemurnian : 99% berat 1% air

MSDS : 

Hazard Statement : H 225 : Cairan dan uap amat mudah menyala.

H 301 + H 311 + H 331

Toksik bila tertelan, terkena kulit atau bila terhirup.

H 370 : Menyebabkan kerusakan pada organ (mata, system saraf pusat).

Precautionary : P 210 : Jauhkan dari panas/percikan api/api terbuka. Dilarang merokok.

P 233 : Jaga wadah tertutup rapat.

P 280 : Kenakan sarung tangan pelindung/ pakaian pelindung/ pelindung mata/ pelindung wajah.

P 301 + P 310

JIKA TERTELAN : Segera hubungi SENTRA INFORMASI KERACUNAN atau dokter/ tenaga medis.

JANGAN merangsang muntah.

P 303 + P 361 + P 353

JIKA TERKENA KULIT (atau rambut) :
Tanggalkan segera semua pakaian yang terkontaminasi. Bilas kulit dengan air.

P 304 + P 340 + P 311

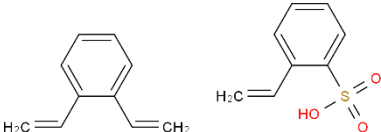
JIKA TERHIRUP: Pindahkan korban ke udara segera dan posisikan yang nyaman untuk bernapas. Hubungi SENTRA INFORMASI KERACUNAN atau dokter/ tenaga medis.

3.2 Bahan Baku Penunjang

1. Amberlyst-15

Bentuk : Butiran padat/manik-manik kecil

Struktur molekul :



Warna : Coklat kehijauan

Densitas *Bulk* : 1,2 g/ml (pada suhu 25 °C)

Surface Area : 53 m²/g

Temperatur kritis : 120°C

MSDS : 

Hazard Statement : H 314 : Menyebabkan kulit terbakar yang parah dan kerusakan mata.

H 290 : Dapat korosif terhadap logam.

Precautionary : P 273 : Hindarkan pelepasan ke lingkungan.

P 280 : Pakai sarung tangan pelindung/pakaian pelindung/pelindung mata/wajah.

P 301 + P 330 + P 331

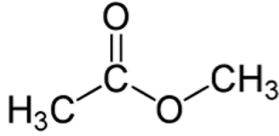

JIKA TERTELAN : Basuh mulut
JANGAN merangsang muntah.

P 305 + P 351 + P 338

JIKA TERKENA MATA : Bilas dengan seksama dengan air untuk beberapa menit. Lepaskan lensa kontak jika memakainya dan mudah melakukannya. Lanjutkan membilas.

3.3 Produk Utama

1. *Methyl Acetate*

Rumus molekul	: CH ₃ COOCH ₃
Berat molekul	: 74,068g/mol
Struktur molekul	: 
Fasa	: Cair
Warna	: Tidak berwarna
Bau	: Seperti wewangian
Titik didih (1 atm)	: 57 °C
Titik leleh (1 atm)	: -98,05 °C
Titik nyala	: -10 °C
Densitas (20 °C)	: 0,932 kg/m ³
Viskositas (25 °C)	: 0,364 cP
Kemurnian	: 99,97% metil asetat, 0,05% metanol dan air 0,0003245%
MSDS	: 
<i>Hazard</i>	: H 314 : Menyebabkan kulit terbakar yang parah dan kerusakan mata. H 335 : Dapat menyebabkan iritasi pada saluran pernafasan.
<i>Precautionary</i>	: P 280 : Pakai sarung tangan pelindung/pakaian pelindung/pelindung mata/wajah.

P 301 + P 330 + P 331

JIKA TERTELAN : Basuh mulut.

JANGAN merangsang muntah.

P 305 + P 351 + P 338

JIKA TERKENA MATA : Bilas dengan

seksama dengan air untuk beberapa

menit. Lepaskan lensa kontak jika

memakainya dan mudah melakukannya.

Lanjutkan membilas.

P 308 + P 310

Jika terpapar atau dikuatirkan : Segera

hubungi SENTRA INFORMASI

KERACUNAN atau dokter/tenaga

medis.

BAB X

SIMPULAN DAN SARAN

10.1 Simpulan

Berdasarkan hasil analisis ekonomi yang telah dilakukan terhadap Prarancangan Pabrik *Methyl acetate* dari *acetic acid* dan *methanol* dengan kapasitas 22.500 ton/tahun dapat ditarik simpulan sebagai berikut:

1. *Percent Return on Investment* (ROI) sesudah pajak adalah 38,75%
2. *Pay Out Time* (POT) sesudah pajak adalah 1,79 tahun.
3. *Break Even Point* (BEP) sebesar 34,37% dimana syarat umum pabrik di Indonesia adalah 30 – 60% kapasitas produksi. *Shut Down Point* (SDP) sebesar 13,73% kapasitas produksi, yaitu batasan kapasitas produksi sehingga pabrik harus berhenti melakukan produksi karena merugi.
4. *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCF) sebesar 40,02%, lebih besar dari suku bunga bank sekarang sehingga investor akan lebih memilih untuk berinvestasi ke pabrik ini dari pada ke bank.

10.2 Saran

Berdasarkan pertimbangan hasil analisis ekonomi di atas, maka dapat diambil kesimpulan bahwa Prarancangan Pabrik *methyl acetate* kapasitas 22.500 ton/tahun sebaiknya dikaji lebih lanjut dari segi proses maupun ekonominya sebelum didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

- Alibaba. 2022. www.alibaba.com. Diakses 8 Februari 2022 pukul: 14.25.
- Anonimous G, 2022. www.matches.com. Diakses pada tanggal 25 Januari 2023 pukul 14.35 WIB.
- Badan Pusat Statistik. 2020. *Statistic Indonesia*. www.bps.go.id. Indonesia. Diakses 7 Februari 2022 pukul: 13:20.
- Branan, Carl. 2002. *Rules Of Thumb for Chemical Engineers - Third Edition*. Amsterdam: Gulf Professional Publishing an imprint of Elsevier Science.
- Brown G.George. 1950. *Unit Operation 6^{ed}*. Wiley & Sons. USA.
- Brownell Lloyd E. and Young Edwin H. 1959. *Process Equipment Design*. John Wiley & Sons, Inc. New York.
- Chan, Arthur and Seider, Warren D. 2004. *Batch Manufacture of Propylene Glycol*. Department of Chemical and Biomolecular Engineering University of Pennsylvania. Pennsylvania.
- Chemical Engineering Essentials For The Cpi Professional*. 2021. www.chemengonline.com. Diakses 10 Februari 2022 pukul: 14.30.
- Coulson J.M., and Richardson J.F. 1983. *Chemical Engineering Volume 2 5th Edition Particle Technology and Separation Process*. Butterworth-Heinemann. Washington.

Couper, J.R. and Penney W.R., 2005. *Chemical Process Equipment Selection and Design 2nd Edition*. Elsevier Inc. USA.

E.Hugot. 1986. *Handbook Of Cane Sugar Engineering*. Elsevier Science Publishing Company Inc.52, Vanderbilt Avenue, New York.

Evans,Alan W. 1972. *On The Theory Of The Valuation And Allocation Of Time*. Scottish Journal of Political Economy, Volume 19, Issue 1 p. 1-17.

Geankoplis, Christie J. 1993. *Transport Processes and unit Operation 3th Edition*. Allyn & Bacon Inc. New Jersey.

Google Maps. 2022. www.google.com/maps. Diakses 10 Februari 2022 pukul: 15.10.

Hesse, H.C and Rushton, J.H. 1981. *Process Equipment Design*. D. Van Nostrand Co. New Jersey.

Himmeblau,David. 1996. *Basic Principles and Calculation in Chemical Engineering 6th Edition*. Prentice Hall Inc. New Jersey.

Holman, J.P. 2002. *Heat Transfer*, Mc.Graw-Hill, Inc. Amerika Serikat

Igor. J. Karassik, Joseph P. Messina, Paul Cooper, Charles C. Heald. 2001. *Pump Handbook. Third Edition*. McGraw-Hill Book Co. New York.

Independent Commodity Inteligence Services. 2022. icis.com Diakses pada Tanggal 11 Februari 2022 pukul 13.00 WIB.

Jing.Li, Wang Keliang, Lian Minglei, Li Zhi and Du Tingzhao. 2018. *Extractive Distillation of Methyl Acetate-Methanol Azeotrope Using [DMIM] DMP as Solvent*. China Petroleum Processing and Petrochemical Technology, Vol.20,No.4, pp 109-116.

Joshi, M.V. 1981. *Process Equipment Design. 2 ed.* Bombay, Delhi: McGraw-Hill Book Company, Inc.

Kementrian Perindustrian. 2011. kemenperin.go.id. Indonesia. Diakses 5 Februari 2022 pukul: 11.00.

Kern, Donald Q. 1965. *Process Heat Transfer*. Mc-Graw-Hill. New York.

Kirbaslar, S.I, H.Z.Terzioglu, and Dramur, U., (2001), *Catalytic Esterification of Methyl Alcohol with Acetic acid*, J. Chinese Journal of Chemical Engineering 9(1): 90-96.

Kirk, R.E and Othmer. 1983. *Encyclopedia of Chemical Technology*. International Student Edition. Mc.Graw-Hill Kogasuka Company Ltd, Tokyo.

Kister, H. Z., 1992. *Distillation Design*. Mc Graw-Hill, California.

Laval, Alfa. 2001. *Pump Handbook*. USA.

Lebanoff, Val S and Robert R Ross. 1992. *Centrifugal Pumps Design & Application, Second Edition*. Gulf Publishing Company, Houston, TX.

Lin.Jiang-jen, Round Rock, John F, Knifton, Austin. 1984. *Process For Preparing Acetaldehyde From Methanol And Synthesis Gas Using A Novel Catalyst Composition*. United States Patent 4,433,178.

- Magyesy, eugene F. 1983. *Pressure Vessel Handbook*. Publishing. Inc.
- Mc. Cabe W.L. and Smith J.C., 1985. *Operasi Teknik Kimia*. Erlangga. Jakarta.
- Mekala.Mallaiah dan Venkat, RG. 2015. *Kinetics Of Esterification Of Methanol And Acetic Acid With Mineral Homogeneous Acid Catalyst*. Chinese Journal of Chemical Engineering 23 (2015) 100–105.
- Michael. 2020. *Indonesia Salary Benchmark*. Michael Page Indonesia Salary Benchmark.
- Missen, R. W., Mims. C.A., &Saville, B. A., 1999, “*Introduction to Chemical. Reaction Engineering and Kinetics*”, John Wiley and Sons Inc, USA.
- Neptune Engineering For Future. 2021. www.neptune-india.com. Diakses 25 Februari 2022 pukul: 11.00.
- Perry, Robert H and Don W. Green. 2008. *Perry’s Chemical Engineers’ Handbook 8th edition*. McGraw Hill. New York.
- Pertamina. 2022. pertamina.com. Diakses 25 Januari 2022 pukul: 13.00.
- PLN. 2022. web.pln.co.id. Diakses 25 Januari 2022 pukul: 10.46.
- Powell, S. 1954. *Water Conditioning for Industry*. Mc-Graw Hill Book Company. New York.
- Pubchem. 2022. pubchem.ncbi.nlm.nih.gov. Diakses 22 Februari 2022 pukul: 09.40.

- Radlein, Barbara. 2010. *Final Supplemental Environmental Assessment for Proposed Amended Rule*. Wilson Boulevard. Arlington. VA22209.
- Rana. Karan, Pravin S, Siddharthsinh P, Akshaysinh M. 2017. *To Study Reaction Kinetics Of Acetic Acid- Methanol System And Determine Conversion In Defferent Reactors. Vol-3 Issue-3, IJARIE-ISSN(O)-2395-4396*.
- Rase, H.F and Holmes JR. 1977. *Chemical Reactor Design for Process Plant, Volume One : Principles and Techniques*. John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Richard M. Felder, Ronald W. Rousseau. 1976. *Elementary Principles of Chemical Process*”, 3th edition, John Willey and Sons. New York.
- Santiasih,Indri. 2016. *Review: The Secondary Particulate Matter From Painting*. Politeknik Perkapalan Negri Surabaya.
- Seidell, Atherton. 1917. *Solubilities of Inorganic and Organic Substances,4th Corrected*. D.Van Nostrand Company., New York.
- Severn, WH, Degler, HE, and Miles, JC. 1954. *Steam, Air and Gas Power, 5th Edition*. John Wiley and Sons, Inc., New York
- Sinnot, R.K. 2003. *Chemical Engineering Design*. Elsevier. UK.
- Smith, J.M., H.C. Van Ness, and M.M. Abbott. 2006. *Chemical Engineering Thermodynamics 7th edition*. McGraw Hill : New York.

The Observatory of Economic Complexity. 2022. oec.world. Diakses 8 Maret 2022 pukul: 17.00.

Timmerhaus, Klaus D., Max S. Peters, and Ronald E. West. 1991. *Plant Design an Economic for Chemical Engineering 3th edition*. Mc-Graw Hill Book Company. New York.

Treyball, R.E. 1981. *Mass Transfer Operation 3rd edition*. McGraw-Hill, Kogakusha, Ltd., Tokyo.

Ulrich.G.D. 1984. *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*. John Wiley & Sons Inc. New York.

Utami, Ayu Widya. 2019. *Kualitas Air Sungai Citarum*. Universitas Trisakti, Indonesia.

Vilbrandt, F.C. and Dryden, C.E. 1959. *Chemical Engineering Plant Design, 4th edition*. McGraw Hill International Book Company, Kogakusha Ltd, Tokyo.

Walas, Stanley M. 1990. *Chemical Process Equipment*. Butterworth-Heinemann. Washington.

Yaws, Carl L. 1996. *Handbook of Chemical Compound Data for Process Safety*. Gulf Publishing Company. Huston, Texas.