

**SKRIPSI**

**PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN ETIL TERSIER BUTIL  
ETER (ETBE) KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN**

**Diajukan untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar  
Sarjana Teknik Kimia  
pada  
Universitas Sriwijaya**



**Fanirazha Primesa C.  
NIM 03031381621069  
Febriyanti Puspita Sari  
NIM 03031381621073**

**JURUSAN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNIK  
UNIVERSITAS SRIWIJAYA  
2020**

## LEMBAR PENGESAHAN

PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN ETIL TERSIER BUTIL ETER  
(ETBE) KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN

### SKRIPSI

Diajukan untuk Melengkapi Salah Satu Syarat  
Memperoleh Gelar Sarjana

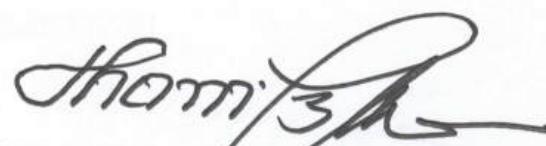
Oleh

Fanirazha Primesa C.  
NIM. 03031381621069

Febriyanti Puspita Sari  
NIM. 03031381621073

Palembang, Juli 2020

Pembimbing,



Prof. Dr. Ir. H. M. Djoni Bustan, M. Eng., IPU  
NIP. 195603071981031010

Mengetahui

Ketua Jurusan Teknik Kimia



## HALAMAN PERSETUJUAN

Karya tulis ilmiah berupa Skripsi dengan judul “Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Etil Tersier Butil Eter (ETBE) Kapasitas 100.000 Ton/Tahun” telah dipertahankan oleh **Fanirazha Primesa C. dan Febriyanti Puspita Sari** di hadapan Tim Penguji Sidang Tugas Akhir Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya pada tanggal 22 Juli 2020.

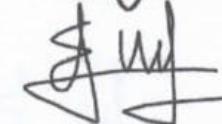
Palembang, Juli 2020

Tim Penguji Karya Tulis Ilmiah berupa Skripsi

1. Dr. Ir. H. M. Faizal, DEA  
NIP. 195805141984031001

(  )

2. Elda Melwita, S.T., M.T., Ph.D  
NIP. 197505112000122001

(  )

3. Dr. Fitri Hadiah, S.T., M.T.  
NIP. 197808222002122001

(  )

Mengetahui,

Ketua Jurusan Teknik Kimia



## HALAMAN PERBAIKAN

Dengan ini menyatakan bahwa :

<b>Fanirazha Primesa C.</b>	<b>03031381621069</b>
<b>Febriyanti Puspita Sari</b>	<b>03031381621073</b>

Judul:

### **“PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN ETIL TERISER BUTIL ETER (ETBE) KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN”**

Mahasiswa tersebut telah menyelesaikan tugas perbaikan yang diberikan pada sidang sarjana di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya pada tanggal 22 Juli 2020 oleh Dosen Penguji:

Dr. Ir. H. M. Faizal, DEA  
NIP. 195805141984031001

(  )

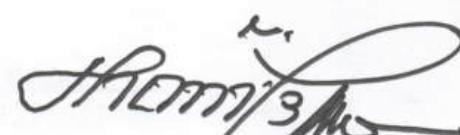
Elda Melwita, S.T., M.T., Ph.D  
NIP. 197505112000122001

(  )

Dr. Fitri Hadiah, S.T., M.T.  
NIP. 197808222002122001

(  )  
24 Juli 2020

Palembang, Juli 2020  
Mengetahui,  
Dosen Pembimbing,

  
Prof. Dr. Ir. H. M. Djoni Bustan, M. Eng., IPU  
NIP. 195603071981031010

## HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS

Yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Fanirazha Primesa C.  
NIM : 03031381621069  
Judul Tugas Akhir : Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Etil Tersier Butil Eter (ETBE) Kapasitas 100.000 Ton/Tahun  
Fakultas/Jurusan : Teknik/Teknik Kimia

Menyatakan bahwa Skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner atas nama **Febriyanti Puspita Sari** didampingi oleh Pembimbing dan bukan hasil jiplakan/plagiat. Apabila ditemukan unsur penjiplakan/plagiat dalam Skripsi ini, maka saya bersedia menerima sanksi akademik dari Universitas Sriwijaya sesuai aturan yang berlaku.

Demikian pernyataan ini saya buat dalam keadaan sadar dan tanpa ada paksaan dari siapapun.

Palembang, Juli 2020



**Fanirazha Primesa C.**  
NIM. 03031381621069



## HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS

Yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Febriyanti Puspita Sari  
NIM : 03031381621073  
Judul Tugas Akhir : Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Etil Tersier Butil Eter (ETBE) Kapasitas 100.000 Ton/Tahun  
Fakultas/Jurusan : Teknik/Teknik Kimia

Menyatakan bahwa Skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner atas nama Fanirazha Primesa C. didampingi oleh Pembimbing dan bukan hasil jiplakan/ plagiatis. Apabila ditemukan unsur penjiplakan/plagiatis dalam Skripsi ini, maka saya bersedia menerima sanksi akademik dari Universitas Sriwijaya sesuai aturan yang berlaku.

Demikian pernyataan ini saya buat dalam keadaan sadar dan tanpa ada paksaan dari siapapun.

Palembang, Juli 2020



**Febriyanti Puspita Sari**  
NIM. 03031381621073



## ABSTRAK

PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN ETIL TERSIER BUTIL ETER (ETBE)  
KAPASITAS PRODUKSI 100.000 TON/TAHUN

Karya tulis ilmiah berupa Skripsi, Juli 2020

Fanirazha Primesa C. dan Febriyanti Puspita Sari; Dibimbing oleh Prof. Dr. Ir. H. M. Djoni Bustan, M. Eng., IPU.

Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Sriwijaya

xxvii + 528 halaman, 14 tabel, 7 gambar, 4 lampiran

### RINGKASAN

Pabrik pembuatan Etيل Tersier Butil Eter (ETBE) dengan kapasitas produksi 100.000 ton/tahun direncanakan berdiri pada tahun 2027 di wilayah Palembang, Sumatera Selatan, yang diperkirakan memiliki luas area 5 Ha. Proses pembuatan ETBE mengacu pada US Patent 9,169,183 B1, dimana metode yang digunakan merupakan proses eterifikasi Tert-Butil Alkohol (TBA) dan etanol membentuk ETBE dan air. Reaksi berlangsung pada dua unit reaktor *Reactive Distillation Column* (RDC) dengan katalis Amberlyst-15. Pabrik ini didirikan dengan bentuk perusahaan Perseroan Terbatas (PT sistem organisasi *line and staff*, yang dipimpin oleh seorang direktur utama dengan total karyawan 187 orang. Berdasarkan hasil analisa ekonomi, pabrik propilen oksida ini layak untuk didirikan karena telah memenuhi berbagai macam persyaratan parameter ekonomi sebagai berikut:

• Investasi	= US\$ 103.312.494,317
• Hasil penjualan per tahun	= US\$ 1.141.635.324,177
• Biaya produksi per tahun	= US\$ 1.010.971.236,042
• Laba bersih per tahun	= US\$ 91.464.861,695
• <i>Pay Out Time</i>	= 1 tahun
• <i>Rate of Return</i>	= 88,532%
• <i>Discounted Cash Flow-ROR</i>	= 96,209%
• <i>Break Even Point</i>	= 38,884%
• <i>Service Life</i>	= 11 tahun

**Kata Kunci :** Tert-Butil Alkohol (TBA), Etanol, Etيل Tersier Butil Eter (ETBE), *Reactive Distillation Column* (RDC), Analisa Ekonomi

## **KATA PENGANTAR**

Puji syukur kepada Tuhan Yang Maha Esa, atas berkat dan karunia-Nya tugas akhir yang berjudul “Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Etil Tersier Butil Eter (ETBE) Kapasitas 100.000 Ton/Tahun” dapat diselesaikan dengan baik. Penulisan tugas akhir ini dilakukan sebagai syarat untuk menyelesaikan kurikulum akademik yang ada di Jurusan Teknik Kimia Universitas Sriwijaya.

Tugas akhir ini dapat diselesaikan dengan baik dikarenakan penulis mendapatkan bimbingan dan bantuan dari berbagai pihak, yang dalam kesempatan ini disampaikan terima kasih kepada:

- 1) Bapak Dr. Ir. H. Syaiful, DEA, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
- 2) Ibu Dr. Hj. Leily Nurul Komariah, S. T., M. T., selaku Sekertaris Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
- 3) Bapak Prof. Dr. Ir. H. M. Djoni Bustan, M.Eng, IPU., selaku dosen pembimbing Tugas Akhir.
- 4) Bapak dan Ibu Dosen Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
- 5) Seluruh staff administrasi Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
- 6) Orang tua, keluarga, dan teman-teman yang telah memberikan motivasi, saran, serta dukungan yang terbaik.

Penulis berharap tugas akhir ini agar dapat memberikan gambaran mengenai perancangan pabrik, serta dapat dijadikan sebagai referensi ilmu pengetahuan.

Palembang, Juli 2020

Penulis

## DAFTAR ISI

<b>HALAMAN JUDUL .....</b>	i
<b>LEMBAR PENGESAHAN .....</b>	ii
<b>LEMBAR PERSETUJUAN .....</b>	iii
<b>LEMBAR PERBAIKAN .....</b>	iv
<b>HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS.....</b>	v
<b>ABSTRAK .....</b>	vii
<b>KATA PENGANTAR .....</b>	viii
<b>DAFTAR ISI.....</b>	ix
<b>DAFTAR TABEL.....</b>	xvi
<b>DAFTAR GAMBAR.....</b>	xvii
<b>DAFTAR NOTASI.....</b>	xviii
<b>DAFTAR LAMPIRAN .....</b>	xxvii
<b>BAB I PENDAHULUAN .....</b>	1
1.1. Latar Belakang .....	1
1.2. Sejarah dan Perkembangan .....	2
1.3. Macam-Macam Proses .....	2
1.3.1. Proses Philips .....	3
1.3.2. Proses UOP/Hulls .....	3
1.3.3. Proses Snamprogetti.....	3
1.3.4. Proses Ethermax.....	4
1.4. Sifat Fisika dan Kimia .....	4
1.4.1. Isobutilen .....	4
1.4.2. Etanol .....	5
1.4.3. Tersier Butil Alkohol .....	5
1.4.4. Etil Tersier Butil Eter .....	6
1.4.5. Katalis Amberlyst 15.....	7
<b>BAB II PERENCANAAN PABRIK .....</b>	8
2.1. Alasan Pendirian Pabrik .....	8
2.2. Penentuan Kapasitas.....	9

2.3. Pemilihan Bahan Baku.....	10
2.4. Pemilihan Proses .....	10
2.5. Uraian Proses .....	11
2.5.1. Tahap <i>Feed Treating</i> .....	11
2.5.2. Tahap Sintesa .....	12
2.5.3. Tahap Purifikasi .....	13
<b>BAB III LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK .....</b>	<b>16</b>
3.1. Lokasi Pabrik .....	16
3.1.1. Penyedian Bahan Baku Produksi .....	16
3.1.2. Pemasaran .....	17
3.1.3. Keadaan Lingkungan dan Iklim .....	17
3.1.4. Utilitas .....	17
3.2. Tata Letak Peralatan.....	18
3.3. Tata Letak Pabrik .....	18
3.4. Luas Area Pabrik.....	20
<b>BAB IV NERACA MASSA DAN NERACA PANAS .....</b>	<b>21</b>
4.1. Neraca Massa .....	21
4.1.1. Neraca Massa Reactive Distillation Column (RDC-01) .....	21
4.1.2. Neraca Massa Total Condenser-01 (CD-01).....	22
4.1.3. Neraca Massa Reboiler-01 (RB-01).....	22
4.1.4. Neraca Massa Kolom Destilasi-01 (KD-01) .....	22
4.1.5. Neraca Massa Total Condenser-02 (CD-02).....	23
4.1.6. Neraca Massa Reboiler-02 (RB-02).....	23
4.1.7. Neraca Massa Kolom Destilasi-02 (KD-02) .....	23
4.1.8. Neraca Massa Total Condenser-03 (CD-03).....	24
4.1.9. Neraca Massa Reboiler-03 (RB-03).....	24
4.1.10. Neraca Massa <i>Extractive Distillation Column</i> (EDC-01).....	24
4.1.11. Neraca Massa Total Condenser-04 (CD-04).....	25
4.1.12. Neraca Massa Reboiler-04 (RB-04).....	25
4.1.13. Neraca Massa Kolom Destilasi-03 (KD-03) .....	25

4.1.14. Neraca Massa Total Condenser-06 (CD-06) .....	25
4.1.15. Neraca Massa Reboiler-06 (RB-06).....	26
4.1.16. Neraca Massa Reactive Distillation Column (RDC-02) .....	26
4.1.17. Neraca Massa Total Condenser-05 (CD-05) .....	26
4.1.18. Neraca Massa Reboiler-05 (RB-05).....	27
4.1.19. Neraca Massa Kolom Destilasi-04 (KD-04) .....	27
4.1.20. Neraca Massa Total Condenser-07 (CD-07) .....	28
4.1.21. Neraca Massa Reboiler-07 (RB-07).....	28
4.2. Neraca Panas .....	28
4.2.1. Neraca Panas Heater-01 (H-01) .....	28
4.2.2. Neraca Panas Heater-02 (H-02) .....	29
4.2.3. Neraca Panas Reactive Distillation Column (RDC-01) .....	29
4.2.4. Neraca Panas Total Condenser-01 (CD-01).....	30
4.2.5. Neraca Panas Reboiler-01 (RB-01).....	30
4.2.6. Neraca Panas Cooler-01 (C-01) .....	30
4.2.7. Neraca Panas Cooler-02 (C-02) .....	30
4.2.8. Neraca Panas Kolom Destilasi-01 (KD-01) .....	31
4.2.9. Neraca Panas Total Condenser-02 (CD-02).....	31
4.2.10. Neraca Panas Reboiler-02 (RB-02).....	31
4.2.11. Neraca Panas Heater-03 (H-03) .....	31
4.2.12. Neraca Panas Cooler-03 (C-03) .....	32
4.2.13. Neraca Panas Kolom Destilasi-02 (KD-02).....	32
4.2.14. Neraca Panas Total Condenser-03 (CD-03).....	32
4.2.15. Neraca Panas Reboiler-03 (RB-03).....	32
4.2.16. Neraca Panas Heater-04 (H-04) .....	33
4.2.17. Neraca Panas <i>Extractive Distillation Column</i> (EDC-01).....	33
4.2.18. Neraca Panas Total Condenser-04 (CD-04).....	33
4.2.19. Neraca Panas Reboiler-04 (RB-04).....	33
4.2.20. Neraca Panas Cooler-04 (C-04) .....	34
4.2.21. Neraca Panas Cooler-05 (C-05) .....	34
4.2.22. Neraca Panas Kolom Destilasi-03 (KD-03).....	34

4.2.23. Neraca Panas Total Condenser-06 (CD-06) .....	34
4.2.24. Neraca Panas Reboiler-06 (RB-06).....	34
4.2.25. Neraca Panas Cooler-06 (C-06) .....	35
4.2.26. Neraca Panas Reactive Distillation Column (RDC-02) .....	35
4.2.27. Neraca Panas Total Condenser-05 (CD-05) .....	35
4.2.28. Neraca Panas Reboiler-05 (RB-05).....	36
4.2.29. Neraca Panas Heater-05 (H-05) .....	36
4.2.30. Neraca Panas Kolom Destilasi-04 (KD-04).....	36
4.2.31. Neraca Panas Total Condenser-07 (CD-07) .....	36
4.2.32. Neraca Panas Reboiler-07 (RB-07).....	37
4.2.33. Neraca Panas Cooler-07 (C-07) .....	37
<b>BAB V UTILITAS .....</b>	<b>38</b>
5.1. Unit Penyediaan Steam .....	38
5.1.1. <i>Steam</i> Pemanas.....	38
5.2. Unit Penyediaan Air .....	39
5.2.1. Air Pendingin .....	39
5.2.2. <i>Boiler Feed Water</i> .....	43
5.2.3. Air Domestik.....	43
5.2.4. Total Kebutuhan Air .....	44
5.3. Unit Penyediaan Tenaga Listrik .....	44
5.3.1. Peralatan Pabrik .....	44
5.3.2. Penerangan Pabrik.....	45
5.4. Unit Penyediaan Bahan Bakar .....	46
5.4.1. Bahan Bakar Keperluan <i>Boiler</i> .....	46
5.4.2. Bahan Bakar Keperluan Generator .....	47
5.4.3. Kebutuhan Bahan Bakar Keseluruhan .....	47
<b>BAB VI SPESIFIKASI PERALATAN .....</b>	<b>49</b>
6.1. Tangki-01 (T-01).....	49
6.2. Tangki-02 (T-02).....	50
6.3. Tangki-03 (T-03).....	51
6.4. Pompa-01 (P-01) .....	52

6.5. Pompa-02 (P-02) .....	53
6.6. Pompa-03 (P-03).....	54
6.7. Pompa-04 (P-04).....	55
6.8. Pompa-05 (P-05).....	56
6.9. Pompa-06 (P-06).....	57
6.10. Pompa-07 (P-07).....	58
6.11. Pompa-08 (P-08).....	59
6.12. Pompa-09 (P-09).....	60
6.13. Pompa-10 (P-10).....	61
6.14. Pompa-11 (P-11).....	62
6.15. Pompa-12 (P-12).....	63
6.16. Pompa-13 (P-13).....	64
6.17. Pompa-14 (P-14).....	65
6.18. Pompa-15 (P-15).....	66
6.19. Pompa-16 (P-16).....	67
6.20. Pompa-17 (P-17).....	68
6.21. Heater-01 (H-01).....	69
6.22. Heater-02 (H-02).....	70
6.23. Heater-03 (H-03).....	71
6.24. Heater-04 (H-04).....	72
6.25. Heater-05 (H-05).....	73
6.26. Cooler-01 (C-01).....	74
6.27. Cooler-02 (C-02).....	75
6.28. Cooler-03 (C-03).....	76
6.29. Cooler-04 (C-04).....	77
6.30. Cooler-05 (C-05).....	78
6.31. Cooler-06 (C-06).....	79
6.32. Cooler-07 (C-07).....	80
6.33. Reactive Distillation Column-01 (RDC-01) .....	81
6.34. Condenser-01 (CD-01).....	83
6.35. Reboiler-01 (RB-01) .....	84

6.36. Kolom Destilasi-01 (KD-01).....	85
6.37. Condenser-02 (CD-02).....	86
6.38. Reboiler-02 (RB-02) .....	87
6.39. Kolom Destilasi-02 (KD-02).....	88
6.40. Condenser-03 (CD-03).....	89
6.41. Reboiler-03 (RB-03) .....	90
6.42. Extractive Distillation Column-01 (EDC-01) .....	91
6.43. Condenser-04 (CD-04).....	92
6.44. Reboiler-04 (RB-04) .....	93
6.45. Reactive Distillation Column-02 (RDC-02) .....	94
6.46. Condenser-05 (CD-05).....	96
6.47. Reboiler-05 (RB-05) .....	97
6.48. Kolom Destilasi-03 (KD-03).....	98
6.49. Condenser-06 (CD-06).....	99
6.50. Reboiler-06 (RB-06) .....	100
6.51. Kolom Destilasi-04 (KD-04).....	101
6.52. Condenser-07 (CD-07).....	102
6.53. Reboiler-07 (RB-07) .....	103
<b>BAB VII ORGANISASI PERUSAHAAN .....</b>	<b>104</b>
7.1. Bentuk Perusahaan .....	104
7.2. Struktur Organisasi .....	105
7.2.1. Manajer Teknik dan Produksi .....	105
7.2.2. Manajer Keuangan dan Pemasaran .....	105
7.2.3. Manajer Personalia dan Umum .....	105
7.3. Tugas dan Wewenang .....	106
7.3.1. Dewan Komisaris .....	106
7.3.2. Direktur .....	106
7.3.3. Manajer Teknik dan Produksi.....	106
7.3.3.1. Bagian Teknik Proses dan Produksi.....	106
7.3.3.2. Bagian Pemeliharaan dan Perbengkelan .....	107
7.3.3.3. Bagian Puslitbang.....	107

7.3.4. Manajer Keuangan dan Pemasaran .....	107
7.3.4.1. Bagian Keuangan .....	107
7.3.4.2. Bagian Pemasaran .....	107
7.3.5. Manajer Personalia dan Umum.....	108
7.3.5.1. Bagian Personalia.....	108
7.3.5.2. Bagian Umum .....	108
7.3.6. Kepala Bagian .....	108
7.3.7. Karyawan .....	108
7.4. Sistem Kerja .....	109
7.4.1. Waktu Kerja Karyawan <i>Shift</i> .....	109
7.4.2. Waktu Kerja Karyawan <i>Non-Shift</i> .....	109
7.5. Penentuan Jumlah Karyawan .....	109
7.5.1. <i>Direct Operating Labor</i> .....	110
7.5.2. <i>Indirect Operating Labor</i> .....	111
<b>BAB VIII ANALISA EKONOMI .....</b>	<b>115</b>
8.1. Keuntungan (Profitabilitas) .....	116
8.1.1. Total Penjualan Produk .....	116
8.1.2. Perhitungan <i>Annual Cash Flow</i> (ACF).....	116
8.2. Lama Waktu Pengembalian Modal .....	117
8.2.1. Lama Pengangsuran Pengembalian Modal .....	117
8.2.2. <i>Pay Out Time</i> (POT) .....	118
8.3. Total Modal Akhir .....	119
8.3.1. <i>Net Profit Over Total Life of Project</i> (NPOTLP) .....	119
8.3.2. <i>Total Capital Sink</i> (TCS) .....	120
8.4. Laju Pengembalian Modal .....	121
8.4.1. <i>Rate of Return on Investment</i> (ROR) .....	121
8.4.2. <i>Discounted Cash Flow Rate of Return</i> (DCF-ROR) .....	121
8.5. <i>Break Even Point</i> (BEP) .....	122
8.6. Kesimpulan Analisa Ekonomi .....	124
<b>BAB IX KESIMPULAN .....</b>	<b>125</b>
<b>DAFTAR PUSTAKA .....</b>	<b>126</b>

## **DAFTAR TABEL**

Tabel 2.1. Data Impor Etil Tersier Butil Eter.....	9
Tabel 2.2. Perbandingan Proses Pembuatan ETBE .....	11
Tabel 5.1. Kebutuhan <i>Steam</i> Pemanas .....	38
Tabel 5.2. Kebutuhan Air Pendingin.....	39
Tabel 5.3. Kebutuhan Air Domestik .....	43
Tabel 5.4. Total Kebutuhan Air dalam Pabrik .....	44
Tabel 5.5. Kebutuhan Listrik Peralatan Pabrik .....	44
Tabel 5.6. Total Kebutuhan Listrik ETBE .....	46
Tabel 5.7. Total Kebutuhan Bahan Bakar.....	47
Tabel 7.1. Pembagian Jam Kerja Karyawan <i>Shift</i> .....	109
Tabel 7.2. Perincian Jumlah Karyawan.....	111
Tabel 8.1. <i>Selling Price</i> .....	116
Tabel 8.2. Angsuran Pengembalian Modal .....	118
Tabel 8.3. Kesimpulan Analisa Ekonomi .....	124

## **DAFTAR GAMBAR**

Gambar 2.1. Grafik Data Impor Etil Teriser Butil Eter di Indonesia.....	9
Gambar 3.1. Denah Lokasi Pabrik .....	16
Gambar 3.2. Denah Lokasi Pabrik dengan Sumber Utilitas .....	17
Gambar 3.3. Tata Letak Peralatan Pabrik .....	18
Gambar 3.4. Tata Letak Pabrik .....	19
Gambar 7.1. Struktur Organisasi Perusahaan .....	114
Gambar 8.1. Grafik <i>Break Even Point</i> (BEP) .....	123

## DAFTAR NOTASI

### 1. TANGKI

C	= Tebal korosi yang diizinkan
D	= Diameter tangki, m
E	= Efisiensi penyambungan, dimensionless
h	= Tinggi head, m
H	= Tinggi silinder, m
H <sub>T</sub>	= Tinggi total tangki, m
P	= Tekanan Operasi, atm
S	= <i>Working stress</i> yang diizinkan, Psia
T	= Temperatur operasi, K
t	= Lama persediaan/penyimpanan, hari
V <sub>h</sub>	= Volume <i>ellipsoidal head</i> , m <sup>3</sup>
V <sub>s</sub>	= Volume silinder, m <sup>3</sup>
V <sub>t</sub>	= Volume tangki, m <sup>3</sup>
W	= Laju alir massa, kg/jam
ρ	= Densitas, kg/m <sup>3</sup>

### 2. POMPA

A	= Area alir pipa, in <sup>2</sup>
BHP	= <i>Brake Horse Power</i> , HP
D <sub>i</sub> opt	= Diameter optimum pipa, in
E	= <i>Equivalent roughness</i>
f	= Faktor friksi
FK	= Faktor keamanan
g <sub>c</sub>	= Percepatan gravitasi, ft/s <sup>2</sup>
Gpm	= Gallon per menit
H <sub>f</sub> suc	= Total friksi pada suction, ft
H <sub>f</sub> dis	= Total friksi pada discharge, ft
H <sub>fs</sub>	= <i>Skin friction loss</i>

$H_{fsuc}$	= Total suction friction loss
$H_{fc}$	= Sudden Contraction Friction Loss (ft lb <sub>m</sub> /lb <sub>f</sub> )
$H_{fe}$	= Sudden Expansion Friction Loss (ft lb <sub>m</sub> /lb <sub>f</sub> )
ID	= Inside diameter pipa, in
$K_C, K_S$	= Contraction, expansion loss contraction, ft
L	= Panjang pipa, ft
$L_e$	= Panjang ekuivalen pipa, ft
NPSH	= Net positive suction head (ft)
$N_{Re}$	= Reynold number, dimension less
$P_{Vp}$	= Tekanan uap, Psi
$Q_f$	= Laju alir volumeterik
$V_f$	= Kapasitas pompa, lb/jam
V	= Kecepatan alir
$\Delta P$	= Beda tekanan, Psi

### 3. COOLER, HEATER, CONDENSOR, REBOILER

A	= Area perpindahan panas, ft <sup>2</sup>
$a_a, a_p$	= Area pada annulus, inner pipe, ft <sup>2</sup>
$a_s, a_t$	= Area pada shell, tube, ft <sup>2</sup>
"	= External surface per 1 in, ft <sup>2</sup> /in ft
B	= Baffle spacing, in
C	= Clearance antar tube, in
D	= Diameter dalam tube, in
$D_e$	= Diameter ekivalen, in
f	= Faktor friksi, ft <sup>2</sup> /in <sup>2</sup>
$G_a$	= Laju alir massa fluida pada annulus, lb/jam.ft <sup>2</sup>
$G_p$	= Laju alir massa fluida pada inner pipe, lb/jam.ft <sup>2</sup>
$G_s$	= Laju alir massa fluida pada shell, lb/jam.ft <sup>2</sup>
$G_t$	= Laju alir massa fluida pada tube, lb/jam.ft <sup>2</sup>
g	= Percepatan gravitasi
h	= Koefisien perpindahan panas, Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F

$h_i, h_{io}$	= Koefisien perpindahan panas fluida bagian dalam dan luar tube
$jH$	= Faktor perpindahan panas
$k$	= Konduktivitas termal, Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
$L$	= Panjang <i>tube</i> , pipa, ft
LMTD	= <i>Logarithmic Mean Temperature Difference</i> , °F
N	= Jumlah <i>baffle</i>
$N_t$	= Jumlah <i>tube</i>
$P_T$	= <i>Tube pitch</i> , in
$\Delta P_r$	= <i>Return drop shell</i> , Psi
$\Delta P_s$	= Penurunan tekanan pada <i>shell</i> , Psi
$\Delta P_t$	= Penurunan tekanan <i>tube</i> , Psi
ID	= <i>Inside Diameter</i> , ft
OD	= <i>Outside Diameter</i> , ft
$\Delta P_T$	= Penurunan tekanan total pada <i>tube</i> , Psi
Q	= Beban panas pada <i>heat exchanger</i> , Btu/jam
$R_d$	= <i>Dirt factor</i> , Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
$R_e$	= Bilangan <i>Reynold</i> , dimensionless
s	= <i>Specific gravity</i>
$T_1, T_2$	= Temperatur fluida panas <i>inlet, outlet</i> , °F
$t_1, t_2$	= Temperatur fluida dingin <i>inlet, outlet</i> , °F
$T_c$	= Temperatur rata-rata fluida panas, °F
$t_c$	= Temperatur rata-rata fluida dingin, °F
$U_c, U_d$	= <i>Clean overall coefficient, design overall coefficient</i> , Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
W	= Laju alir massa fluida panas, lb/jam
w	= Laju alir massa fluida dingin, lb/jam
$\mu$	= Viskositas, cp

#### 4. REACTIVE DISTILLATION COLUMN

$\sigma_A$	= Diameter molekul A, m
------------	-------------------------

$\sigma_B$	= Diameter molekul B, m
$C_{A_0}$	= Konsentrasi awal umpan masuk, kmol/m <sup>3</sup>
C	= Tebal korosi yang dizinkan, atm
$D_K$	= Diameter katalis, cm
$F_{A_0}$	= Laju alir umpan, kmol/jam
g	= Gravitasi
H <sub>r</sub>	= Tinggi Reaktor, m
ID	= <i>Inside Diameter</i> , m
k	= Konstanta laju reaksi, m <sup>3</sup> /kmol.s
M <sub>fr</sub>	= Laju alir massa umpan, kg/h
N	= Bilangan Avogadro
OD	= <i>Outside Diameter</i> , m
P	= Tekanan, atm
Q <sub>f</sub>	= <i>Volumetric Flowrate</i> Umpan
T	= Temperatur, °C
t	= Tebal dinding <i>vessel</i>
V <sub>t</sub>	= Volume reaktor, m <sup>3</sup>
W <sub>k</sub>	= Berat katalis
X	= Konversi
$\rho$	= Densitas
$\varepsilon_A$	= <i>Voidage</i>
$\phi$	= Porositas Katalis
$\sigma$	= Diameter Partikel, cm
$\Delta P_b$	= <i>Pressure Drop</i> , kPa
A <sub>d</sub>	= <i>Downcomer area</i> , m <sup>2</sup>
A <sub>t</sub>	= <i>Tower area</i> , m <sup>2</sup>
A <sub>n</sub>	= <i>Net area</i> , m <sup>2</sup>
A <sub>a</sub>	= <i>Active area</i> , m <sup>2</sup>
A <sub>b</sub>	= <i>Hole area</i> , m <sup>2</sup>
A <sub>da</sub>	= <i>Aerated area</i> , m <sup>2</sup>
C	= Faktor korosi yang dizinkan, m

$C_{sb}$	= Kapasitas vapor, m/det
$D_l$	= <i>Clearance</i> , mm
$d_h$	= Diameter <i>hole</i> , mm
$d_c$	= Diameter kolom, mm
$e$	= Total entrainment, kg/det
$E$	= <i>Joint efficiency</i> , dimensionless
$F$	= <i>Friction factor</i> , dimensionless
$F_{iv}$	= Paramater aliran, dimensionless
$h_a$	= <i>Aerated liquid drop</i> , m
$h_f$	= <i>Froth height</i> , mm
$h_w$	= <i>Weir height</i> , mm
$h_\sigma$	= <i>Weep point</i> , cm
$H$	= Tinggi kolom, m
$L_w$	= <i>Weir length</i>
$L$	= Laju alir massa <i>liquid solvent</i> , kg/det
$N_m$	= Jumlah tray minimum
$\Delta P$	= <i>Pressure drop</i>
$P$	= Tekanan desain, atm
$q$	= Laju alir volume umpan <i>solvent</i> , m <sup>3</sup> /det
$Q$	= Laju alir volume umpan gas, m <sup>3</sup> /det
$Q_p$	= <i>Aeration factor</i> , dimensionless
$R$	= [L/D] <i>refluks ratio</i> , dimensionless
$R_h$	= <i>Radius Hydrolic</i> , m
$R_m$	= Refluks minimum
$R_{eh}$	= <i>Reynold modulus</i> , dimensionless
$S$	= <i>Working stress</i> , N/m <sup>2</sup>
$S_s$	= <i>Stage umpan</i>
$St$	= Jumlah <i>stages</i>
$t$	= Tebal dinding <i>vessel</i> , m
$T$	= Temperatur operasi, °C
$T_{av}$	= Temperatur rata-rata, °C

$U_f$	= Kecepatan aerated mass, $U_f$
$V$	= Laju alir massa umpan gas, kg/det
$V_d$	= <i>Downcomer velocity</i> , m/det
$\alpha$	= Relatif volatil, dimensionless
$\Delta$	= <i>Liquid gradien</i> , cm
$\rho_g$	= Densitas gas, kg/m <sup>3</sup>
$\rho_l$	= Densitas liquid, kg/m <sup>3</sup>
$\psi$	= <i>Fractional entrainment</i> , dimensionless

## 5. KOLOM DISTILASI

$A_d$	= <i>Downcomer area</i> , m <sup>2</sup>
$A_t$	= <i>Tower area</i> , m <sup>2</sup>
$A_n$	= <i>Net area</i> , m <sup>2</sup>
$A_a$	= <i>Active area</i> , m <sup>2</sup>
$A_b$	= <i>Hole area</i> , m <sup>2</sup>
$A_{da}$	= <i>Aerated area</i> , m <sup>2</sup>
$C$	= Faktor korosi yang dizinkan, m
$C_{sb}$	= Kapasitas vapor, m/det
$D_l$	= <i>Clearance</i> , mm
$d_h$	= Diameter <i>hole</i> , mm
$d_c$	= Diameter kolom, mm
$e$	= Total entrainment, kg/det
$E$	= <i>Joint efficiency</i> , dimensionless
$F$	= <i>Friction factor</i> , dimensionless
$F_{iv}$	= Paramater aliran, dimensionless
$h_a$	= <i>Aerated liquid drop</i> , m
$h_f$	= <i>Froth height</i> , mm
$h_w$	= <i>Weir height</i> , mm
$h_\sigma$	= <i>Weep point</i> , cm
$H$	= Tinggi kolom, m
$L_w$	= <i>Weir length</i>

$L$	= Laju alir massa <i>liquid solvent</i> , kg/det
$N_m$	= Jumlah tray minimum
$\Delta P$	= <i>Pressure drop</i>
$P$	= Tekanan desain, atm
$q$	= Laju alir volume umpan <i>solvent</i> , m <sup>3</sup> /det
$Q$	= Laju alir volume umpan gas, m <sup>3</sup> /det
$Q_p$	= <i>Aeration factor, dimensionless</i>
$R$	= [L/D] <i>refluks ratio, dimensionless</i>
$R_h$	= <i>Radius Hydrolitic</i> , m
$R_m$	= Refluks minimum
$R_{eh}$	= <i>Reynold modulus, dimensionless</i>
$S$	= <i>Working stress</i> , N/m <sup>2</sup>
$S_s$	= <i>Stage umpan</i>
$St$	= Jumlah <i>stages</i>
$t$	= Tebal dinding <i>vessel</i> , m
$T$	= Temperatur operasi, °C
$T_{av}$	= Temperatur rata-rata, °C
$U_f$	= Kecepatan aerated mass, $U_f$
$V$	= Laju alir massa umpan gas, kg/det
$V_d$	= <i>Downcomer velocity</i> , m/det
$\alpha$	= Relatif volatil, dimensionless
$\Delta$	= <i>Liquid gradien</i> , cm
$\rho_g$	= Densitas gas, kg/m <sup>3</sup>
$\rho_l$	= Densitas liquid, kg/m <sup>3</sup>
$\psi$	= <i>Fractional entrainment, dimensionless</i>

## 6. EXTRACTIVE DISTILLATION COLUMN

$A_d$	= <i>Downcomer area</i> , m <sup>2</sup>
$A_t$	= <i>Tower area</i> , m <sup>2</sup>
$A_n$	= <i>Net area</i> , m <sup>2</sup>
$A_a$	= <i>Active area</i> , m <sup>2</sup>

$A_b$	=	<i>Hole area, m<sup>2</sup></i>
$A_{da}$	=	<i>Aerated area, m<sup>2</sup></i>
$C$	=	Faktor korosi yang dizinkan, m
$C_{sb}$	=	Kapasitas vapor, m/det
$Dl$	=	<i>Clearance, mm</i>
$d_h$	=	Diameter <i>hole</i> , mm
$d_c$	=	Diameter kolom, mm
$e$	=	Total entrainment, kg/det
$E$	=	<i>Joint efficiency, dimensionless</i>
$F$	=	<i>Friction factor, dimensionless</i>
$F_{iv}$	=	Paramater aliran, dimensionless
$h_a$	=	<i>Aerated liquid drop, m</i>
$h_f$	=	<i>Froth height, mm</i>
$h_w$	=	<i>Weir height, mm</i>
$h_\sigma$	=	<i>Weep point, cm</i>
$H$	=	Tinggi kolom, m
$L_w$	=	<i>Weir length</i>
$L$	=	Laju alir massa <i>liquid solvent</i> , kg/det
$N_m$	=	Jumlah tray minimum
$\Delta P$	=	<i>Pressure drop</i>
$P$	=	Tekanan desain, atm
$q$	=	Laju alir volume umpan <i>solvent</i> , m <sup>3</sup> /det
$Q$	=	Laju alir volume umpan gas, m <sup>3</sup> /det
$Q_p$	=	<i>Aeration factor, dimensionless</i>
$R$	=	[L/D] <i>refluks ratio, dimensionless</i>
$R_h$	=	<i>Radius Hydrolic, m</i>
$R_m$	=	Refluks minimum
$R_{eh}$	=	<i>Reynold modulus, dimensionless</i>
$S$	=	<i>Working stress, N/m<sup>2</sup></i>
$S_s$	=	<i>Stage umpan</i>
$St$	=	Jumlah stages

t	= Tebal dinding <i>vessel</i> , m
T	= Temperatur operasi, °C
T <sub>av</sub>	= Temperatur rata-rata, °C
U <sub>f</sub>	= Kecepatan aerated mass, U <sub>f</sub>
V	= Laju alir massa umpan gas, kg/det
V <sub>d</sub>	= <i>Downcomer velocity</i> , m/det
α	= Relatif volatil, dimensionless
Δ	= <i>Liquid gradien</i> , cm
ρ <sub>g</sub>	= Densitas gas, kg/m <sup>3</sup>
ρ <sub>l</sub>	= Densitas liquid, kg/m <sup>3</sup>
ψ	= <i>Fractional entrainment</i> , dimensionless

## **DAFTAR LAMPIRAN**

<b>Lampiran 1.</b> Perhitungan Neraca Massa .....	144
<b>Lampiran 2.</b> Perhitungan Neraca Panas .....	229
<b>Lampiran 3.</b> Perhitungan Spesifikasi Peralatan .....	313
<b>Lampiran 4.</b> Perhitungan Ekonomi .....	517

## **BAB I**

### **PENDAHULUAN**

#### **1.1 Latar Belakang**

Indonesia merupakan negara berkembang yang memerlukan pengembangan di segala sektor, salah satunya yaitu sektor industri. Perkembangan industri yang pesat, menyebabkan sektor industri di Indonesia harus mampu bersaing dengan negara lain. Industri kimia menjadi salah satu alternatif dan juga memegang peranan penting untuk memajukan perindustrian di Indonesia. Pembangunan pabrik baru yang bertujuan mengurangi ketergantungan terhadap produk impor maupun bermanfaat dalam penambahan devisa negara sangat diperlukan oleh negara. Salah satu pembangunan pabrik industri kimia yang dapat dilakukan di Indonesia, yaitu pembangunan pabrik industri kimia Etil Tersier Butil Eter (ETBE).

ETBE merupakan salah satu senyawa aditif bensin yang berguna untuk meningkatkan nilai oktan (Yuan, 2006). Sebelum ETBE dimanfaatkan, senyawa lain yang dimanfaatkan untuk bahan aditif bensin adalah Tetra Etil Lead (TEL). Penggunaan TEL yang mengandung timbal (Pb) bersifat beracun sehingga dapat menyebabkan masalah kesehatan jika ditambahkan pada bahan bakar untuk kendaraan bermotor. Selain penggunaan TEL sebagai senyawa aditif, Metil Tersier Butil Eter (MTBE) juga banyak digunakan untuk meningkatkan nilai oktan. Namun dibandingkan dengan ETBE, nilai oktan yang dihasilkan MTBE lebih rendah.

ETBE bersifat lebih ramah lingkungan dibandingkan TEL karena tidak mengandung timbal di dalamnya. Selain ramah lingkungan, ETBE juga dapat digunakan sebagai pelarut senyawa kimia, bahan anti ketukan mesin kendaraan bermotor, dan penambah nilai oktan dalam bahan bakar (Dalli, 2014). Senyawa ETBE di Indonesia pada umumnya di impor dari negara-negara lain seperti Cina, Amerika, Korea, dan Jerman. Pembangunan pabrik ETBE di Indonesia diharapkan dapat mengurangi kebutuhan impor, dan juga dapat membuka lapangan kerja baru di Indonesia. Oleh sebab itu, perlu dilakukan pendirian pabrik yang memproduksi

ETBE di Indonesia sehingga dapat memenuhi kebutuhan industri, dan juga membuat lapangan kerja baru di Indonesia.

### **1.2. Sejarah dan Perkembangan**

Pada tahun 1960, sebuah perusahaan kimia, yaitu Arco Chemical, untuk pertama kali mengadakan penelitian tentang senyawa kimia yang dapat menaikkan angka oktan pada bensin tanpa kandungan timbal (Pb). Sejak tahun 1960, ada tiga macam proses yang digunakan pada pembuatan ETBE dalam skala industri maupun skala laboratorium, yaitu Proses Phillips, Proses UOP/Hulls, dan Proses Snamprogetti. Etil Tersier Butil Eter yang diproduksi secara industri pertama diproduksi di Italia oleh Snamprogetti atau Ecofuel pada tahun 1973. Reaksi yang digunakan untuk membuat ETBE melibatkan perpaduan antara ethanol dan isobutilen. Reaksi ini dibantu dengan katalis resin asam dan fraksi C<sub>4</sub> diproduksi di dalam *catalytic cracking unit* (McKetta, 1993).

Proses Phillips dikembangkan oleh perusahaan kimia bernama Philips Petroleum Co. pada tahun 1979. Eter diproduksi dari produk samping fraksi C<sub>4</sub>, yang umpannya disuplai dari kilang Philips di Borger – Texas. Fraksi C<sub>4</sub> ini selanjutnya direaksikan dengan etanol membentuk ETBE. Kapasitas produksi pabrik ini mencapai 200.000 ton per tahun. Proses UOP/Hulls dikembangkan oleh perusahaan kimia Chemische Were Hulls di Jerman. ETBE yang dihasilkan dari proses ini berasal dari reaksi antara fraksi C<sub>4</sub> minyak bumi dengan etanol dengan bantuan katalis penukar ion sulfat. Perusahaan ini pertama kali beroperasi pada tahun 1979 di Jerman dengan kapasitas produksi 60.000 ton per tahun dan berkembang menjadi 180.000 ton per tahun. Ketiga proses tersebut telah menjadi pilihan umum untuk produksi ETBE sampai saat ini dan telah digunakan oleh beberapa negara maju.

### **1.3. Macam-macam Proses**

Proses pembuatan ETBE pada umumnya menggunakan bahan baku berupa isobutilen dan etanol melalui reaksi eterifikasi. Secara komersial, proses pembuatan ETBE dikembangkan lebih lanjut oleh beberapa perusahaan kimia di Jerman, Jepang, USA, dan Kanada. Berikut ini adalah beberapa macam proses untuk

pembuatan Etil Tersier Butil Eter (ETBE), yaitu proses Phillips, proses UOP/Hulls, Snamprogetti, dan *Ethermax* (Fang, 2013).

### 1.3.1. Proses Phillips

Fraksi C<sub>4</sub> yang mengandung isobutilen dan etanol direaksikan di reaktor dengan katalis resin penukar ion pada temperatur 70°C, tekanan 6 atm dan konversi bias mencapai 92%. Produk hasil reaksi dari reaktor dialirkan menuju ke kolom distilasi untuk pemurnian ETBE dengan tambahan *straight chain butene* untuk memisahkan fraksi C<sub>4</sub> dan etanol yang tidak bereaksi. Etanol dan fraksi C<sub>4</sub> yang tidak bereaksi diumpulkan ke kolom *Pressure Swing Adsorption* (PSA).

*Pressure Swing Adsorption* ini mempunyai dua zona yaitu adsorpsi dan desorpsi. Fraksi C<sub>4</sub> pada zona adsorpsi terperangkap di dalam pori adsorben sehingga terpisah dari aliran yang selanjutnya dapat dialirkan ke Unit Alkilasi, sedangkan etanol dan sedikit hidrokarbon yang tidak teradsorpsi dialirkan ke zona desorpsi untuk dimanfaatkan kembali ke kolom reaktor.

### 1.3.2. Proses UOP/Hulls

Fraksi C<sub>4</sub> yang memiliki kandungan isobutilen direaksikan dengan etanol di dalam reaktor multitubular yang mengandung katalis resin penukar ion. ETBE yang dihasilkan dari reaktor dipisahkan dari fraksi C<sub>4</sub> dan etanol dengan kolom distilasi. Etanol dan uap fraksi C<sub>4</sub> diumpulkan ke kolom absorpsi untuk diambil kembali etanol dengan cara mengontakkan umpan tersebut dengan *solvent*. *Solvent* yang digunakan biasanya berupa etilen glikol. Etanol dan *solvent* selanjutnya dipisahkan dengan menggunakan *stripper* agar *solvent* dapat di daur ulang ke kolom absorpsi sedangkan etanol ditampung kembali ke dalam tangki penampungan. Berikut merupakan reaksi pembentukan ETBE:



### 1.3.3. Proses Snamprogetti

Fraksi C<sub>4</sub> yang mengandung isobutilen direaksikan dengan etanol di dalam reaktor multitubular dengan temperatur 70°C, tekanan 5 atm dan konversi yang bisa mencapai 96%. Isobutilen dan etanol yang tersisa, yang tidak bereaksi dikembalikan kembali ke dalam reaktor *Packed Bed*. Produk ETBE dipisahkan dari fraksi C<sub>4</sub> dengan menggunakan kolom destilasi yang kemudian dimurnikan kembali

dengan kolom ekstraksi untuk menghilangkan etanol yang tersisa. Larutan ekstrak berupa zat pengotor, sedangkan rafinatnya berupa ETBE.

#### 1.3.4. Proses Ethermax

UOP dan Koch Engineering telah menghasilkan teknologi terbaru dalam proses produksi ETBE dengan mengembangkan proses UOP/Hulls. Proses Ethermax dinyatakan dapat menghasilkan *yield* yang lebih tinggi dengan investasi yang lebih rendah daripada teknologi konvensional. Pembaruan teknologi tersebut yaitu dengan menggabungkan dua proses utama dalam proses produksi ETBE, yaitu proses sintesa dan distilasi dalam sebuah tower yang disebut sebagai *Reactive Distillation Column* yang didesain oleh Koch Engineering (Corcoles, 2016).

Penggunaan tower tersebut dapat mengurangi biaya produksi dengan mengeliminasi satu alat berupa reaktor. Penggabungan dari *Koch's Reaction and Distillation (RWD) technology* dan proses Hull yang telah terpercaya menyebabkan proses Ethermax menjadi metode yang paling efektif dalam proses produksi ETBE. *Reactive distillation column* tersebut akan terbagi menjadi tiga bagian, yaitu *rectifying zone*, *catalytic zone*, dan *stripping zone*. Proses reaksi akan terjadi pada *catalytic zone*, dan proses distilasi akan terjadi pada *rectifying zone* dan *stripping zone*. Pada proses Ethermax juga akan digunakan *countercurrent extractive column* untuk memisahkan campuran etanol-air, dimana etanol yang telah terpisahkan akan dialirkan kembali ke *reactive distillation column*.

### 1.4. Sifat Fisika dan Kimia

#### 1.4.1. Isobutilen

##### 1) Sifat Fisika

Rumus molekul	: C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>
Berat molekul	: 56,10 gr/mol
Wujud	: Gas pada 15°C dan 1 atm
Warna	: Tidak berwarna
Titik didih (T <sub>bp</sub> )	: -6,9 °C
Titik beku (T <sub>fp</sub> )	: -140,3°C
Tekanan kritis (P <sub>c</sub> )	: 39,48 atm
Temperatur kritis (T <sub>c</sub> )	: -144,7 °C

<i>Flash Point</i>	: -76 °C
Densitas pada 20°C	: 0,5879 g/ml
Viskositas	: 0,92 cSt pada 25 °C
(Coulson & Richardson Vol. 6, 2003)	

2) Sifat kimia

- a. Reaksi eterifikasi antara isobutilen dengan etanol yang menghasilkan Etil Tersier Butil Eter (ETBE).



1.4.2. Etanol

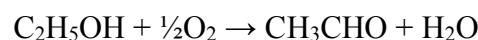
1) Sifat fisika

Rumus molekul	: C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH
Berat molekul	: 46,07 g/mol
Fase	: Cair
Warna	: Tidak berwarna
Titik didih (T <sub>bp</sub> )	: 78,3°C
Tekanan kritis (P <sub>c</sub> )	: 78,5 atm
Temperatur kritis (T <sub>c</sub> )	: 241°C
Densitas	: 789 kg/m <sup>3</sup>

(Coulson & Richardson Vol. 6, 2003)

2) Sifat kimia

- a. Reaksi oksidasi dengan katalis perak (Ag) membentuk Asetaldehida.



1.4.3. Tersier Butil Alcohol (TBA)

1) Sifat Fisika

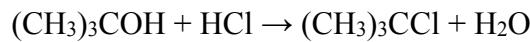
Rumus molekul	: C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O
Berat molekul	: 74,12 g/mol
Wujud	: Liquid
Warna	: Tidak berwarna
Titik didih	: 82,41°C
Titik leleh	: 25,7°C
Temperatur kritis	: 506,2 K

Tekanan kritis	: 39,2 atm
Densitas pada 25 °C	: 0,81 g/mL
Panas pembentukan	: -360,04 kJ/mol

(Coulson & Richardson Vol. 6, 2003)

## 2) Sifat Kimia

- a. Tersier butil alkohol bereaksi dengan logam alkali akan membentuk garam alkali oksida. Jika TBA bereaksi dengan natrium maka akan terbentuk natrium oksida.  $(CH_3)_3COH + Na \rightarrow (CH_3)_3CONa + \frac{1}{2} H_2$
- b. Tersier butil alkohol direaksikan dengan halogen halida akan membentuk senyawa alkil halida.



- c. Tersier butil alkohol dapat mengalami reaksi dehidrasi membentuk isobutilena dan air dengan menggunakan katalis *sulfonic acid cation exchange*.



### 1.4.4. Etil Tersier Butil Eter (ETBE)

#### 1) Sifat Fisika

Rumus molekul	: C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O
Berat molekul	: 102,18 g/mol
Wujud	: Liquid
Warna	: Tidak berwarna
Titik didih	: 73°C
Titik leleh	: -94°C
Temperatur kritis	: 531 K
Tekanan kritis	: 29,9 bar
Densitas pada 25 °C	: 736 kg/m <sup>3</sup>

(Coulson & Richardson Vol. 6, 2003)

#### 2) Sifat Kimia

ETBE merupakan senyawa yang digunakan sebagai zat aditif di dalam bensin untuk meningkatkan nilai oktan bensin.

#### 1.4.5. Katalis Amberlyst 15 Dry

Rumus molekul : C<sub>18</sub>H<sub>18</sub>O<sub>3</sub>S

Berat molekul : 314,399 g/mol

Densitas pada 25°C : 1,2 g/mL

Wujud : Padat, *spherical beads*

## DAFTAR PUSTAKA

- Alibaba. 2020. *Harga Amberlyst-15.* (Online). <https://www.alibaba.com/product-detail/CAS-39389-20-3-AMBERLYST.html?spm=xxdeaeb4209JMYV02>. (Diakses pada tanggal 20 Mei 2020).
- Alibaba. 2020. *Harga Ethanol.* (Online). [https://www.alibaba.com/product-fastest\\_62530399954.html?spm=a2700.galleryofferlist.0.0.38512386tHxuJI&s=p](https://www.alibaba.com/product-fastest_62530399954.html?spm=a2700.galleryofferlist.0.0.38512386tHxuJI&s=p). (Diakses pada tanggal 21 Mei 2020).
- Alibaba. 2020. *Harga Ethyl Tertiary Butyl Ether (ETBE).* (Online). <https://www.alibaba.com/product-detail/CAS-.0.26c67a17NdNxqb&s=p>. (Diakses pada tanggal 20 Mei 2020).
- Alibaba. 2020. *Harga Isobutylene.* (Online). [https://www.alibaba.com/product-detail/GALX50\\_62531508387.html?spm=a2700.galleryofferlist.0.0.707d3b35yTJ3qD](https://www.alibaba.com/product-detail/GALX50_62531508387.html?spm=a2700.galleryofferlist.0.0.707d3b35yTJ3qD). (Diakses pada tanggal 21 Mei 2020).
- Alibaba. 2020. *Harga Tertiary Butyl Alcohol.* (Online). [https://www.alibaba.com/trade/search?fsb=y&IndexArea=product\\_en&CatId=&SearchText=tertiary+butyl+alcohol](https://www.alibaba.com/trade/search?fsb=y&IndexArea=product_en&CatId=&SearchText=tertiary+butyl+alcohol). (Diakses pada tanggal 21 Mei 2020).
- Badan Pusat Statistik. 2020. *Data Impor ETBE di Indonesia.* (Online) [http://www.bps.go.id/all\\_newtemplate.php/](http://www.bps.go.id/all_newtemplate.php/). (Diakses pada tanggal 5 Februari 2020).
- Bank Indonesia. 2020. *Suku Bunga Untuk Investasi Loan.* (Online). [https://www.bi.go.id/seki/tabel/TABEL1\\_26.pdf](https://www.bi.go.id/seki/tabel/TABEL1_26.pdf). (Diakses pada tanggal 20 Mei 2020).
- Barbosa, D., dan Doherty, M. 1987. Design and Minimum Reflux Calculations for Double-Feed Multicomponent Reactive Distillation Columns. *Chemical Engineering Science.* Vol. 43(9): 2377-2389.
- Corcoles, J. H. 2016. *Synthesis of Ethers as Oxygenated Additives for The Gasoline Pool (Dissertation).* Barcelona: Universitat De Barcelona.
- Coulson dan Richardson's. *Chemical Engineering Volume 6 3<sup>rd</sup> Edition.* New York: Butterworth: Heineman.

- Dalli, D., Lois, E., dan Karonis., D. 2014. Pressure and Octane Numbers of Ternary Gasoline-Ethanol-ETBE Blends. *Journal Energy Engineering*. Vol. 140(1): 1-2.
- Fang, Z. 2013. *Liquid, Gaseous, and Solid Biofuels Conversion Techniques*. Croatia: InTech.
- Felder, R. M. and Rousseau, R. W. 2005. *Elementary Principle of Chemical Process 3<sup>rd</sup> Edition*. United State of America: Jhon Willey and Sons Inc.
- ICF. 2014. *Energy*. (Online). <https://www.icf.com/work/energy>. (Diakses pada tanggal 27 Mei 2020).
- Kern, D. Q. 1965. *Process Heat Transfer*. New York: McGraw-Hill Book, Co.
- Levenspiel, O. 1999. *Chemical Reaction Engineering Third Edition*. United State of America: John Wiley and Sons.
- Matche. 2019. *Data Harga Peralatan*. (Online). <http://www.matche.com>. (Diakses pada tanggal 18 Mei 2020).
- McKetta, J. 1993. *Encyclopedia of Chemical Processing and Design*. New York: Marcel Dekker Inc.
- Perry, Robert H., and Don W. Green. 1975. "Perry's Chemical Engineer's Handbook 5<sup>th</sup> Edition. Tokyo: McGraw-Hill Book Company.
- Peters, M. S. dan Timmerhaus, K. D. 1991. *Plant Design and Chemical Engineers*. Singapore: McGraw Hill
- Smith, J. M., H.C. Van Ness. 2001. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics 6<sup>th</sup> Edition*. New York: McGraw-Hill.
- Syarifuddin, I. 2002. *Alat Industri Kimia*. Palembang: Universitas Sriwijaya.
- Treyball, R.E., 1980. *Mass Tranfer Operations*. New York: McGrawHill Book Company.
- Ulrich, G. D. 1984. *A Guide for Chemical Engineering Process Design and Economics*. New York: John Wiley & Sons.
- Yaws, C. L. 1999. *Chemical Properties Handbook*. New York: McGraw Hill Education.
- Yuan, H. 2006. *ETBE as an Additive in Gasoline: Advantages and Disadvantages (Thesis)*. Sweden: Linkopings Universitet.