

**PRARANCANGAN PABRIK MONOETILEN GLIKOL DARI
ETILEN OKSIDA MELALUI PROSES HIDRASI
KATALITIKDENGAN KAPASITAS 55.000 TON/TAHUN
(Perancangan Reaktor(RE-201))**

(Skripsi)

Oleh

SEPTIAN ADJI PRATAMA

1515041039



JURUSAN TEKNIK KIMIA

FAKULTAS TEKNIKUNIVERSITAS LAMPUNG

BANDAR LAMPUNG

2021

ABSTRAK

PRARANCANGAN PABRIK MONOETILEN GLIKOL MELALUI PROSES HIDRASI KATALITIK DENGAN KAPASITAS 55.000 TON/TAHUN (Tugas Khusus Perancangan Reaktor(RE-201))

Oleh

SEPTIAN ADJI PRATAMA

Monoetilen glikol adalah salah satu bahan baku untuk industri *polyester*. *Polyester* merupakan senyawa polimer jenis termoplastik yang digunakan sebagai bahan baku industri tekstil dan plastic. Pembuatan monoetilenglikol dapat melalui bermacam-macam proses, dua diantaranya yaitu 1) Proses Hidrasi Katalitik dan 2) Proses Karbonasi. Penyediaan kebutuhan utilitas pabrik yaitu meliputi sistem pengolahan dan penyediaan air, sistem penyediaan *steam*, *cooling water*, sistem penyediaan udara tekan, dan sistem pembangkit tenaga listrik.

Kapasitas produksi pabrik yang direncanakan sebesar 55.000 ton/tahun dengan 330 hari kerja dalam 1 tahun. Lokasi pabrik direncanakan didirikan di daerah Cilegon, Banten. Tenaga kerja yang dibutuhkan sebanyak 146 orang dengan bentuk badan usaha Perseroan Terbatas (PT) yang dipimpin oleh seorang Direktur Utama yang dibantu oleh Direktur Produksi dan Direktur Keuangan dengan struktur organisasi *line and staff*.

Dari analisis ekonomi diperoleh:

<i>Fixed Capital Investment</i>	(FCI)	= Rp800.670.670.973
<i>Working Capital Investment</i>	(WCI)	= Rp 141.294.824.289
<i>Total Capital Investment</i>	(TCI)	= Rp941.965.495.262
<i>Break Even Point</i>	(BEP)	= 57,12%
<i>Shut Down Point</i>	(SDP)	= 20,87%
<i>Pay Out Time</i>	(POT)	= 3,52 tahun
<i>Return on Investment</i>	(ROI)	= 23,51%
<i>Discounted cash flow</i>	(DCF)	= 31,92%

Dari analisa ekonomi yang telah dilakukan terhadap prarancangan pabrik monoetilen glikol ini, sudah selayaknya dapat dikaji lebih lanjut, karena memiliki potensi keuntungan dan prospek yang baik.

LEMBAR PENGESAHAN

Judul Skripsi : **PRARANCANGAN PABRIK *MONOETILEN*
GLIKOL DARI *ETILEN OKSIDA* MELALUI PROSES
HIDRASI KATALITIK DENGAN KAPASITAS
55.000 TON/TAHUN
(PerancanganReaktor Fix bed Multitube (RE-201))**

Nama Mahasiswa : SeptianAdjiPratama

No. Pokok Mahasiswa : 1515041039

Program Studi : Teknik Kimia

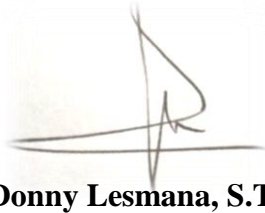
Fakultas : Teknik

MENYETUJUI

1. KomisiPembimbing

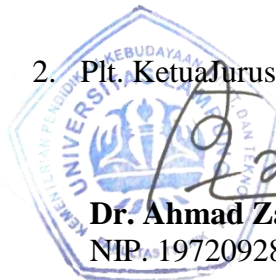



Panca Nugrahini F, S.T., M.T.
NIP.197302032000032001



Donny Lesmana, S.T., M.Sc.
NIP. 19841008 200812 1 003

2. Plt. KetuaJurusanTeknik Kimia



Dr. Ahmad Zaenudin, S.si., M.T.
NIP. 19720928 199903 1 001

MENGESAHKAN

1. Tim Penguji

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

Sekretaris : **Donny Lesmana, S.T., M.Sc.**

Penguji

Bukan Pembimbing : **Yuli Darni, S.T., M.T.**

: **Lia Lismeri, S.T., M.T.**



2. Dekan Fakultas Teknik Universitas Lampung

Prof. Drs. Ir. Suharno, Ph.D., IPU., ASEAN Eng.
NIP 19620717 198703 1 002



Tanggal Lulus Ujian Skripsi : **1 September 2021**

Motto Dan Persembahan

أَطْلُبِ الْعِلْمَ وَلَوْ بِالصِّينِ

Tuntutlah ilmu itu walaupun kenegeri Cina.

مَنْ جَدَّ وَجَدَ

Barangsiapa bersungguh-sungguh, maka ia akan berhasil.

إِذَا رَأَيْتَ الْجُزْءَ الْأَوَّلَ مَنُظَّرَ يَقْكَمَلِيَّ بِالْأَشْوِ كِفَلَاتِيَّ سَفَقْدِي كُونُ الْجُزْءِ الثَّانِي

يَمْفَرُ وَشَابِلُزُّ هُورِ وَالرِّيَّاحِينَ

Jika engkau melihat bagian awal dari perjalanan (hidupmu) penuh dengan durimaka jangan pernah berputus asa, bisa jadi bagian keduanya akan penuh dengan hamparan berbagai macam benda.

SANWACANA

Puji Syukur kepada Allah SWT yang mana atas berkat rahmat dan ridho-Nya sehingga penulis dapat menyusun dan menyelesaikan laporan Penelitian ini.

Dalam laporan ini, penulis dibantu dan dibimbing oleh berbagai pihak baik, secara langsung maupun tidak langsung. Untuk itu penulis ingin mengucapkan terima kasih kepada:

1. Ibu. Panca Nugrahini F, S.T., M.T. selaku dosen pembimbing I yang telah memberikan arahan, Bimbingan, masukan, dan motivasi dalam penyelesaian tugas akhir.
2. Bpk. Donny Lesmana, S.T., M.Sc. Selaku dosen pembimbing II, atas semua ilmu, saran, dukungan, nasehat dan pengertian selama penyelesaian tugas akhir.
3. Kedua Orang Tua, atas dukungan dan motivasinya.
4. Kak Alief Nurtendron (Teknik Kimia 2011), Best of support dari KP, Penelitian, TA. The Best!
5. Ibu. Yuli Darni, S.T., M.T. sebagai penguji I yang telah memberikan kritik dan saran atas penyelesaian tugas akhir ini.
6. Ibu. Lia Lismeri, S.T., M.T. sebagai penguji II yang telah memberikan kritik dan saran yang membangun dalam pengerjaan tugas akhir.

7. Seluruh Dosen Teknik Kimia Universitas Lampung, atas semua ilmu yang telah diberikan, semoga menjadi amal jariyah untuk bapak dan ibu, dan dapat menjadi bekal untuk masa depan.
8. Bpk. Dr. Ahmad Zaenudin, S.Si, M.T. selaku Pelaksana Tugas (Plt.) Jurusan Teknik Kimia Universitas Lampung
9. Bapak prof. Drs. Ir. Suharno, Ph.D., IPU., ASEAN, Eng. Selaku Dekan Fakultas Teknik Universitas Lampung.
10. Calon Ibu dari anak-anak saya kelak.
11. Barisan para mantan dan yang telah pergi tanpa sempat aku miliki.
12. Sahabat Sahabat BFF (Enal, Jusmadi, YogbulMahes), TOBAT, dan BABY yang telah menjadi support untuk membantu penyelesaian tugas akhir hingga sebaik ini.
13. Partner Tugas Akhir, April yang membantu sampai selesai Selesai Tugas Akhir ini, semangat terus untuk april, sukses selalu.
14. Teman-teman Angkatan 2015 lainnya, semoga kalian terus sukses di kemudian hari.
15. Kakak-kakak angkatan 2008-2014 serta adik adik angkatan 2016-2020 yang tidak bisa disebutkan satu persatu. Terimakasih atas bantuannya selama ini.
16. serta semua pihak yang telah membantu yang tidak dapat disebutkan satu persatu.

Semoga segala amal kebaikan dan kerelaannya membantu dalam laporannya mendapat Ridho dan balasan dari Allah SWT. Penyusun menyadari bahwa Tugas Akhir ini masih jauh dari sempurna. Oleh karena itu segala kritik dan saran dari

pembaca yang sifatnya membangun, diterima dengan senang hati, demi kesempurnaan dan kemajuan bersama. penyusun berharap semoga laporan ini berguna bagi pembaca pada umumnya dan masyarakat khususnya. Amin...

Bandar Lampung, 10 Oktober2021

Septian Adji Pratama
Penulis

DAFTAR ISI

Halaman

ABSTRAK

LEMBAR PENGESAHAN

MENGESAHKAN

MOTTO DAN PERSEMBAHAN

SANWACANA

DAFTAR ISI..... i

DAFTAR TABEL iv

DAFTAR GAMBAR..... ix

BAB I PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang 1

1.2 Kegunaan Produk 2

1.3 Ketersediaan Bahan Baku 3

1.4 Analisis Pasar 3

1.5 Lokasi Pabrik 10

BAB II DESKRIPSI PROSES

2.1 Jenis-jenis Proses 14

2.2 Pemilihan Proses 15

2.3 Uraian Proses 38

BAB III SPESIFIKASI BAHAN

3.1 Bahan Baku 40

3.2 Produk	41
------------------	----

BAB IV NERACA MASSA DAN NERACA PANAS

A. Neraca Massa	43
B. Neraca Panas	47

BAB V SPESIFIKASI PERALATAN PROSES DAN UTILITAS

A. Peralatan Proses	50
B. Peralatan Utilitas	66

BAB VI UTILITAS DAN PENGOLAHAN LIMBAH

A. Kebutuhan Air	93
B. Sistem Penyediaan <i>Steam</i>	108
C. Unit Penyedia Udara Instrumen.....	109
D. Unit Pembangkit Tenaga Listrik	110
E. Unit Pengadaan Bahan Bakar.....	110
F. Laboratorium.....	110
G. Pengolahan Limbah.....	116

BAB VII TATA LETAK DAN LOKASI PABRIK

A. Lokasi Pabrik	118
B. Tata Letak Pabrik	121
C. Prakiraan Areal Pabrik	122

BAB VIII MANAGEMEN DAN ORGANISASI PERUSAHAAN

A. Bentuk Perusahaan	127
B. Struktur Organisasi Perusahaan	130
C. Tugas dan Wewenang	132

D. Status Karyawan dan Sistem Penggajian	140
E. Pembagian Jam Kerja Karyawan	140
F. Penggolongan Jabatan dan Jumlah Karywan	143
G. Kesejahteraan Karyawan	148

BAB IX INVESTASI DAN EVALUASI EKONOMI

A. Investasi	151
B. Evaluasi Ekonomi	155
1. <i>Return On Investment</i> (ROI)	155
2. <i>Pay Out Time</i> (POT)	156
3. <i>Break Evan Point</i> (BEP)	157
4. <i>Shut Down Point</i> (SDP)	157
C. Angsuran Pinjaman	158
D. <i>Discounted Cash Flow</i> (DCF)	158

BAB X SIMPULAN DAN SARAN

A. Simpulan	160
B. Saran	160

DAFTAR PUSTAKA

LAMPIRAN A PERHITUNGAN NERACA MASSA

LAMPIRAN B PERHITUNGAN NERACA PANAS

LAMPIRAN C PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN PROSES

LAMPIRAN D PERHITUNGAN UTILITAS

LAMPIRAN E PERHITUNGAN EKONOMI

LAMPIRAN F TUGAS KHUSUS REAKTOR 201 (RE-201)

DAFTAR TABEL

	Halaman
Tabel 1.1. Data Impor Monoetilen Glikol di Indonesia	4
Tabel 1.2. Data Ekspor Monoetilen Glikol di Indonesia	5
Tabel 1.3. <i>Annual Report</i> PT. Polychem Tbk Indonesia	6
Tabel 1.4. Industri Produsen PSF/PFY di Indonesia	11
Tabel 1.5. Industri Produsen PET Resin di Indonesia	12
Tabel 1.6. Industri Produsen NFY Resin di Indonesia	12
Tabel 2.1. Harga Bahan Baku dan Produk	16
Tabel 2.2. Harga Bahan Baku dan Produk	20
Tabel 2.3. Perbandingan Proses Pembuatan Monoetilen Glikol	37
Tabel 4.1. Neraca Massa di Reaktor (RE-201)	44
Tabel 4.2. Neraca Massa Evaporator (EV-201)	45
Tabel 4.3. Neraca Massa di Menara Distilasi (MD-301)	46
Tabel 4.4. Neraca Massa di Menara Distilasi (MD-302)	46
Tabel 4.5. Neraca Panas Reaktor (RE-201)	47
Tabel 4.6. Neraca Panas Evaporator (EV-201)	47
Tabel 4.7. Neraca Panas Menara Distilasi (MD-301)	47
Tabel 4.8. Neraca Panas Menara Distilasi (MD-302)	48
Tabel 4.9. Neraca Panas <i>Condensoar</i> (CD-201)	48
Tabel 4.10. Neraca Panas <i>Heater</i> (HE-101)	48

Tabel 4.11. Neraca Panas <i>Heater</i> (HE-102).....	48
Tabel 4.12. Neraca Panas <i>Cooler</i> (CO-301)	49
Tabel 4.13. Neraca Panas <i>Cooler</i> (CO-302)	49
Tabel 4.14. Neraca Panas <i>Cooler</i> (CO-303)	49
Tabel 5.1. Spesifikasi Tangki Penyimpanan C ₂ H ₄ O (ST-101)	50
Tabel 5.2. Spesifikasi Tangki Penyimpanan C ₂ H ₆ O ₂ (ST-301)	50
Tabel 5.3. Spesifikasi Tangki Penyimpanan C ₄ H ₁₀ O ₃ (ST-302)	51
Tabel 5.4. Spesifikasi Tangki Penyimpanan C ₆ H ₁₄ O ₄ (ST-303).....	52
Tabel 5.5. Spesifikasi Reaktor <i>Fixed Bed Multitube</i> (RE-201)	52
Tabel 5.6. Spesifikasi Evaporator(EV-201)	53
Tabel 5.7. Spesifikasi MenaraDistilasi(MD-301)	54
Tabel 5.8. Spesifikasi MenaraDistilasi(MD-302)	54
Tabel 5.9. Spesifikasi <i>Pressure Reduction Valve 36H Series</i>	55
Tabel 5.10. Spesifikasi Reboiler301(RB-301)	55
Tabel 5.11. Spesifikasi Reboiler302(RB-302)	56
Tabel 5.12. Spesifikasi <i>Condensor</i> 201 (CD-201)	56
Tabel 5.13. Spesifikasi <i>Condensor</i> 301(CD-301)	57
Tabel 5.14. Spesifikasi <i>Condensor</i> 302(CD-302)	58
Tabel 5.16. Spesifikasi <i>Heater</i> 101 (HE-101)	58
Tabel 5.17. Spesifikasi <i>Heater</i> 102 (HE-102).....	59
Tabel 5.18. Spesifikasi <i>Heater</i> 301 (HE-301)	59
Tabel 5.19. Spesifikasi <i>Cooler</i> 301 (CO-301)	60
Tabel 5.20. Spesifikasi <i>Cooler</i> 302 (CO-302).....	61
Tabel 5.21. Spesifikasi <i>Cooleer</i> 303 (CO-303)	61

Tabel 5.22. Spesifikasi Pompa Proses (PP-101)	62
Tabel 5.23. Spesifikasi Pompa Proses (PP-102)	62
Tabel 5.24. Spesifikasi Pompa Proses (PP-301)	63
Tabel 5.25. Spesifikasi Pompa Proses (PP-302)	63
Tabel 5.26. Spesifikasi Pompa Proses (PP-303)	64
Tabel 5.27. Spesifikasi Pompa Proses (PP-304)	65
Tabel 5.28. Spesifikasi Pompa Proses (PP-305)	65
Tabel 5.29. Spesifikasi Bak Sedimentasi (BS-401).....	66
Tabel 5.30. Spesifikasi <i>Hot Basin</i> (HB-401).....	66
Tabel 5.31. Spesifikasi <i>Cold Basin</i> (CB-401)	67
Tabel 5.32. Spesifikasi Tangki Alum (ST-401)	67
Tabel 5.33. Spesifikasi Tangki Kaporit (ST-402)	68
Tabel 5.34. Spesifikasi Tangki Soda Kaustik (ST- 403)	69
Tabel 5.35. Spesifikasi Tangki Air Filter (ST-404)	70
Tabel 5.36. Spesifikasi Tangki Asam Sulfat (ST-405).....	70
Tabel 5.37. Spesifikasi Tangki Dispersan (ST-406)	71
Tabel 5.38. Spesifikasi Tangki Inhibitor (ST-407)	72
Tabel 5.39. Spesifikasi <i>Demin Water Tank</i> (ST-408)	72
Tabel 5.40. Spesifikasi Tangki Air Kondensat (ST-409).....	73
Tabel 5.41. Spesifikasi Tangki Hidrazin (ST-410)	74
Tabel 5.42. Spesifikasi Tangki Bahan Bakar (ST-601)	75
Tabel 5.43. Spesifikasi Klarifier (CF-401).....	75
Tabel 5.44. Spesifikasi <i>Sand Filter</i> (SF-401).....	76
Tabel 5.45. Spesifikasi <i>Cooling Tower</i> (CT-401)	77

Tabel 5.46. Spesifikasi <i>Cation Exchanger</i> (CE-401)	77
Tabel 5.47. Spesifikasi <i>Anion Exchanger</i> (AE-401)	78
Tabel 5.48. Spesifikasi <i>Deaerator</i> (DE-401)	78
Tabel 5.49. Spesifikasi <i>Boiler</i> (BO-401)	79
Tabel 5.50. Spesifikasi <i>Blower Steam</i> (BS-401)	80
Tabel 5.51. Spesifikasi <i>Compressor</i> (CP-501)	80
Tabel 5.52. Spesifikasi Pompa (PU – 401)	80
Tabel 5.53. Spesifikasi Pompa (PU – 402)	81
Tabel 5.54. Spesifikasi Pompa (PU – 403)	81
Tabel 5.55. Spesifikasi Pompa (PU – 404)	82
Tabel 5.56. Spesifikasi Pompa (PU – 405)	82
Tabel 5.57. Spesifikasi Pompa (PU – 406)	83
Tabel 5.58. Spesifikasi Pompa (PU – 407)	83
Tabel 5.59. Spesifikasi Pompa (PU – 408)	84
Tabel 5.60. Spesifikasi Pompa (PU – 409)	85
Tabel 5.61. Spesifikasi Pompa (PU – 410)	85
Tabel 5.62. Spesifikasi Pompa (PU – 411)	86
Tabel 5.63. Spesifikasi Pompa (PU – 412)	86
Tabel 5.64. Spesifikasi Pompa (PU – 413)	87
Tabel 5.65. Spesifikasi Pompa (PU – 414)	87
Tabel 5.66. Spesifikasi Pompa (PU – 415)	88
Tabel 5.67. Spesifikasi Pompa (PU – 416)	88
Tabel 5.68. Spesifikasi Pompa (PU – 417)	89
Tabel 5.69. Spesifikasi Pompa (PU – 418)	89

Tabel 5.70. Spesifikasi Pompa (PU – 419)	90
Tabel 5.71. Spesifikasi Pompa (PU – 420)	90
Tabel 5.72. Spesifikasi Pompa (PU – 421)	91
Tabel 5.73. Spesifikasi Pompa (PU – 422)	91
Tabel 5.74. Spesifikasi Pompa (PU – 423)	92
Tabel 6.1. Kebutuhan Air Pendingin	96
Tabel 6.2. Kebutuhan Air Umpan <i>Boiler</i>	98
Tabel.6.3. Kebutuhan Air Proses	100
Tabel 6.4. Tingkatan Kebutuhan Informasi dan Sistem Pengendalian	115
Tabel 6.5. Pengendalian Variabel Utama Proses	116
Tabel.7.1. Perincian Luas Area Pabrik MonoetilenGlikol	122
Tabel 8.1. Jadwal Kerja Masing-masing Regu	142
Tabel 8.2. Perincian Tingkat Pendidikan	144
Tabel 8.3. Jumlah Operator Berdasarkan Jenis AlatProses	145
Tabel 8.4. Jumlah Operator Berdasarkan Jenis AlatUtilitas	145
Tabel 8.5. Jumlah Karyawan Berdasarkan Jabatan.....	146
Tabel 9.1. <i>Fixed capital investment</i>	152
Tabel 9.2. <i>Manufacturing cost</i>	153
Tabel 9.3. <i>General expenses</i>	154
Tabel 9.4. Biaya Administratif	154
Tabel 9.5. <i>Minimum acceptable persent return on investment</i>	156
Tabel 9.6. <i>Acceptable payout time</i> untuk tingkat resiko pabrik	156
Tabel 9.7. <i>Cummulative Cash Flow</i>	158

DAFTAR GAMBAR

	Halaman
Gambar 1.1. Grafik Impor MonoetilenGlikol di Indonesia	4
Gambar 1.2. GrafikEkspor MonoetilenGlikol di Indonesia.....	5
Gambar 1.3. Grafik Jumlah Produksi Monoetilen Glikol PT. PolychemTbk...	7
Gambar 4.1. Reaktor <i>Fixed Bed Multitube</i> (RE-201)	44
Gambar 4.2. Evaporator (EV-201)	45
Gambar 4.3. Menara Distilasi (MD-301)	45
Gambar 4.4. Menara Distilasi (MD-302)	46
Gambar 5.1. <i>Pressure Reduction Valve 36H Series</i>	55
Gambar 7.1. Peta Provinsi Banten	123
Gambar 7.2. Lokasi Pabrik.....	124
Gambar 7.3. Tata Letak Pabrik dan Fasilitas Pendukung	125
Gambar 7.4. Tata Letak Peralatan Proses	126
Gambar 8.1. Struktur Organisasi Perusahaan	131
Gambar 9.1. Grafik Analisis Ekonomi.....	157
Gambar 9.2. Grafik <i>Cummulative Cash Flow</i>	159

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. LatarBelakang

Perkembangan industri di Indonesia khususnya industri bahan kimia terus mengalami peningkatan ini disebabkan karena sebagian besar industri memerlukan bahan kimia dalam proses manufaktur produknya. Industri di Indonesia, khususnya industri tekstil, bahan pembersih, kosmetik, farmasi dan lainnya membutuhkan bahan baku penunjang, namun di Indonesia bahan baku penunjang tersebut masih harus di impor dari negara lain. Salah satu bahan baku penunjang yang banyak digunakan tersebut yaitu Monoetilenglikol.

Monoetilen glikol merupakan salah satu bahan kimia yang banyak digunakan sebagai bahan baku industri *polyester* (tekstil dan plastik). Disamping dibuat serat yang kemudian dipintal menjadi benang atau langsung menjadi benang *filament* untuk produk tekstil, juga bisa dicetak sebagai bahan *molding* seperti pada pembuatan botol plastik. Selain itu juga Monoetilen glikol dapat digunakan sebagai bahan baku tambahan pada pembuatan cat, minyak rem, solven, alkinresin, tintacetak, tinta ballpoint, *foam stabilizer*, kosmetik, dan bahan anti beku (*anti freeze*).

Saat ini kebutuhan Monoetilen glikol di Indonesia masih dipenuhi oleh PT. Polychem Tbk. yang memproduksi Monoetilen glikol sebanyak 216.000 ton/tahun dan mengimpornya dari 18 negara yang paling banyak yaitu Kuwait dan Arab Saudi. Dikarenakan pabrik yang sudah ada di Indonesia belum bisa memenuhi kebutuhan dalam negeri, maka pendirian pabrik Monoetilen glikol memiliki beberapa alasan selain untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri juga mendorong industri lain memanfaatkan Monoetilenglikol, dapat membuka lapangan pekerjaan untuk lulusan SMA, SMK maupun S1 yang sesuai dengan bidangnya.

1.2. Kegunaan Produk

Adapun produk yang dihasilkan dalam proses ini yaitu produk utama dan produk samping. Produk utama adalah Monoetilenglikol sedangkan produk samping yaitu Dietilenglikol dan Trietilenglikol. Produk tersebut memiliki kegunaan masing-masing yaitu:

1. Monoetilenglikol Di Indonesia sebagian besar Monoetilen glikol diaplikasikan menjadi bahan baku *polyester*. *Polyester* merupakan senyawa polimer jenis termoplastik. Disamping dibuat serat yang kemudian dipintal menjadi benang atau langsung menjadi benang *filament* untuk produk tekstil, juga bisa dicetak sebagai bahan *molding* seperti pada pembuatan botol plastik. (Mc Ketta, 1984).

2. Dietilenglikol

Dietilen glikol dapat dijadikan resin organik sintesis, minyak resin, pendingin refrigerator, industrisolvent, indsutri *Unsaturated Polyester Resin* (UPR) dan bahan peledak.

3. Trietilenglikol

Kegunaan dari Trietilen glikol adalah sebagai medium untuk *heat transfer*, sebagai pelarut karena memiliki titik didih tinggi, pengering gas alam, sebagai sterilisasi pada atmosfer dan pembersih bahan kimia.

1.3. Ketersediaan Bahan Baku

Dalam pembuatan Monoetilen glikol, bahanbaku yang digunakan yakni Etilen Oksida yang diperoleh dari PT. Chandra Asri Petrochemical, Banten dengan kapasitas 522.000 ton/tahun.

1.4. Analisis Pasar

Langkah untuk mengetahui seberapa besar minat pasar terhadap suatu produk yakni dengan cara analisis pasar. Adapun analisis pasar meliputi data impor, data konsumsi Monoetilen glikol, dan data ekspor di Indonesia.

1. Data Impor

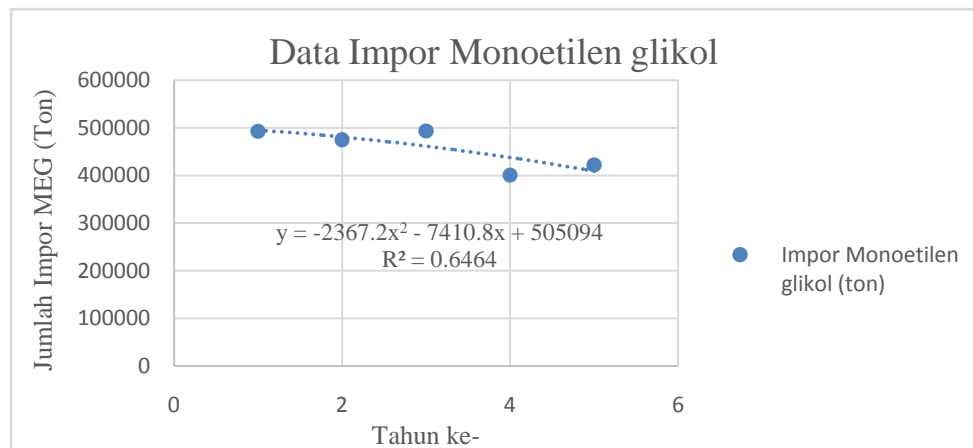
Monoetilen glikol yang dipakai di Indonesia diperoleh dari PT. Polychem Indonesia, namun belum dapat memenuhi kebutuhan Monoetilen glikol dalam negeri. Hal inilah yang menyebabkan

Indonesia masih harus mengimpor dari negara lain. Berikut data impor Monoetilen glikol di Indonesia:

Tabel 1.1. Data Impor Monoetilen glikol di Indonesia

Tahun	Tahun Ke-	Jumlah Impor Monoetilen glikol (ton)
2014	1	492.790,955
2015	2	475.208,611
2016	3	493.489,8
2017	4	400.591,208
2018	5	422.028,032

(Sumber: <http://data.un.org>, 2020)



Gambar 1.1. Grafik Impor Monoetilen Glikol di Indonesia

Berdasarkan gambar 1.1. di atas didapatkan persamaan Y yang memiliki nilai R tertinggi dengan metode polinomial karena data yang diperoleh nilainya saling berdekatan, maka diperkirakan pada tahun 2026 impor Monoetilen glikol ke Indonesia sebesar 8.696 ton.

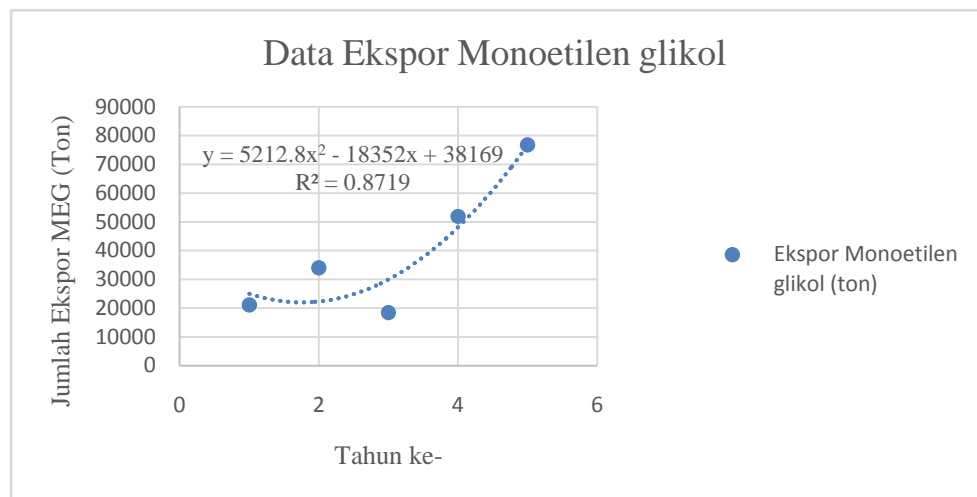
2. Data Ekspor

Adapun Monoetilen glikol yang diproduksi Indonesia juga diekspor ke negara lain yang bertujuan untuk menambah devisa negara. Berikut data ekspor Monoetilen glikol di Indonesia:

Tabel 1.2. Data Ekspor Monoetilen glikol Indonesia

Tahun	Tahun Ke-	Jumlah Ekspor Monoetilen glikol (ton)
2014	1	21.103,843
2015	2	34.033,749
2016	3	18.430,886
2017	4	51.912,2386
2018	5	76.789,7926

(Sumber: <http://data.un.org>, 2020)



Gambar 1.2. Grafik Ekspor Monoetilen Glikol Indonesia

Berdasarkan gambar 1.2. di atas didapatkan persamaan Y yang memiliki nilai R tertinggi dengan metode polinomial karena data yang diperoleh nilainya saling berdekatan, maka diperkirakan pada tahun 2026 ekspor Monoetilen glikol dari Indonesia sebesar 680.556 ton.

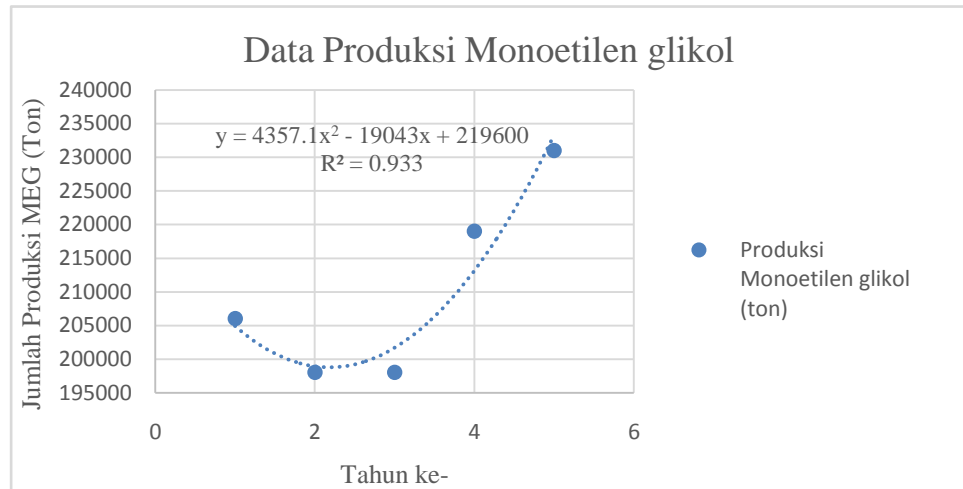
3. Data Produksi

PT. Polychem Tbk. merupakan pabrik Monoetilenglikol yang beroperasi di Indonesia dengan kapasitas 216.000 ton/tahun. Berikut *annual report* PT. Polychem Tbk.

Tabel 1.3. *Annual Report* PT. Polychem Tbk Indonesia

No.	Tahun Produksi	Jumlah Produksi Monoetilenglikol (ton)
1.	2014	206.000
2.	2015	198.000
3.	2016	198.000
4.	2017	219.000
5.	2018	231.000

(Sumber: *Annual Report* Polychem, 2019)



Gambar 1.3. Grafik Produksi Monoetilen Glikol PT. Polychem Tbk

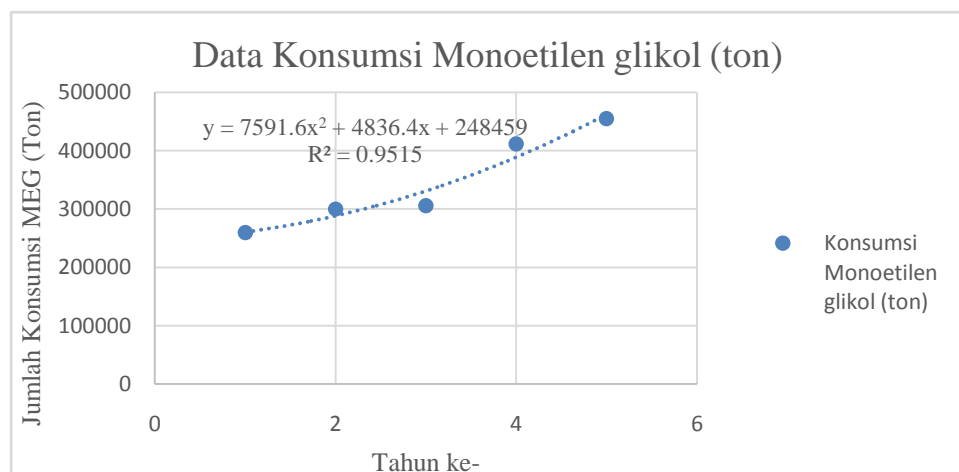
Berdasarkan gambar 1.3 di atas didapatkan persamaan Y yang memiliki nilai R tertinggi dengan metode polinomial karena data yang diperoleh nilainya saling berdekatan, maka diperkirakan pada tahun 2026 produksi monoetilen glikol di PT. Poychem Tbk adalah sebesar 708.390 ton.

4. Data Konsumsi

Monoetilenglikol yang diproduksi Indonesiayakni PT. PolychemTbk. digunakan di industri-industridalamnegerisepertiPabrik*Polyester Stample Fiber* (PSF), *Polyester Filament Yarn* (PFY), *Polyester Terephthalate Resin* danjuga*Nylon Filament Yarn* (NFY). Berikut data konsumsiMonoetilenglikol di Indonesia :

Tabel 1.4. Data Konsumsi Monoetilen glikol di Indonesia

No.	Tahun Produksi	Jumlah Konsumsi Monoetilen glikol (ton)
1.	2014	259.434
2.	2015	299.876
3.	2016	305.872
4.	2017	411.784
5.	2018	455.409



Gambar 1.4. Grafik Konsumsi Monoetilenglikol di Indonesia

Berdasarkan gambar 1.4. di atas didapatkan persamaan Y yang memiliki nilai R tertinggi dengan metode polinomial karena data yang diperoleh nilainya saling berdekatan, maka diperkirakan pada tahun 2026 konsumsi Monoetilen glikol di Indonesia adalah sebesar 1.594.312 ton.

5. Kapasitas Rancangan

Kapasitas produksi suatu pabrik ditentukan berdasarkan data impor, data ekspor, data produksi dan data konsumsi. Menurut Peraturan Perundang-undangan No. 5 Tahun 1999 Pasal 17, tidak mengizinkan pelaku usaha menguasai pasar satu jenis barang tertentu melebihi 50%. Perhitungan kapasitas produksi dapat dilihat seperti dibawah ini:

$$KP = DI + DK - DP - DE$$

Dimana:

KP = Kapasitas Produksi pada tahun X

DI = Data Impor pada tahun X

DK = Data Konsumsi pada tahun X

DP = Data Produksi pada tahun X

DE = Data Ekspor pada tahun X

Sehingga,

$$KP = DI + DK - DP - DE$$

$$KP = (8.696 + 1.594.312 - 708.390 - 680.556) \text{ ton/tahun}$$

$$KP = 214.062 \text{ ton/tahun}$$

$$KP = 25\% \times 214.062 \text{ ton/tahun}$$

$$KP = 53.515 \text{ ton/tahun}$$

Maka, kapasitas rancangan pabrik Monoetilen glikol yang akan didirikan adalah sebesar 55.000 ton/tahun. Bahan baku yang diperoleh dari PT. Chandra Asri Petrochemical, Banten mempunyai kapasitas 522.000 ton/tahun masih dapat terpenuhi.

1.5. Lokasi Pabrik

Lokasi pendirian pabrik dipilih di Cilegon, Banten. Dipilihnya Cilegon sebagai lokasi pendirian pabrik karena Cilegon memenuhi parameter-parameter sebagai berikut:

1. Bahan baku

Bahan baku yang digunakan dalam proses pembuatan Monoetilen glikol adalah Etilen oksida yang diambil dari PT. Chandra Asri Petrochemical yang lokasinya dekat dengan lokasi pendirian pabrik yang direncanakan. Dengan begitu biaya pengiriman bahan baku murah. Sedangkan bahan baku air, didapat dari Waduk Krenceng, Cilegon, Banten.

2. Pemasaran

Dalam aspek pemasaran, yang perlu diperhatikan adalah letak pabrik terhadap pasar yang membutuhkan Monoetilenglikol, agar dapat mengurangi biaya distribusi produk ke lokasi dan waktu pencapaian pasar. Adapun pabrik yang memanfaatkan produk Monoetilen glikol sebagai bahan bakunya kebanyakan berada di Provinsi Banten, Tangerang dan Jawa Barat.

Pabrik yang menggunakan Monoetilen glikol sebagai bahan bakunya ialah Pabrik *Polyester Stamp Fiber (PSF)*, *Polyester Filament Yarn (PFY)*, dan *Polyester Terephthalate Resin (PET)* untuk membuat plastik

terutama botol dan film. Selain itu juga Monoetilen glikol juga digunakan sebagai bahan baku *Nylon Filament Yarn* (NFY), *Nylon Tirecord* (NTC), *cooling agent*, dan *antifreezer*. Sementara Dietilen glikol sebagai produk samping digunakan di Industri *Unsaturated Polyester Resin* (UPR), minyak rem, dan industri *solvent*, sedangkan produk samping Trietilenglikol dimanfaatkan untuk pengeringan gas alam dan pembersih bahan kimia.

Berikut adalah pabrik produsen PSF/PFY, PET, NFY di Indonesia yang menggunakan bahan baku berupa Monoetilen glikol.

Table 1.4. Industri Produsen PSF/PFY di Indonesia

No.	Industri	Lokasi
1.	PT. GT Petrochem Indonesia	Tangerang
2.	PT. Teijin Indonesia Fiber Co	Tangerang
3.	PT. PaniaIndosynter	Bandung
4.	PT. SulinDafin	Tangerang
5.	PT. Tri Rempoa Solo Synthetic	Jakarta
6.	PT. Indonesia Toray Synthetic	Tangerang
7.	PT. KukuhManunggal Fiber Industries	Tangerang
8.	PT. Indorama Synthetic	Purwakarta
9.	PT. Polysindo Eka Industries	Karawang
10.	PT. Vastex Prima Industries	Bandung
11.	PT. SungkyongKeris	Tangerang

12.	PT. Kohap Indonesia	Tangerang
13.	PT. Central Filamen	Bandung

Table 1.5. Industri Produsen PET Resin di Indonesia

No.	Industri	Lokasi
1.	PT. Indorama Synthetic	Purwakarta
2.	PT. Polypet Karya Persada	Cilegon
3.	PT. Bakrie Kasei PET	Cilegon
4.	PT. Petnesia Resindo	Tangerang
5.	PT. Central Filamen	Bandung

Table 1.6. Industri Produsen NFY Resin di Indonesia

No.	Industri	Lokasi
1.	PT. Filamendo	Tangerang
2.	PT. Shinta Nylon Utama	Bekasi
3.	PT. Indachi	Purwakarta

3. Transportasi, Telekomunikasi dan Utilitas

Cilegon merupakan jalur transportasi Merak-Jakarta yang merupakan pintu masuk Pulau Jawa dan Sumatera. Posisi kawasan industri Cilegon yang strategis akan memudahkan transportasi laut untuk pengiriman antar pulau. Cilegon juga memiliki fasilitas jalan kelas satu yang akan memudahkan transportasi darat untuk pendistribusian produk dan

masuknya sumber bahan baku. Kebutuhan air proses dapat dipenuhi dari pengolahan air laut, sedangkan sumber listrik dapat dari PLN dan diproduksi sendiri menggunakan generator.

4. Tenaga Kerja

Tenaga kerja yang dipekerjakan adalah para ahli-ahli dalam bidang masing-masing dan tenaga kerja local disekitar lokasi pabrik.

5. Kondisi Tanah

Cilegon merupakan salah satu kawasan industri di Indonesia dengan tanah yang relatif masih luas dan merupakan tanah datar sehingga menguntungkan dalam pendirian pabrik. Untuk perluasan juga karena Tangerang merupakan daerah industri maka perluasan yang dilakukan akan menguntungkan.

6. Kebijakan Pemerintah

Cilegon merupakan kawasan industri terbuka bagi investor asing. Maka, pemerintah sebagai fasilitator telah memberikan kemudahan dalam perizinan pendirian pabrik, pajak dan lain-lain yang menyangkut pelaksanaan sebuah pabrik.

BAB II

DESKRIPSI PROSES

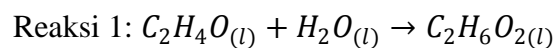
Proses produksi dalam pabrik kimia membutuhkan berbagai macam sistem proses dan sistem proses tersebut dirangkai dalam satu skala sistem proses yang disebut teknologi proses.

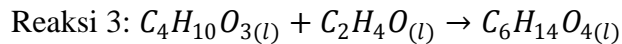
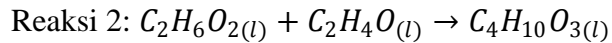
2.1. Jenis-jenis Proses

Pada proses pembuatan Monoetilen glikol, ada berbagai macam proses. Namun, hanya beberapa saja yang dikembangkan antara lain yaitu sebagai berikut:

1. Proses Hidrasi Katalitik

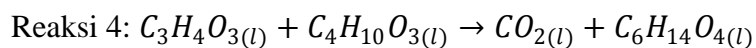
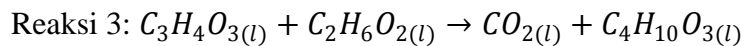
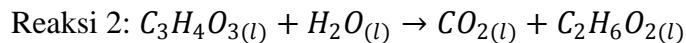
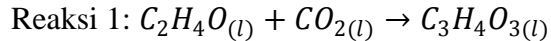
Dalam proses pembuatan Monoetilen glikol dengan cara hidrasi katalitik menggunakan katalis berupa katalis asam atau basa, di mana penggunaan dengan katalis basa, hasil glikol dengan derajat tinggi akan meningkat atau lebih tinggi dibandingkan dengan katalis asam. Efektifitas basa 1/100 dibandingkan asam pada konsentrasi yang sama pada reaksi hidrasi. Untuk pemakaian katalis asam dalam reaktor hidrasi dioperasikan dalam suhu dan tekanan yang relatif lebih rendah. Namun akan membuat larutan sangat korosif dan membutuhkan peralatan anti korosif yang harganya cukup mahal. (McKetta, 1984).





2. Proses Karbonasi

Proses karbonasi dalam pembuatan Monoetilen glikol dilakukan dengan mereaksikan etilen oksida dengan karbon dioksida membentuk etilen karbonat yang kemudian dihidrolisis. Adapun keuntungan yang didapat dari proses karbonasi ini yakni konversi Etilen oksida menjadi Monoetilen oksida yang hampir sempurna dimana hanya sekitar 1% dihasilkan Dietilen glikol dan senyawa glikol lain. (Kirk dan Othmer, 1990).

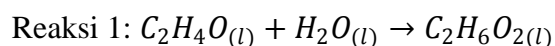


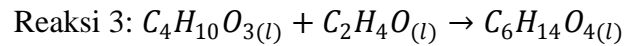
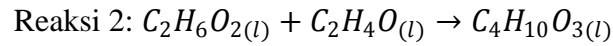
2.2. Pemilihan Proses

1. Berdasarkan Tinjauan Ekonomi

a. Proses Hidrasi Katalitik

Reaksi pembentukan Monoetilen glikol pada proses hidrasi katalitik dengan menggunakan katalis Amberjet 4200 adalah sebagai berikut:





Untuk harga dari bahan baku maupun produk dapat dilihat pada Tabel 2.1 berikut:

Nama Senyawa	Rumus Molekul	BM	Harga (Rp/Kg)
Etilen oksida	C ₂ H ₄ O	44	Rp26.921
Air	H ₂ O	18	-
Amberjet 4200			Rp4.616.921
Monoetilen glikol	C ₂ H ₆ O ₂	62	Rp35.458

(Alibaba,2020)

Basis produk C₄H₆O₂ sebesar 1 kg

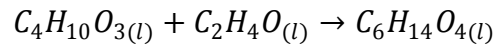
- $$\begin{aligned} \text{Mol produk akhir} &= \frac{\text{massa}}{BM} \\ &= \frac{1}{62} \\ &= 0,016129 \text{ kmol} \end{aligned}$$

Konversi Etilen oksida = 99,9% (US Patent: 6156942)

Selektivitas Monoetilen glikol (MEG) = 96,8% (US Patent: 6156942)

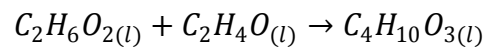
$$\text{Selektivitas MEG (mol\%)} = \frac{100 \times \text{MEG}}{\text{MEG} + 2\text{DEG} + 3\text{TEG}}$$

- Stoikiometri reaksi 3:



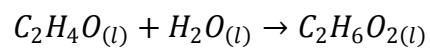
Mula-mula :	d	e	0
Bereaksi :	Y	Y	Y
Sisa :	X	0,01a	Y

- Stoikiometri reaksi 2:



Mula-mula :	b	c	0
Bereaksi :	d	d	d
Sisa :	0,016129	e	d

- Stoikiometri reaksi 1:



Mula-mula :	a	b	0
Bereaksi :	b	b	b
Sisa :	c	0	Y

Dengan rumus selektivitas diatas dilakukan perhitungan dengan metode *goalseek* yang dilakukan dalam *Microsoft excel*. Dari perhitungan tersebut dapat diketahui:

Mol DEG, $X = 0,0001066 \text{ kmol}$

Mol Teg, $Y = 0,0001066 \text{ kmol}$

Sehingga dapat dihitung:

- Kebutuhan bahan baku

1. Etilen oksida ($\text{C}_2\text{H}_4\text{O}$) = $a \times \text{BM}$

$$= 0,01668 \text{ kmol} \times 44$$

$$= 0,7339 \text{ kg}$$

2. Air (H_2O) = $b \times \text{BM}$

$$= 0,02502 \text{ kmol} \times 18$$

$$= 0,45033 \text{ kg}$$

3. Katalis Amberjet 4200

Adapun jumlah dari katalis yang dibutuhkan untuk memproduksi 1 kg monoetilen glikol yaitu sebanyak 0,0493 kg.

- Produk yang dihasilkan

1. Monoetilen glikol ($\text{C}_2\text{H}_6\text{O}_2$) = 1 kg

Sehingga keuntungan yang didapat dari proses hidrasi katalitik untuk memproduksi 1 kg monoetilen glikol, yaitu:

- Biaya pembelian bahan baku

1. Etilen oksida ($\text{C}_2\text{H}_4\text{O}$) = $0,7339 \text{ kg} \times \text{Rp}26.921$

$$= \text{Rp}19.757$$

$$2. \text{ Katalis Amberjet 4200} = 0,000049 \text{ kg} \times \text{Rp}4.616.921$$

$$= \text{Rp}226$$

- Harga penjualan produk

$$1. \text{ Monoetilen glikol (C}_2\text{H}_6\text{O}_2) = 1 \text{ kg} \times \text{Rp}35.458$$

$$= \text{Rp}35.458$$

Keuntungan = harga penjualan produk – biaya pembelian bahan baku

$$= \text{Rp}35.458 - (\text{Rp}19.757 + \text{Rp} 226)$$

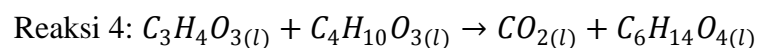
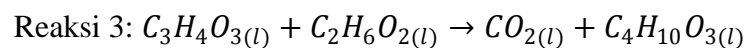
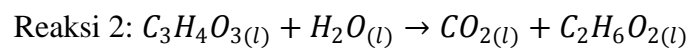
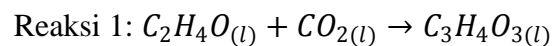
$$= \text{Rp}35.458 - \text{Rp}19.983$$

$$= \text{Rp}15.475/\text{kg MEG}$$

Dari perhitungan diatas, diperoleh keuntungan dari pembuatan 1 kg monoetilen glikol dengan proses hidrasi katalitik adalah sebesar Rp15.475.

b. Proses Karbonasi

Reaksi pembentukan Monoetilen glikol pada proses karbonasi adalah sebagai berikut:



Untuk harga dari bahan baku maupun produk dapat dilihat pada

Tabel 2.2 berikut:

Nama Senyawa	Rumus Molekul	BM	Harga (Rp/Kg)
Etilen oksida	C ₂ H ₄ O	44	Rp26.921
Air	H ₂ O	18	-
Karbon dioksida	CO ₂	44	Rp114
Monoetilen glikol	C ₂ H ₆ O ₂	62	Rp35.458

(Alibaba,2020)

Basis produk C₄H₆O₂ sebesar 1 kg

- $$\begin{aligned} \text{Mol produk akhir} &= \frac{\text{massa}}{BM} \\ &= \frac{1}{62} \\ &= 0,016129 \text{ kmol} \end{aligned}$$

Konversi Etilen oksida (EO) = 99% (US Patent: 4400559)

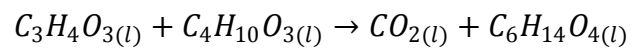
Selektivitas: MEG = 98,9%

DEG = 0,298%

TEG = 0,043% (US Patent: 4400559)

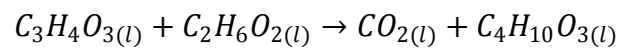
$$\begin{aligned} \text{Total mol produk} &= \frac{\text{mol } C_4H_6O_2}{(\text{Selektivitas } MEG/100)} \\ &= \frac{0,016129}{0,989} \text{ kmol} \\ &= 0,016308 \text{ kmol} \end{aligned}$$

- Stoikiometri Reaksi 4:



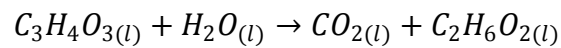
Mula-mula:	Y	e	0	0
Bereaksi:	Y	Y	Y	Y
Sisa:	0	X	Y	Y

- Stoikiometri Reaksi 3:



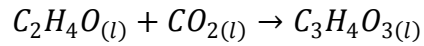
Mula-mula:	d	c	0	0
Bereaksi:	e	e	e	e
Sisa:	Y	0,016129	e	e

- Stoikiometri Reaksi 2:



Mula-mula:	b	c	0	0
Bereaksi:	c	c	c	c
Sisa:	d	0	c	c

- Stoikiometri Reaksi 1:



Mula-mula:	a	b	0
Bereaksi:	b	b	b
Sisa:	Z	0	b

- Dari stoikiometri reaksi 4, nilai X dan Y adalah:

$$Y = \text{selektivitas TEG} \times \text{total mol produk}$$

$$= 0,043 \times 0,016308$$

$$= 0,000702 \text{ kmol}$$

$$X = \text{selektivitas DEG} \times \text{total mol produk}$$

$$= 0,298 \times 0,016308$$

$$= 0,004859 \text{ kmol}$$

Sehingga nilai e adalah:

$$e = Y + X$$

$$e = 0,000702 + 0,004859$$

$$= 0,005561 \text{ kmol}$$

- Dari stoikiometri reaksi 3, nilai c dan d adalah:

$$c = e + 0,016129$$

$$= 0,005561 + 0,016129 = 0,021690 \text{ kmol}$$

$$d = e + Y$$

$$= 0,005561 + 0,000702 = 0,006263 \text{ kmol}$$

- Dari stoikiometri reaksi 2, nilai b adalah:

$$b = c + d$$

$$= 0,021690 + 0,006263 = 0,027953 \text{ kmol}$$

- Dari stoikiometri reaksi 1, nilai a dan Z adalah:

$$a = b / \text{konversi EO}$$

$$= 0,027953 / 0,995 = 0,028093 \text{ kmol}$$

$$Z = a - b$$

$$= 0,028093 - 0,027953 = 0,000140 \text{ kmol}$$

Dari perhitungan yang telah dilakukan diatas, maka dapat ditentukan kebutuhan bahan baku dan produk yang dihasilkan, yaitu:

- Kebutuhan bahan baku

1. Massa $C_2H_4O = a \times BM$

$$= 0,028093 \times 44 = 1,2361 \text{ kg}$$

2. Massa $CO_2 = b \times BM$

$$= 0,027953 \times 44 = 1,2299 \text{ kg}$$

- Produk yang dihasilkan

1. Massa $C_2H_6O_2 = 1 \text{ kg}$

Sehingga dapat dihitung keuntungan yang diperoleh dari proses karbonasi untuk memproduksi 1 kg monoetilen glikol, yaitu:

- Biaya pembelian bahan baku
 1. Etilen oksida (C_2H_4O) = 1,2361 kg x Rp26.921
= Rp33.277
 2. Karbon dioksida (CO_2) = 1,2299 kg x Rp114
= Rp140
- Harga penjualan produk
 1. Monoetilen glikol ($C_2H_6O_2$) = 1 kg x Rp35.458
= Rp35.458

Keuntungan = harga penjualan produk – biaya pembelian bahan baku

$$\begin{aligned}
 &= \text{Rp}35.458 - (\text{Rp}33.277 + \text{Rp}140) \\
 &= \text{Rp}35.458 - \text{Rp}33417 \\
 &= \text{Rp}2.041/\text{kg MEG}
 \end{aligned}$$

Dari perhitungan diatas, diperoleh keuntungan dari pembuatan 1 kg monoetilen glikol dengan proses karbonasi adalah sebesar Rp2.401.

2. Tinjauan Termodinamika

a. Berdasarkan Panas Reaksi (ΔH_{rx})

ΔH menunjukkan panas reaksi yang dihasilkan selama proses berlangsungnya reaksi kimia. Besar atau kecil nilai ΔH tersebut menunjukkan jumlah energi yang dibutuhkan maupun dihasilkan. ΔH bernilai positif (+) menunjukkan bahwa reaksi tersebut membutuhkan panas untuk berlangsungnya reaksi sehingga semakin besar ΔH maka semakin besar juga energi yang dibutuhkan.

Sedangkan ΔH bernilai negatif (-) menunjukkan bahwa reaksi tersebut menghasilkan panas selama proses berlangsungnya reaksi.

Diketahui data energi pembentukan (ΔH_f°) pada 25°C untuk masing – masing komponen (Yaws,1999) :

ΔH_f pada 25°C :

$$\Delta H_f \text{ H}_2\text{O} = -241.800 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_f \text{ CO}_2 = -372.739 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_f \text{ C}_3\text{H}_4\text{O}_3 = -483.986 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_f \text{ C}_2\text{H}_4\text{O} = -52.630 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_f \text{ C}_2\text{H}_6\text{O}_2 = -389.320 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_f \text{ C}_4\text{H}_{10}\text{O}_3 = -571.200 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_f \text{ C}_6\text{H}_{14}\text{O}_4 = -725.090 \text{ kJ/kmol}$$

Data konstanta kapasitas panas (C_p) masing-masing komponen sebagai berikut:

Komponen	A	B	C	D
Air	92,0530	-0,03995	-0,000211	5,3469E-07
EO	35,7200	0,42908	-0,001547	2,4070E-06
MEG	75,8780	0,64182	-0,001649	1,6937E-06
DEG	126,6180	0,85587	-0,001947	1,8725E-06
TEG	162,2330	1,27200	-0,003044	2,9863E-06

C_p masing-masing komponen yang merupakan fungsi suhu, dapat dicari dengan persamaan:

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$$

Untuk menghitung ΔH_r° dapat ditentukan dengan persamaan Smith & Van Ness :

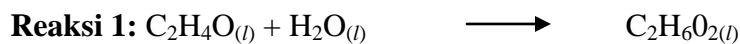
$$\Delta Hr^o = \Delta Hr^o_{298} + R \int_{T_o}^T \frac{\Delta Cp}{R} dT$$

$$\int_{T_o}^T \frac{\Delta Cp}{R} dT = ((\Delta A) + \frac{\Delta B}{2} T_o(\tau + 1) + \frac{\Delta C}{3} T_o^2(\tau^2 + \tau + 1) + \frac{\Delta D}{T_o^2}) (T - T_o)$$

Dimana $\tau = \frac{T}{T_o}$

Berikut hasil perhitungan panas reaksi ΔHr^o pada proses Hidrasi Katalitik dan Karbonasi:

1. Proses Hidrasi Katalitik



- Menghitung ΔH pada kondisi standar, 25°C (298 K):

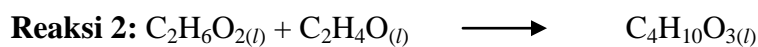
$$\begin{aligned} \Delta H_{(25\text{ }^\circ\text{C})} &= \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \\ &= (\Delta H_f C_2H_6O_2) - (\Delta H_f C_2H_4O + \Delta H_f H_2O) \\ &= (-389.320) - (-52.630 - 241.800) \\ &= -94.890 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

- Menghitung ΔH pada kondisi operasi, 103°C (376 K):

$$\int_{T_o}^T \frac{\Delta Cp}{R} dT = 3.568,4358 \text{ kJ/kmol}$$

$$R \int_{T_o}^T \frac{\Delta Cp}{R} dT = 29.667,9750 \text{ kJ/kmol}$$

$$\begin{aligned} \Delta Hr^o &= -94.890 \text{ kJ/kmol} + 29.667,9750 \text{ kJ/kmol} \\ &= -1,246E+5 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$



- Menghitung ΔH pada kondisi standar, 25°C (298 K):

$$\begin{aligned}\Delta H_{(25^\circ\text{C})} &= (\Delta H_f \text{C}_4\text{H}_{10}\text{O}_3) - (\Delta H_f \text{C}_2\text{H}_6\text{O}_2 + \Delta H_f \text{C}_2\text{H}_4\text{O}) \\ &= (-571.200) - (-389.320 - 52.630) \\ &= -129.250\text{kJ/kmol}\end{aligned}$$

- Menghitung ΔH pada kondisi operasi, 103°C (376 K):

$$\int_{T_o}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT = 6.647,2539 \text{ kJ/kmol}$$

$$R \int_{T_o}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT = 55.265,2685 \text{ kJ/kmol}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_{r^\circ} &= -129.250\text{kJ/kmol} + 55.265,2685 \text{ kJ/kmol} \\ &= -1,845\text{E}+5 \text{ kJ/kmol}\end{aligned}$$



- Menghitung ΔH pada kondisi standar, 25°C (298 K):

$$\begin{aligned}\Delta H_{(25^\circ\text{C})} &= (\Delta H_f \text{C}_6\text{H}_{14}\text{O}_4) - (\Delta H_f \text{C}_4\text{H}_{10}\text{O}_3 + \Delta H_f \text{C}_2\text{H}_4\text{O}) \\ &= (-725.090) - (-571.200 - 52.630) \\ &= -101.260 \text{ kJ/kmol}\end{aligned}$$

- Menghitung ΔH pada kondisi operasi, 103°C (376 K):

$$\int_{T_o}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT = 3.657,0906 \text{ kJ/kmol}$$

$$R \int_{T_o}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT = 30.405,0514 \text{ kJ/kmol}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_{r^\circ} &= -101.260\text{kJ/kmol} + 30.405,0514 \text{ kJ/kmol} \\ &= -1,317\text{E}+5 \text{ kJ/kmol}\end{aligned}$$

Sehingga, ΔHr total pada kondisi operasi, yaitu pada 103°C (376 K) adalah sebagai berikut:

$$\begin{aligned}\Delta Hr_{total} &= \Delta Hr_1 + \Delta Hr_2 + \Delta Hr_3 \\ &= -1,2456E+5 \text{ kJ/kmol} - 1,8452E+5 \text{ kJ/kmol} - 1,3167E+5 \text{ kJ/kmol} \\ &= - 4,4074E+5 \text{ kJ/kmol}\end{aligned}$$

2. Proses Karbonasi



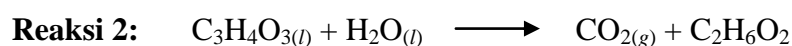
- Menghitung ΔH pada kondisi standar, 25°C (298 K):

$$\begin{aligned}\Delta H_{(25^\circ\text{C})} &= \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \\ &= (\Delta H_f \text{ C}_3\text{H}_4\text{O}_3) - (\Delta H_f \text{ C}_2\text{H}_4\text{O} + \Delta H_f \text{ CO}_2) \\ &= - 483.986 - (-52.630 - 372.739) \\ &= - 58.617 \text{ kJ/kmol}\end{aligned}$$

- Menghitung ΔH pada kondisi operasi, 150°C (423 K):

$$\begin{aligned}\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT &= 35.891,16275 \text{ kJ/kmol} \\ R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT &= 298.399,1271 \text{ kJ/kmol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta Hr^\circ &= -58.617 \text{ kJ/kmol} + 298.399,1271 \text{ kJ/kmol} \\ &= 2,398E+5 \text{ kJ/kmol}\end{aligned}$$



- Menghitung ΔH pada kondisi standar, 25°C (298 K):

$$\Delta H_{(25^\circ\text{C})} = (\Delta H_f \text{ C}_2\text{H}_6\text{O}_2 + \Delta H_f \text{ CO}_2) - (\Delta H_f \text{ C}_3\text{H}_4\text{O}_3 + \Delta H_f \text{ H}_2\text{O})$$

$$= (-389.320 - 372.739) - (-483.986 - 241.800)$$

$$= -36.273 \text{ kJ/kmol}$$

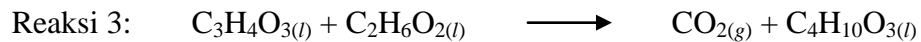
- Menghitung ΔH pada kondisi operasi, 150°C (423 K):

$$\int_{T_o}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT = -29.195,9057 \text{ kJ/kmol}$$

$$R \int_{T_o}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT = -242.734,7596 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_{r^o} = -36.273 \text{ kJ/kmol} - 242.734,7596 \text{ kJ/kmol}$$

$$= -2,7901\text{E}+5 \text{ kJ/kmol}$$



- Menghitung ΔH pada kondisi standar, 25°C (298 K):

$$\Delta H_{(25^\circ\text{C})} = (\Delta H_f \text{C}_4\text{H}_{10}\text{O}_3 + \Delta H_f \text{CO}_2) - (\Delta H_f \text{C}_3\text{H}_4\text{O}_3 + \Delta H_f \text{C}_2\text{H}_6\text{O}_2)$$

$$= (-571.200 - 372.739) - (-483.986 - 241.800)$$

$$= -70.633 \text{ kJ/kmol}$$

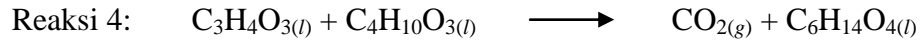
- Menghitung ΔH pada kondisi operasi, 150°C (423 K):

$$\int_{T_o}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT = -23.184,1267 \text{ kJ/kmol}$$

$$R \int_{T_o}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT = -192.752,8291 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_{r^o} = -70.633 \text{ kJ/kmol} - 192.752,8291 \text{ kJ/kmol}$$

$$= -2,6339\text{E}+5 \text{ kJ/kmol}$$



- Menghitung ΔH pada kondisi standar, 25°C (298 K):

$$\begin{aligned} \Delta H_{(25^\circ C)} &= (\Delta H_f C_6H_{14}O_4 + \Delta H_f CO_2) - (\Delta H_f C_3H_4O_3 + \Delta H_f C_4H_{10}O_3) \\ &= (-725.090 - 372.739) - (-483.986 - 571.200) \\ &= -42.643 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

- Menghitung ΔH pada kondisi operasi, 150°C (423 K):

$$\int_{T_o}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT = -29.101,78332 \text{ kJ/kmol}$$

$$R \int_{T_o}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT = -241.952,2259 \text{ kJ/kmol}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{r^\circ} &= -42.643 \text{ kJ/kmol} - 241.952,2259 \text{ kJ/kmol} \\ &= -2,8460E+5 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

Sehingga, ΔH_r total pada kondisi operasi, yaitu pada 150°C (423 K) adalah sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \Delta H_{r_{total}} &= \Delta H_{r_1} + \Delta H_{r_2} + \Delta H_{r_3} + \Delta H_{r_4} \\ &= 2.3980E+5 - 2,7901E+5 - 2,6339E+5 - 2,8460E+5 \\ &= -5,8721E+5 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

b. Berdasarkan Energi Bebas Gibbs (ΔG°)

ΔG° menunjukkan spontan atau tidak spontannya suatu reaksi kimia. Jika ΔG° bernilai positif (+) menunjukkan bahwa reaksi tidak dapat berlangsung secara spontan, sehingga dibutuhkan energi tambahan dari luar. Sedangkan jika ΔG° bernilai negatif (-) menunjukkan bahwa reaksi tersebut dapat berlangsung secara spontan dan hanya membutuhkan sedikit energi. Oleh karena itu semakin kecil atau negatif ΔG° maka reaksi tersebut akan semakin baik karena untuk berlangsung spontan energi yang dibutuhkan semakin kecil.

Diketahui data energi bebas Gibbs (ΔG°) pada 25°C untuk masing – masing komponen (Yaws,1999) :

ΔG_{CO_2}	= -394.380 kJ/mol
ΔG_{H_2O}	= -228.600 kJ/mol
$\Delta G_{C_2H_4O}$	= -13.100 kJ/mol
$\Delta G_{C_3H_4O_3}$	= -410.000 kJ/mol
$\Delta G_{C_2H_6O_2}$	= -304.470 kJ/mol
$\Delta G_{C_4H_{10}O_3}$	= -409.000 kJ/mol
$\Delta G_{C_6H_{14}O_4}$	= -486.520 kJ/mol

Data konstanta kapasitas panas (Cp) masing-masing komponen sebagai berikut:

Komponen	A	B	C	D
Air	92,0530	-0,03995	-0,000211	5,3469E-07
EO	35,7200	0,42908	-0,001547	2,4070E-06
MEG	75,8780	0,64182	-0,001649	1,6937E-06
DEG	126,6180	0,85587	-0,001947	1,8725E-06
TEG	162,2330	1,27200	-0,003044	2,9863E-06

Cp masing-masing komponen yang merupakan fungsi suhu, dapat dicari dengan persamaan:

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$$

Untuk menentukan ΔGr^o digunakan persamaan:

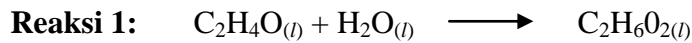
$$\Delta Gr^o = \Delta Ho^o - \frac{T}{T_o} (\Delta Ho^o - \Delta Go^o) + R \int_{T_o}^T \frac{\Delta Cp}{R} dT - RT \int_{T_o}^T \frac{\Delta Cp}{R} \cdot \frac{dT}{T}$$

Dimana,

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

Berikut hasil perhitungan energi bebas Gibbs ΔGr^o pada proses Hidrasi Katalitik dan Karbonasi:

1. Proses Hidrasi Katalitik



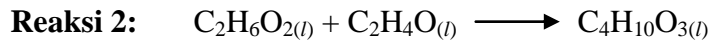
- Menghitung ΔGr^o pada kondisi standar, 25°C (298 K):

$$\begin{aligned} \Delta G_{298} &= (\Delta G_{C_2H_6O_2}) - (\Delta G_{C_2H_4O} + \Delta G_{H_2O}) \\ &= (-304.470) - (-13.100 - 228.600) \\ &= -62.860 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

- Menghitung ΔGr^o pada kondisi operasi, 103°C (376 K):

$$\int_{T_o}^T \frac{\Delta Cp}{R} \cdot \frac{dT}{T} = -1.171,6486 \text{ kJ/kmol}$$

$$\begin{aligned} \Delta Gr^o &= -98.890 - 1,2616 \times (-98.890 + 62.860) + \\ &\quad 29.667,9750 + 1.171,6486 \\ &= -23.640,9030 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$



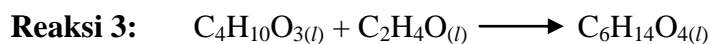
- Menghitung ΔGr^o pada kondisi standar, 25°C (298 K):

$$\begin{aligned}\Delta G_{298} &= (\Delta G C_4H_{10}O_3) - (\Delta G C_2H_6O_2 + \Delta G C_2H_4O) \\ &= (-409.000) - (-304.470 - 13.100) \\ &= -91.520 \text{ kJ/kmol}\end{aligned}$$

- Menghitung ΔGr^o pada kondisi operasi, 103°C (376 K):

$$\int_{T_o}^T \frac{\Delta Cp}{R} \cdot \frac{dT}{T} = 241.7398 \text{ kJ/kmol}$$

$$\begin{aligned}\Delta Gr^o &= -129.250 - 1,2616 \times (-129.250 + 91.520) + \\ &\quad 55.265,2685 + 241,7398 \\ &= -26.625,8021 \text{ kJ/kmol}\end{aligned}$$



- Menghitung ΔGr^o pada kondisi standar, 25°C (298 K):

$$\begin{aligned}\Delta G_{298} &= (\Delta G C_6H_{14}O_4) - (\Delta G C_4H_{10}O_3 + \Delta G C_2H_4O) \\ &= (-486.520) - (-409.000 - 13.100) \\ &= -64.510 \text{ kJ/kmol}\end{aligned}$$

- Menghitung ΔGr^o pada kondisi operasi, 103°C (376 K):

$$\int_{T_o}^T \frac{\Delta Cp}{R} \cdot \frac{dT}{T} = -1,1360 \text{ kJ/kmol}$$

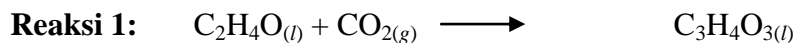
$$\begin{aligned}\Delta Gr^o &= -101.260 - 1,2616 \times (-101.260 + 64.510) + \\ &\quad 30.405,0514 + 1,1360 \\ &= -24.489,5245 \text{ kJ/kmol}\end{aligned}$$

Sehingga, ΔG_r total pada kondisi operasi, yaitu pada 103°C (376 K) adalah sebagai berikut:

$$\begin{aligned}\Delta G_{\text{total}} &= \Delta G_{r1} + \Delta G_{r2} + \Delta G_{r3} \\ &= -23.640,9030 - 26.625,8021 - 24.489,5245 \\ &= -74.756,2296 \text{ kJ/kmol}\end{aligned}$$

Nilai ΔG sebesar $-74.756,2296 \text{ kJ/kmol}$ menunjukkan bahwa reaksi yang terjadi di dalam reaktor dapat berlangsung secara spontan, karena diinginkan nilai $\Delta G^\circ < 0$. Dalam parameter perancangan pabrik kimia berupa parameter termodinamika bahwa nilai $\Delta G^\circ < 0$ dapat terpenuhi.

2. Proses Karbonasi



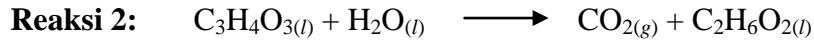
- Menghitung ΔG_r° pada kondisi standar, 25°C (298 K):

$$\begin{aligned}\Delta G_{298} &= (\Delta G \text{ C}_3\text{H}_4\text{O}_3) - (\Delta G \text{ C}_2\text{H}_4\text{O} + \Delta G \text{ CO}_2) \\ &= -410.000 - (-13.100 - 394.380) \\ &= -2.610 \text{ kJ/kmol}\end{aligned}$$

- Menghitung ΔG_r° pada kondisi operasi, 150°C (423 K):

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} \cdot \frac{dT}{T} = -2.869,2886 \text{ kJ/kmol}$$

$$\begin{aligned}\Delta G_r^\circ &= -58.617 - 1,2616 \times (-58.617 + 2.610) + \\ &\quad 35.891,1628 + 2.869,286 \\ &= -2,1899\text{E}+5 \text{ kJ/kmol}\end{aligned}$$



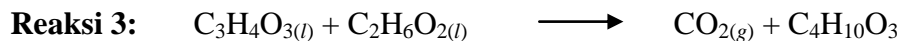
- Menghitung ΔGr^o pada kondisi standar, 25°C (298 K):

$$\begin{aligned}\Delta G_{298} &= (\Delta G C_2H_6O_2 + \Delta G CO_2) - (\Delta G C_3H_4O_3 + \Delta G H_2O) \\ &= (-304.470 - 394.380) - (-410.000 - 228.600) \\ &= -60.250 \text{ kJ/kmol}\end{aligned}$$

- Menghitung ΔGr^o pada kondisi operasi, 150°C (423 K):

$$\int_{T_o}^T \frac{\Delta Cp}{R} \cdot \frac{dT}{T} = 1.811,6537 \text{ kJ/kmol}$$

$$\begin{aligned}\Delta Gr^o &= -36.273 - 1,2616 \times (-36.273 + 60.250) - \\ &\quad 242.734 - 1.811,6537 \\ &= -3,1485E+5 \text{ kJ/kmol}\end{aligned}$$



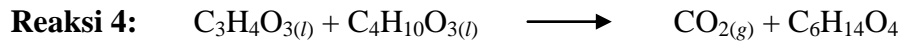
- Menghitung ΔGr^o pada kondisi standar, 25°C (298 K):

$$\begin{aligned}\Delta G_{298} &= (\Delta G C_4H_{10}O_3 + \Delta G CO_2) - (\Delta G C_3H_4O_3 + \Delta G C_2H_6O_2) \\ &= (-409.000 - 394.380) - (-410.000 - 304.470) \\ &= -88.910 \text{ kJ/kmol}\end{aligned}$$

- Menghitung ΔGr^o pada kondisi operasi, 150°C (423 K):

$$\int_{T_o}^T \frac{\Delta Cp}{R} \cdot \frac{dT}{T} = -3.266,5296 \text{ kJ/kmol}$$

$$\begin{aligned}\Delta Gr^o &= -70.633 - 1,2616 \times (-70.633 + 88.910) - \\ &\quad 23.184,1267 + 3.266,5296 \\ &= -2,6339E+5 \text{ kJ/kmol}\end{aligned}$$



- Menghitung ΔGr^o pada kondisi standar, 25°C (298 K):

$$\begin{aligned}\Delta G_{298} &= (\Delta G C_6H_{14}O_4 + \Delta G CO_2) - (\Delta G C_3H_4O_3 + \Delta G C_4H_{10}O_3) \\ &= (-486.520 - 394.380) - (-410.000 - 409.000) \\ &= -61.900 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

- Menghitung ΔGr^o pada kondisi operasi, 150°C (423 K):

$$\int_{T_o}^T \frac{\Delta Cp}{R} \cdot \frac{dT}{T} = -2.364,2723 \text{ kJ/kmol}$$

$$\begin{aligned}\Delta Gr^o &= -42.643 - 1,2616 \times (-42.643 + 61.900) - \\ &\quad 241.952 + 2.364,2723 \\ &= -3,0956E+5 \text{ kJ/kmol}\end{aligned}$$

Sehingga, ΔGr total pada kondisi operasi, yaitu pada 103°C (376 K) adalah sebagai berikut:

$$\begin{aligned}\Delta G_{total} &= \Delta Gr_1 + \Delta Gr_2 + \Delta Gr_3 + \Delta Gr_4 \\ &= -2,1899E+5 - 3,1485E+5 - 2,8606E+5 - 3,0956E+5 \\ &= -1,1295E+6 \text{ kJ/kmol}\end{aligned}$$

Nilai ΔG sebesar $-1,1295E+6$ kJ/kmol menunjukkan bahwa reaksi yang terjadi di dalam reaktor dapat berlangsung secara spontan, karena diinginkan nilai $\Delta G^o < 0$. Dalam parameter perancangan pabrik kimia berupa parameter termodinamika bahwa nilai $\Delta G^o < 0$ dapat terpenuhi.

Secara keseluruhan perbandingan kedua proses di atas dapat dilihat pada Tabel 2.3. berikut :

Tabel 2.3. Perbandingan Proses Pembuatan Monoetilen glikol

Parameter	Proses Hidrasi Katalitik	Proses Karbonasi
Bahan Baku	1. Etilen oksida 2. Air	1. Etilen oksida 2. Carbon dioksida 3. Air
Katalis	Amberjet 4200	-
Jumlah reaktor	1	2
Temperatur operasi (°C)	103	150
Tekanan Operasi (atm)	15	61
Konversi EO (%)	99,9	99,5
Panas Reaksi (ΔHr), kJ/kmol	-4,4074E+5	-5,8721E+5
Energi bebas gibbs (ΔGr), kJ/mol	- 7,4756E+4	- 1,1295E+6
Keuntungan 1 kg produk	Rp 15.475	Rp 2.041

Berdasarkan perbandingan dari Tabel 2.3 di atas maka dalam pembuatan Monoetilen glikol ini dipilih proses Hidrasi Katalitik:

1. Bahan baku yang dibutuhkan lebih sedikit, sehingga dapat menghemat biaya produksi.
2. Produk samping yang dihasilkan lebih sedikit, sehingga dapat memperbanyak proses produksi.
3. Temperatur dan tekanan operasi lebih rendah, sehingga dapat menghemat energi yang dipakai.
4. Konversi EO lebih besar, sehingga produk yang dihasilkan lebih banyak.
5. Jumlah reaktor lebih sedikit, sehingga dapat menghemat biaya.

6. Keuntungan yang didapat dari penjualan 1 kg produk monoetilen glikol lebih besar.

2.3. Uraian Proses

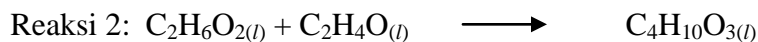
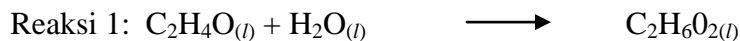
Proses pembuatan monoetilen glikol dari bahan baku etilen oksida dan air terbagi atas 4 tahap yaitu:

1. Tahap Persiapan Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan untuk memproduksi monoetilen glikol adalah etilen oksida dan air. Etilen oksida diperoleh dari PT. Chandra Petro Chemical disimpan dalam *storage tank*. Sedangkan air yang digunakan adalah air *demin* yang diperoleh dari unit utilitas air.

2. Tahap Proses

Kedua bahan tersebut dicampurkan dalam reaktor untuk direaksikan pada kondisi operasi suhu 103°C dan tekanan 15 atm. Reaksi yang terjadi pada reaktor adalah sebagai berikut:



Reaksi ini dibantu oleh katalis Amberjet 4200. Setelah itu, monoetilen glikol yang telah terbentuk dialirkan menara distilasi untuk dipisahkan antara produk utama dan produk samping berdasarkan titik didih.

3. Tahap Pemurnian.

Produk yang keluar dari reaktor mengandung air, maka harus dipisahkan dengan menggunakan evaporator. Produk keluar evaporator masih terdiri dari produk utama yaitu monoetilen glikol dan produk samping yaitu dietilen glikol dan trietilen glikol, sehingga perlu dipisahkan menggunakan menara distilasi.

4. Tahap Pengemasan

Produk utama yaitu monoetilen glikol dan produk samping berupa dietilen glikol dan trietilen glikol merupakan senyawa yang stabil dan tidak bersifat korosif. Produk ini dapat ditampung dalam tangki baja ringan. Untuk menghindari kontaminasi produk dan perubahan warna produk, dapat digunakan bahan yang terbuat dari *stainlees steel* dan berkualitas tinggi yang dapat melindungi produk terhadap oksidasi. Untuk transportasi produk dapat digunakan *bulk delivery* berukuran 20 m³ truk tangki dan kapal tanker (Robert Fulton Y., 2001).

BAB X

SIMPULAN DAN SARAN

A. Simpulan

Berdasarkan hasil analisis ekonomi yang telah dilakukan terhadap prarancangan pabrik monoetilen glikol dari etilen oksida dan air dengan kapasitas 55.000 ton/tahun dapat diambil kesimpulan sebagai berikut :

1. *Return on Investment (ROI)* sebesar 23,51%
2. *Pay Out Time* selama 3,52 tahun
3. *Break Event Point (BEP)* sebesar 57,12%
4. *Shut Down Point* sebesar (SDP) sebesar 20,87%

B. Saran

Pabrik monoetilen glikol sebaiknya didirikan secepat mungkin mengingat masih banyaknya kebutuhan monoetilen glikol di dalam negeri yang belum terpenuhi dan jumlah kompetitor yang sangat sedikit sehingga dapat menguasai pangsa pasar di Indonesia.

DAFTAR PUSTAKA

- Altiookka, Mehmet R., and Akyalcin, Sema. 2009. *Kinetics of the Hydration of Ethylene Oxide in the Presence Heterogeneous Catalyst. Ind. Eng. Chem. Res.* 2009, 48, 10840-10844.
- Bachus, L and Custodio, A. 2003. *Know and Understand Centrifugal Pumps.* Bachus Company, Inc. Oxford: UK.
- Badan Pusat Statistik, 2017, *Statistic Indonesia*, www.bps.go.id, Indonesia. Diakses 10 Desember 2017.
- Banchero, Julius T., and Walter L. Badger. 1988. *Introduction to Chemical Engineering.* McGraw Hill : New York.
- Bank Indonesia. 2015. *NilaiKurs.* www.bi.go.id. Diakses 13 September 2018
- Brown.G.George., 1950, *Unit Operation 6^{ed}*, Wiley&Sons, USA.
- Brownell.L.E. and Young.E.H., 1959, *Process Equipment Design 3^{ed}*, John Wiley & Sons, New York.
- Cepci. 2015. *Index.* www.chemengonline.com. Diakses 13 September 2018.
- Coulson.J.M. and Ricardson.J.F., 1983, *Chemical Engineering vol 6*, Pergamon Press Inc, New York.

Coulson J.M., and J. F. Richardson. 2005. *Chemical Engineering 4th edition*.
Butterworth-Heinemann : Washington.

Data Sheet Amberjet 4200 Resin. 2018. *Dow Chemical*

Degremont. 1991. *Water Treatment Handbook. Sixth Edition*. Lavoisier. France.

Dye, Robert Fulton. 2001. *Ethylene Glycols Technology. Korean J. Chem. Eng.*,
18(5), 571-579. Sugar Land, USA.

Fogler, H. Scott. 2006. *Elements of Chemical Reaction Engineering 4th edition*.
Prentice Hall International Inc. : United States of America.

Geankoplis. Christie. J., 1993, *Transport Processes and Unit Operation 3rd ed*,
Allyn & Bacon Inc, New Jersey.

Himmelblau. David., 1996, *Basic Principles and Calculation in Chemical
Engineering*, Prentice Hall Inc, New Jersey.

Hugot, E. 1986. *Handbook of Cane Sugar Engineering*. New York: Elsevier
Science Publishing Company INC.

Kern, Donald Q. 1965. *Process Heat Transfer*. McGraw-Hill Co.: New York.

Kirk, R.E and Othmer, D.F., 1990, "*Encyclopedia of Chemical Technology*", 3rd.,
John Wiley and Sons Inc., New York.

Levenspiel. O., 1972, *Chemical Reaction Engineering 2nd edition*, John Wiley and
Sons Inc, New York.

McCabe. W.L. and Smith. J.C., 1985, *Operasi Teknik Kimia*, Erlangga, Jakarta.

McKetta. John. J., 1984. *Encyclopedia of Chemical Processing and Design*.
Universitas Michigan, Michigan.

Megyesy.E.F., 1983, *Pressure Vessel Handbook*, Pressure Vessel Handbook
Publishing Inc, USA.

Metcalf and Eddy, 1991, *Wastewater Engineering Treatment, Disposal, Reuse*,
Mc Graw-Hill Book Company, New York.

Perry.R.H. and Green.D., 1997, *Perry's Chemical Engineer Handbook 7th^{ed}*,
McGraw-Hill Book Company, New York.

Perry, Robert H., and Don W. Green. 1999. *Perry's Chemical Engineers'
Handbook 7th edition*. McGraw Hill : New York.

Perry, Robert H., and Don W. Green. 2008. *Perry's Chemical Engineers'
Handbook 8th edition*. McGraw Hill : New York.

Peter.M.S. and Timmerhause.K.D., 1991, *Plant Design an Economic for
Chemical Engineering 3^{ed}*, McGraww-Hill Book Company, New York.

Powell, S.T., 1954, "Water Conditioning for Industry", McGraw Hill Book
Company, New York.

PT. Polychem Indonesia Tbk., 2016. LaporanTahunan 2016 *Annual Report*.
Jakarta.

Rase.1977.*Chemical Reactor Design for Process Plant, Vol. 1st, Principles and
Techniques*.John Wiley and Sons : New York

Rebsdatt, S., and Mayer D., 2011. *Ethylene Glycol. Ullmann's Encyclopedia Of Industrial Chemistry.*

Smith, J.M. and Van Ness, H.C., 1975, *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics 3^{ed}*, McGraw-Hill Inc, New York.

Smith, J.M., H.C. Van Ness, and M.M. Abbott. 2001. *Chemical Engineering Thermodynamics 6th edition.* McGraw Hill : New York.

Syamiazi, Fauzi D. N., Saifullah, dan Indaryanto, Forcep R., 2015. Kualitas Air di Waduk Nadra Kerenceng Kota Cilegon Provinsi Banten. *Jurnal Akuatika* Vol. VI, No. 2 (161-169). ISSN 0853-2532.

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

Timmerhaus, Klaus D., Max S. Peters, and Ronald E. West. 2002. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers 5th edition.* McGraw-Hill : New York.

Treyball, R.E., 1983, *Mass Transfer Operation 3^{ed}*, McGraw-Hill Book Company, New York.

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

United States Patent No. 4,400,559., "Process For Preparing Ethylene Glycol".

United States Patent No. 6,156,942., “*Catalyst Stabilizing Additive In The Hydrolysis Of Alkylene Oxides*”.

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

Wallas. S.M., 1988, *Chemical Process Equipment*, Butterworth Publishers, Stoneham USA.

Yaws, C.L., 1999, *Chemical Properties Handbook*, Mc Graw Hill Book Co., NewYork

www.sigmaaldrich.com, Diaksespada 12 Desember 2017, 19.35 WIB

www.icis.com., Diaksespada Januari 2018

www.matches.com, Diaksespada 10 Agustus 2018, 08.30 WIB

www.novita-elyanti.blogspot.com, 21 Agustus 2018

www.pertamina.com, 5 September 2018

<https://maps.google.com/>, 18 September 2018

www.elearning.gunadarma.ac.id, 14 September 2018

<http://peta.bpn.go.id/>, 20 September 2018