

**PRARANCANGAN PABRIK MONOETILEN GLIKOL ($C_2H_6O_2$)
DARI ETILEN OKSIDA (C_2H_4O) MELALUI PROSES HIDRASI
KATALITIK DENGAN KAPASITAS 85.000 TON/TAHUN
(Tugas Khusus Perancangan Menara Distilasi (MD-301))**

(Skripsi)

Oleh

**Didi Wardoyo
(1715041017)**



**JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS LAMPUNG
BANDAR LAMPUNG
2024**

ABSTRAK

PRARANCANGAN PABRIK MONOETILEN GLIKOL ($C_2H_6O_2$) DARI ETILEN OKSIDA (C_2H_4O) MELALUI PROSES HIDRASI KATALITIK DENGAN KAPASITAS 85.000 TON/TAHUN (Perancangan Menara Distilasi (MD-301))

Oleh

Didi Wardoyo

Pabrik monoetilen glikol berbahan baku etilen oksida dan air, akan didirikan di Kec. Citangkil, Kota Cilegon, Banten. Pabrik ini berdiri dengan mempertimbangkan ketersediaan bahan baku, sarana transportasi yang memadai, tenaga kerja yang mudah didapatkan dan kondisi lingkungan. Pabrik direncanakan memproduksi monoetilen glikol sebanyak 85.000 ton/tahun, dengan waktu operasi 24 jam/hari, 330 hari/tahun. Bahan baku yang digunakan adalah etilen oksida sebanyak 7,876.148 kg/jam dan air sebanyak 4,833.091 kg/jam.

Jumlah karyawan sebanyak 146 orang dengan bentuk perusahaan adalah Perseroan Terbatas (PT) menggunakan struktur organisasi line dan staff. Dari analisis ekonomi diperoleh:

<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>	= Rp 470.558.108.990,-
<i>Working Capital Investment (WCI)</i>	= Rp 83.039.666.292,-
<i>Total Capital Investment (TCI)</i>	= Rp 553.597.775.283,-
<i>Break Even Point (BEP)</i>	= 51,81%
<i>Shut Down Point (SDP)</i>	= 47,06%
<i>Pay Out Time after Taxes (POT)_a</i>	= 3,52 tahun
<i>Return on Investment after Taxes (ROI)_a</i>	= 27,71%
<i>Internal Rate Return (IRR)</i>	= 36,4% %

Mempertimbangkan paparan di atas, sudah selayaknya pendirian pabrik monoetilen glikol ini dikaji lebih lanjut, karena merupakan pabrik yang menguntungkan dan mempunyai masa depan yang baik.

ABSTRACT

**PRADESIGN OF MONOETHYLENE GLYCOL PLANT (C₂H₆O₂)
FROM ETHYLENE OXIDE (C₂H₄O) WITH CATALYTIC
HYDRATION PROCESS CAPACITY 85.000 TONS/YEAR
(Design Distillation Column (MD-301))**

By

Didi Wardoyo

A plant to produce monoethylene glycol from ethylene oxide and water is planned to be located at Kec. Citangkil, Kota Cilegon, Banten. The plant is established by considering availability of raw materials, transportation facilities, readily available labor and environmental conditions. Capacity of the plant is 85.000 tons/year operating 24 hour/day and 330 working days/ year. The plant required 7,876.148 kg/h ethylene oxide and 4,833.091 kg/h water.

Quantity of labor is around 146 people. The plant is managed as a Limited Liability Company (PT), which is headed by a Director who is assisted by a Director of Production and Director of Finance. The company is organized in the form of line and staff structure. From analysis of the plant economy is obtained:

<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>	= Rp 470.558.108.990,-
<i>Working Capital Investment (WCI)</i>	= Rp 83.039.666.292,-
<i>Total Capital Investment (TCI)</i>	= Rp 553.597.775.283,-
<i>Break Even Point (BEP)</i>	= 51,81%
<i>Shut Down Point (SDP)</i>	= 47,06%
<i>Pay Out Time after Taxes (POT)_a</i>	= 3,52 tahun
<i>Return on Investment after Taxes (ROI)_a</i>	= 27,71%
<i>Internal Rate Return (IRR)</i>	= 36,4% %

By considering above the summary, it is suitable study further the monoethylene glycol plant since plant is profitable and has good prospects.

Judul Skripsi : PRARANCANGAN PABRIK MONOETILEN
GLIKOL ($C_2H_6O_2$) DARI ETILEN OKSIDA
(C_2H_4O) MELALUI PROSES HIDRASI
KATALITIK DENGAN KAPASITAS 85.000
TON/TAHUN
(Tugas Khusus Perancangan Menara Distilasi
(MD-301))


Nama Mahasiswa : Didi Wardoyo


Nomor Pokok Mahasiswa : 1715041017

Program Studi : Teknik Kimia

Fakultas : Teknik




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


Muhammad Haviz, S.T., M.T.
NIP. 19900128 2019031015

2. Ketua Jurusan



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

MENGESAHKAN

1. Tim Penguji

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

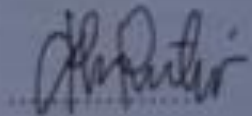
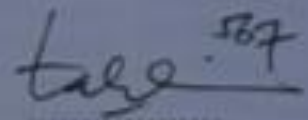
Sekretaris : Muhammad Haviz, S.T., M.T.



Penguji

Bukan Pembimbing I : Taharuddin, S.T., M.Sc.

Bukan Pembimbing II : Dr. Heri Rustamadji, S.T., M.T.



2. Dekan Fakultas Teknik



Dr. Eng. Ir. Holly Fitriawan, S.T., M.Sc. }
NIP. 197509282001121002

Tanggal Lulus Ujian Skripsi : 20 Juni 2024

PERNYATAAN

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

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

Bandar Lampung, 21 Juni 2024



Didi Wardoyo

NPM. 1715041017

RIWAYAT HIDUP



Didi Wardoyo, penulis laporan ini dilahirkan di Jakarta pada tanggal 13 Januari 1999, putra ke empat dari empat bersaudara dari pasangan Bapak Sadi dan Ibu Marsi.

Penulis menyelesaikan pendidikan sekolah dasar di SDN LEBAK 3 pada tahun 2011, pendidikan sekolah menengah pertama di SMPN MUNJUL 3 pada tahun 2014 dan pendidikan sekolah menengah atas di SMAN 7 PANDEGLANG pada tahun 2017.

Pada tahun 2017, penulis terdaftar sebagai Mahasiswa Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Lampung melalui Jalur Afirmasi dan 3T. Selama menjadi mahasiswa penulis aktif dalam organisasi antara lain sebagai Staf Departemen Riset Himpunan Mahasiswa Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Lampung (Himatemia FT Unila) Periode 2018, dan Staff Departemen Riset Himatemia FT Unila Periode 2019.

Pada tahun 2021, penulis melakukan Kuliah Kerja Nyata (KKN) di Desa Munjul, Kecamatan Munjul, Kabupaten Pandeglang-Banten dan melakukan Kerja Praktik (KP) di PT Dover Chemical Cilegon-Banten dengan Tugas Khusus “Perbandingan Desain Burner Lama Terhadap Desain Terhadap Burner Baru”. Pada tahun 2022, penulis melakukan penelitian dengan judul “Pengaruh Konsentrasi Limbah Cair Karet Terhadap Proses Adsorpsi Pelet Komposit Karbon-Beentonite Yang Dilakukan Secara Kontinyu” di Laboratorium Energi Baru Terbarukan, Teknik Kimia Universitas Lampung.

Motto dan Persembahan

“Skripsi Yang Baik Adalah Skripsi Yang Selesai.”

(H. Anies Rasyied Baswedan, S.E., M.P.P., Ph.D.)

“Jam Manusia Selalu Terburu-Buru, Jam Tuhan Selalu
Tepat Waktu”

(El Dear God)

“Maka Sesungguhnya Bersama Kesulitan Ada Kemudahan,
Sesungguhnya Bersama Kesulitan Ada Kemudahan”

(QS. Al-Insyirah (94): 5-6)

“You Shouldn’t Think Of It As Hard Way And Even If You
Get Stressed Out You Should Think Of It As A Happy
Stress”

(Mark Lee)

Sebuah KaryaKu....

Dengan sepenuh hati kupersembahkan tugas akhir ini kepada:

Allah SWT

*Karena kehendak-Nya, semua ini dapat ku peroleh.
Atas berkah dan karunia-Nya, aku bisa menyelesaikan karya kecil ini.
Atas karunia dan anugerah-Nya, aku bisa bertahan selama ini.*

Emak dan Abah,

terima kasih atas segalanya, doa, kasih sayang, pengorbanan dan keikhlasannya. Ini hanyalah setitik balasan yang tidak bisa dibandingkan dengan pengorbanan dan kasih sayang kalian selama ini. Terimakasih atas segalanya.

AA dan Tete, Yangto, Eva Lindayung dan Siti Sadiyah, ponakanku tercinta Ciah dan Relly, terimakasih atas dukungan, doa dan ketulusannya selama ini.

Sahabat-sahabatku,

terimakasih atas dukungan, doa, bantuan dan keceriaannya selama ini.

*Para pengajar sebagai tanda hormatku,
terima kasih atas ilmu yang telah diberikan selama ini baik itu berupa ilmu keteknikkimiaan maupun ilmu kehidupan yang tentunya sangat berguna dan bermanfaat.*

*Dan tak lupa kupersembahkan kepada Almamaterku tercinta,
semoga kelak berguna dikemudian hari.*

SANWACANA

Puji dan syukur penulis ucapkan kepada Allah SWT atas segala rahmat dan karunia-Nya sehingga tugas akhir dengan judul “Prarancangan pabrik monoetilen glikol ($C_2H_6O_2$) dari etilen oksida (C_2H_4O) melalui proses hidrasi katalitik dengan kapasitas 85.000 ton/tahun.” ini dapat diselesaikan dengan baik.

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

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

1. Keluarga tercinta Ema, Abah, Kak Iyang, Teh Eva Lindayung, Teh Sadiyah, Asiah, Relly serta seluruh keluarga besar atas doa, dukungan, kepercayaan, ketulusan dan semangat yang telah diberikan serta cinta dan kasih sayang yang selalu mengiringi setiap saat.
2. Ibu Yuli Darni, S.T., M.T. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Universitas Lampung.
3. Ibu Panca Nugrahini F, S.T., M.T., selaku Dosen Pembimbing I yang telah memberikan bimbingan dan motivasinya dalam penyelesaian tugas akhir. Terima kasih juga telah mengajarkan untuk menjadi insan yang lebih literatif dan teliti.
4. Bapak Muhammad Haviz. S.T., M.T., selaku Dosen Pembimbing II, yang telah memberikan bimbingan dan motivasinya dalam penyelesaian tugas akhir. Semoga ilmu yang diberikan dapat berguna di kemudian hari.
5. Bapak Taharuddin, S.T, M.Sc., selaku Dosen Peguji I yang telah memberikan saran dan kritiknya dalam penyelesaian tugas akhir, serta terima kasih telah mengaktifkan logika dan mengarahkan ke jalan yang benar.
6. Bapak Dr. Heri Rustamadji, S.T., M.T. selaku Dosen Peguji II yang telah memberikan saran dan kritiknya dalam penyelesaian tugas akhir, serta terima kasih telah terus mendorong dan memberikan kemudahan untuk menyelesaikan studi di Teknik Kimia Universitas Lampung.

7. Ibu Panca Nugrahini F, S.T., M.T., selaku Dosen Pembimbing Akademik yang telah banyak memberikan bimbingan dan motivasi selama masa kuliah.
8. Ibu Lia Lismeri, S.T., M.T. selaku Dosen Penanggung Jawab Mata Kuliah Tugas Akhir.
9. Seluruh Dosen dan Civitas Akademika Teknik Kimia Universitas Lampung, atas semua ilmu dan bekal masa depan yang akan selalu bermanfaat.
10. Rio Simbolon, terima kasih atas kerjasamanya selama ini dalam penyelesaian Tugas Akhir. Terimakasih karena sudah membantu dan terus berjuang hingga titik darah penghabisan untuk meraih gelar S.T. ini. Semoga kita menjadi orang yang sukses di jalannya masing-masing dan bermanfaat bagi banyak orang.
11. Alpret, Fikri, Agung, Heri, Rifki, Topan, Ashari, wildan terimakasih sudah selalu memberikan motivasi penulis dalam penyelesaian Tugas akhir.
12. Teman-teman angkatan 2017, Memet, Swarna, Agta, Beti, Anggun, Esvi, Helen, Ria, teman seperjuangan yang sudah menjadi pelengkap yang selalu kritis dan suportif, terima kasih atas kerjasamanya selama ini baik dalam perkuliahan maupun dalam penyelesaian Tugas Akhir.
13. Ikhsan, Farras, adik tingkat tercinta yang senantiasa membantu dan memberikan warna kehidupan selama dikampus tercinta ini.
14. Semua pihak lainnya yang tidak dapat penulis sebutkan satu persatu yang telah membantu.

Semoga Allah SWT membalas semua kebaikan kalian dengan yang lebih baik dan semoga tugas akhir ini dapat bermanfaat bagi semua pihak. Aamiin.

Bandar Lampung, 21 Juni 2024

Penulis,

Didi Wardoyo

DAFTAR ISI

	Halaman
ABSTRAK	i
DAFTAR ISI	xii
DAFTAR TABEL	xv
DAFTAR GAMBAR	xxi
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	15
2.2 Pemilihan Proses	17
2.3 Uraian Proses	42
BAB III SPESIFIKASI BAHAN BAKU DAN PRODUK	
3.1 Bahan Baku	46
3.2 Produk	48
BAB IV NERACA MASSA DAN NERACA PANAS	
A. Neraca Massa	52
B. Neraca Panas	56

BAB V SPESIFIKASI PERALATAN PROSES DAN UTILITAS

A. Peralatan Proses	60
B. Peralatan Utilitas	76

BAB VI UTILITAS DAN PENGOLAHAN LIMBAH

A. Kebutuhan Air	107
B. Sistem Penyediaan <i>Steam</i>	124
C. Unit Penyedia Udara Instrumen	125
D. Unit Pembangkit Tenaga Listrik	125
E. Unit Pengadaan Bahan Bakar.....	125
F. Laboratorium.....	126
G. Pengolahan Limbah.....	133

BAB VII TATA LETAK DAN LOKASI PABRIK

A. Lokasi Pabrik	134
B. Tata Letak Pabrik	137
C. Prakiraan Areal Pabrik	138

BAB VIII MANAGEMEN DAN ORGANISASI

A. Bentuk Perusahaan	143
B. Struktur Organisasi Perusahaan	146
C. Tugas dan Wewenang	148
D. Status Karyawan dan Sistem Penggajian	156
E. Pembagian Jam Kerja Karyawan	156
F. Penggolongan Jabatan dan Jumlah Karywan	159

G. Kesejahteraan Karyawan	164
---------------------------------	-----

BAB IX INVESTASI DAN EVALUASI EKONOMI

A. Investasi	167
B. Evaluasi Ekonomi	171
1. <i>Return On Investment</i> (ROI)	172
2. <i>Pay Out Time</i> (POT)	172
3. <i>Break Even Point</i> (BEP)	173
4. <i>Shut Down Point</i> (SDP)	173
C. Angsuran Pinjaman	174
D. <i>Discounted Cash Flow</i> (DCF)	174

BAB X SIMPULAN DAN SARAN

A. Simpulan	176
B. Saran	176

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 MENARA DISTILASI (MD-301)

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	7
Tabel 1.4. Data Konsumsi Monoetilen Glikol di Indonesia	8
Tabel 1.5. Industri Produsen PSF/PFY di Indonesia	12
Tabel 1.6. Industri Produsen PET Resin di Indonesia	12
Tabel 1.7. Industri Produsen NFY Resin di Indonesia	13
Tabel 2.1. Harga Bahan Baku dan Produk	17
Tabel 2.2. Harga Bahan Baku dan Produk	22
Tabel 2.3. Perbandingan Proses Pembuatan Monoetilen Glikol	41
Tabel 4.1. Neraca Massa Reaktor (RE-201)	52
Tabel 4.2. Neraca Massa Evaporator (EV-201)	53
Tabel 4.3. Neraca Massa Menara Distilasi (MD-301)	54
Tabel 4.4. Neraca Massa Menara Distilasi (MD-302)	54
Tabel 4.5. Neraca Massa <i>Condenser</i> (CD-301)	55
Tabel 4.6. Neraca Massa <i>Condenser</i> (CD-302)	55
Tabel 4.7. Neraca Massa <i>Reboiler</i> (RB-301)	55
Tabel 4.8. Neraca Massa <i>Reboiler</i> (RB-302)	56
Tabel 4.9. Neraca Panas Reaktor (RE-201)	56
Tabel 4.10. Neraca Panas Evaporator (EV-201)	57
Tabel 4.11. Neraca Panas Menara Distilasi (MD-301)	57

Tabel 4.12. Neraca Panas Menara Distilasi (MD-302)	57
Tabel 4.13. Neraca Panas Heater (HE-101)	57
Tabel 4.14. Neraca Panas Heater (HE-102)	58
Tabel 4.15. Neraca Panas Heater (HE-301)	58
Tabel 4.16. Neraca Panas <i>Cooler</i> (CO-301)	58
Tabel 4.17. Neraca Panas <i>Cooler</i> (CO-302)	58
Tabel 4.18. Neraca Panas <i>Cooler</i> (CO-303)	59
Tabel 5.1. Spesifikasi Tangki Penyimpanan C ₂ H ₄ O (ST-101)	60
Tabel 5.2. Spesifikasi Tangki Penyimpanan C ₂ H ₆ O ₂ (ST-301)	61
Tabel 5.3. Spesifikasi Tangki Penyimpanan C ₄ H ₁₀ O ₃ (ST-302)	61
Tabel 5.4. Spesifikasi Tangki Penyimpanan C ₆ H ₁₄ O ₄ (ST-303)	62
Tabel 5.5. Spesifikasi Reaktor <i>Fixed Bed Multitube</i> (RE-201)	62
Tabel 5.6. Spesifikasi Evaporator (EV-201)	63
Tabel 5.7. Spesifikasi Menara Distilasi (MD-301)	64
Tabel 5.8. Spesifikasi Menara Distilasi (MD-302)	64
Tabel 5.9. Spesifikasi <i>Pressure Reduction Valve 36H Series</i>	65
Tabel 5.10. Spesifikasi Reboiler 301 (RB-301)	66
Tabel 5.11. Spesifikasi Reboiler 302 (RB-302)	66
Tabel 5.12. Spesifikasi <i>Condensor</i> 201 (CD-201)	67
Tabel 5.13. Spesifikasi <i>Condensor</i> 301 (CD-301)	67
Tabel 5.14. Spesifikasi <i>Condensor</i> 302 (CD-302)	68
Tabel 5.15. Spesifikasi <i>Heater</i> 101 (HE-101)	68
Tabel 5.16. Spesifikasi <i>Heater</i> 102 (HE-102)	69
Tabel 5.17. Spesifikasi <i>Heater</i> 301 (HE-301)	70

Tabel 5.18. Spesifikasi <i>Cooler</i> 301 (CO–301)	70
Tabel 5.19. Spesifikasi <i>Cooler</i> 302 (CO–302)	71
Tabel 5.20. Spesifikasi <i>Cooler</i> 303 (CO–303)	71
Tabel 5.21. Spesifikasi Pompa Proses (PP–101)	72
Tabel 5.22. Spesifikasi Pompa Proses (PP–102)	72
Tabel 5.23. Spesifikasi Pompa Proses (PP–301)	73
Tabel 5.24. Spesifikasi Pompa Proses (PP–302)	74
Tabel 5.25. Spesifikasi Pompa Proses (PP–303)	74
Tabel 5.26. Spesifikasi Pompa Proses (PP–304)	75
Tabel 5.27. Spesifikasi Pompa Proses (PP–305)	76
Tabel 5.28. Spesifikasi Bak Sedimentasi (BS–401)	76
Tabel 5.29. Spesifikasi <i>Hot Basin</i> (HB–401)	77
Tabel 5.30. Spesifikasi <i>Cold Basin</i> (CB–401)	77
Tabel 5.31. Spesifikasi Tangki Alum (ST–401)	78
Tabel 5.32. Spesifikasi Tangki Kaporit (ST–402)	79
Tabel 5.33. Spesifikasi Tangki Soda Kaustik (ST– 403)	79
Tabel 5.34. Spesifikasi Tangki Air Filter (ST–404)	80
Tabel 5.35. Spesifikasi Tangki Asam Sulfat (ST–405)	81
Tabel 5.36. Spesifikasi Tangki Dispersan (ST–406)	82
Tabel 5.37. Spesifikasi Tangki Inhibitor (ST–407)	83
Tabel 5.38. Spesifikasi <i>Demin Water Tank</i> (ST–408)	84
Tabel 5.39. Spesifikasi Tangki Air Kondensat (ST–409)	85
Tabel 5.40. Spesifikasi Tangki Hidrazin (ST–410)	86
Tabel 5.41. Spesifikasi Tangki Bahan Bakar (ST–601)	87

Tabel 5.42. Spesifikasi <i>Clarifier</i> (CF-401)	88
Tabel 5.43. Spesifikasi <i>Sand Filter</i> (SF-401)	89
Tabel 5.44. Spesifikasi <i>Cooling Tower</i> (CT-401)	90
Tabel 5.45. Spesifikasi <i>Cation Exchanger</i> (CE-401)	91
Tabel 5.46. Spesifikasi <i>Anion Exchanger</i> (AE-401)	92
Tabel 5.47. Spesifikasi <i>Deaerator</i> (DE-401)	93
Tabel 5.48. Spesifikasi <i>Boiler</i> (BO-401)	93
Tabel 5.49. Spesifikasi <i>Blower Steam</i> (BS-401)	94
Tabel 5.50. Spesifikasi <i>Compressor</i> (CP-501)	94
Tabel 5.51. Spesifikasi Pompa (PU – 401)	94
Tabel 5.52. Spesifikasi Pompa (PU – 402)	95
Tabel 5.53. Spesifikasi Pompa (PU – 403)	96
Tabel 5.54. Spesifikasi Pompa (PU – 404)	96
Tabel 5.55. Spesifikasi Pompa (PU – 405)	97
Tabel 5.56. Spesifikasi Pompa (PU – 406)	97
Tabel 5.57. Spesifikasi Pompa (PU – 407)	98
Tabel 5.58. Spesifikasi Pompa (PU – 408)	98
Tabel 5.59. Spesifikasi Pompa (PU – 409)	99
Tabel 5.60. Spesifikasi Pompa (PU – 410)	99
Tabel 5.61. Spesifikasi Pompa (PU – 411)	100
Tabel 5.62. Spesifikasi Pompa (PU – 412)	100
Tabel 5.63. Spesifikasi Pompa (PU – 413)	101
Tabel 5.64. Spesifikasi Pompa (PU – 414)	101
Tabel 5.65. Spesifikasi Pompa (PU – 415)	102

Tabel 5.66. Spesifikasi Pompa (PU – 416)	102
Tabel 5.67. Spesifikasi Pompa (PU – 417)	103
Tabel 5.68. Spesifikasi Pompa (PU – 418)	103
Tabel 5.69. Spesifikasi Pompa (PU – 419)	104
Tabel 5.70. Spesifikasi Pompa (PU – 420)	104
Tabel 5.71. Spesifikasi Pompa (PU – 421)	105
Tabel 5.73. Spesifikasi Pompa (PU – 422)	105
Tabel 5.74. Spesifikasi Pompa (PU – 423)	106
Tabel 6.1. Kebutuhan Air Pendingin	110
Tabel 6.2. Kebutuhan Air Umpan <i>Boiler</i>	113
Tabel.6.3. Kebutuhan Air Proses	115
Tabel 6.4. Tingkatan Kebutuhan Informasi dan Sistem Pengendalian	132
Tabel 6.5. Pengendalian Variabel Utama Proses	133
Tabel.7.1. Perincian Luas Area Pabrik Monoetilen Glikol	138
Tabel 8.1. Jadwal Kerja Masing-masing Regu	158
Tabel 8.2. Perincian Tingkat Pendidikan	160
Tabel 8.3. Jumlah Operator Berdasarkan Jenis Alat Proses	161
Tabel 8.4. Jumlah Operator Berdasarkan Jenis Alat Utilitas	161
Tabel 8.5. Jumlah Karyawan Berdasarkan Jabatan	162
Tabel 9.1. <i>Fixed capital investment</i>	168
Tabel 9.2. <i>Manufacturing cost</i>	169
Tabel 9.3. <i>General expenses</i>	170
Tabel 9.4. Biaya Administratif	170
Tabel 9.5. <i>Minimum acceptable percent return on investment</i>	172

Tabel 9.6. <i>Acceptable payout time</i> untuk tingkat resiko pabrik	173
Tabel 9.7. <i>Cummulative Cash Flow</i>	174

DAFTAR GAMBAR

	Halaman
Gambar 1.1. Grafik Impor Monoetilen Glikol di Indonesia	4
Gambar 1.2. Grafik Ekspor Monoetilen Glikol di Indonesia	6
Gambar 1.3. Grafik Produksi Monoetilen Glikol PT Polychem Tbk	7
Gambar 1.2. Grafik Konsumsi Monoetilen Glikol di Indonesia	8
Gambar 4.1. Reaktor <i>Fixed Bed Multitube</i> (RE-201)	52
Gambar 4.2. Evaporator (EV-201)	53
Gambar 4.3. Menara Distilasi (MD-301)	53
Gambar 4.4. Menara Distilasi (MD-302)	54
Gambar 5.1. <i>Pressure Reduction Valve 36H Series</i>	65
Gambar 7.1. Peta Provinsi Banten	139
Gambar 7.2. Lokasi Pabrik	140
Gambar 7.3. Tata Letak Pabrik dan Fasilitas Pendukung	141
Gambar 7.4. Tata Letak Peralatan Proses	142
Gambar 8.1. Struktur Organisasi Perusahaan	147
Gambar 9.1. Grafik Analisis Ekonomi	174
Gambar 9.2. Grafik <i>Cummulative Cash Flow</i>	175

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

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, Sektor-sektor seperti tekstil, bahan pembersih, kosmetik, farmasi, dan lainnya membutuhkan bahan baku pendukung, tetapi di Indonesia, bahan baku pendukung ini harus diimpor dari negara lain. Monoetilen glikol adalah salah satu bahan baku pendukung yang paling banyak digunakan.

Salah satu bahan kimia yang banyak digunakan sebagai bahan baku industri polyester (tekstil dan plastik) adalah monoetilen glikol. Selain digunakan untuk membuat serat yang kemudian dipintal menjadi benang atau langsung menjadi benang filament untuk tekstil, juga bisa dicetak sebagai bahan pembuatan, seperti yang digunakan untuk membuat botol plastik. Monoetilen glikol juga dapat digunakan sebagai bahan tambahan untuk membuat cat, minyak rem, solven, alkin resin, tinta cetak, tinta bola, stabilizer foam, kosmetik, dan bahan anti beku.

PT. Polychem Tbk. saat ini memproduksi 216.000 ton monoetilen glikol per tahun dan mengimpornya dari berbagai negara. Pabrik ini didirikan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan mendorong industri lain untuk menggunakannya, membuka peluang kerja.

1.2 Kegunaan Produk

Proses ini menghasilkan dua produk: produk utama (monoetilen glikol) dan produk samping (dietilen glikol dan trietilen glikol). Produk-produk ini memiliki fungsi masing-masing:

1. Monoetilen glikol

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. Dietilen glikol

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

3. Trietilen glikol

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

Etilen oksida, bahan baku untuk pembuatan monoetilen glikol, diperoleh dari PT Chandra Asri Petrochemical di Banten, yang memiliki kapasitas 522.000 ton per tahun.

1.4 Analisis Pasar

Analisis pasar adalah cara untuk mengetahui minat pasar terhadap suatu produk. Analisis pasar melibatkan data impor, konsumsi monoetilen glikol, dan ekspor di Indonesia.

1. Data Impor

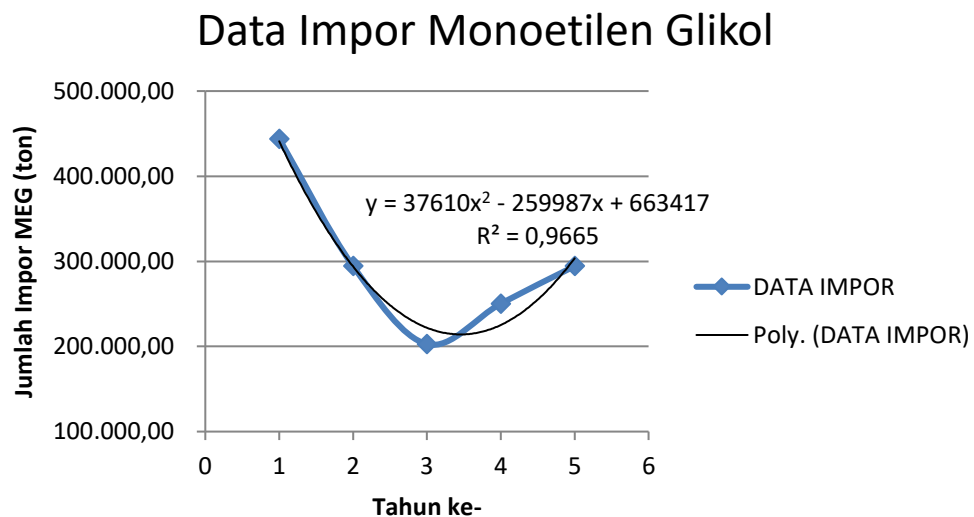
PT. Polychem Indonesia menyediakan monoetilen glikol untuk digunakan di Indonesia, tetapi perusahaan tidak dapat memenuhi kebutuhan negara.

Akibatnya, Indonesia masih mengimpornya dari negara lain. Data impor monoetilen glikol Indonesia adalah sebagai berikut:

Tabel 1.1 Impor Monoetilen glikol di Indonesia

Tahun	Pada tahun	Jumlah Impor Monoetilen glikol (ton)
2018	1	443.997,49
2019	2	294.369,98
2020	3	202.741,07
2021	4	250.346,33
2022	5	294.370,52

(Sumber: BPS, 2024)



Gambar 1.1 Grafik Data Impor Monoetilen Glikol di Indonesia

Gambar 1.1. di atas menunjukkan bahwa persamaan Y dengan metode polinomial menghasilkan nilai R tertinggi. Karena data yang diperoleh saling berdekatan, diperkirakan impor monoetilen glikol ke Indonesia akan mencapai 2.959 ton pada tahun 2029.

2. Data Ekspor

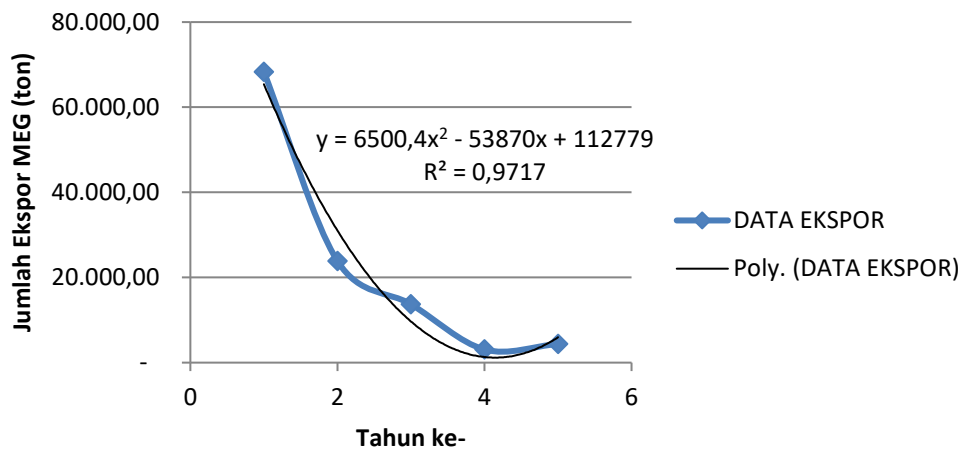
Adapun Monoetilen glikol yang diproduksi Indonesia juga diekspor ke negara lain yang bertujuan untuk menambah devisa negara. Berikut data ekspor Monoetilen glikol di Indonesia:

Tabel 1.2 Data Ekspor Monoetilen glikol Indonesia

Tahun	Tahun Ke-	Jumlah Ekspor Monoetilen glikol (ton)
2018	1	68.318,29
2019	2	23.876,62
2020	3	13.718,15
2021	4	3.078,35
2022	5	4.380,07

(Sumber: BPS, 2024)

Data Ekspor Monoetilen Glikol



Gambar 1.2 Grafik Data Ekspor Monoetilen Glikol Indonesia

Diperkirakan bahwa Indonesia akan mengekspor 402.396 ton monoetilen glikol pada tahun 2029, berdasarkan gambar 1.2. di atas, karena data yang diperoleh saling berdekatan, persamaan Y mendapatkan nilai R tertinggi dengan metode polinomial.

3. Data Produksi

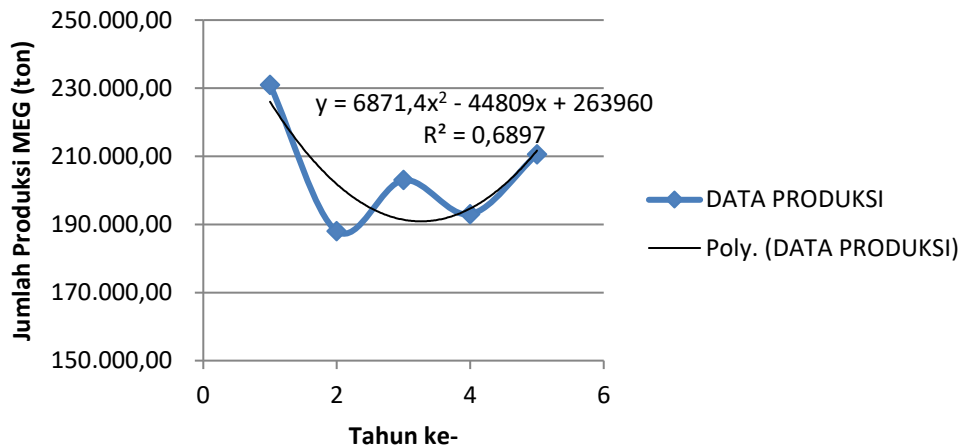
PT. Polychem Tbk. merupakan pabrik Monoetilen glikol yang beroperasi di Indonesia dengan kapasitas 216.000 ton/tahun. Berikut *annual report* PT. Polychem Tbk.

Tabel 1.3 Annual Report PT. Polychem Tbk Indonesia

No.	Tahun Produksi	Jumlah Produksi Monoetilen glikol (ton)
1.	2018	231.000
2.	2019	188.000
3.	2020	203.000
4.	2021	193.000
5.	2022	210.000

(Sumber: Annual Report Polychem, 2024)

Data Produksi Monoetilen Glikol



Gambar 1.3 Grafik Produksi Monoetilen Glikol PT. Polychem Tbk.

Persamaan Y dengan nilai R tertinggi dengan metode polinomial ditemukan, seperti yang ditunjukkan pada gambar 1.3 di atas. Karena data yang diperoleh saling berdekatan, diperkirakan produksi monoetilen glikol PT. Poychem Tbk akan mencapai 715.733 ton pada tahun 2029.

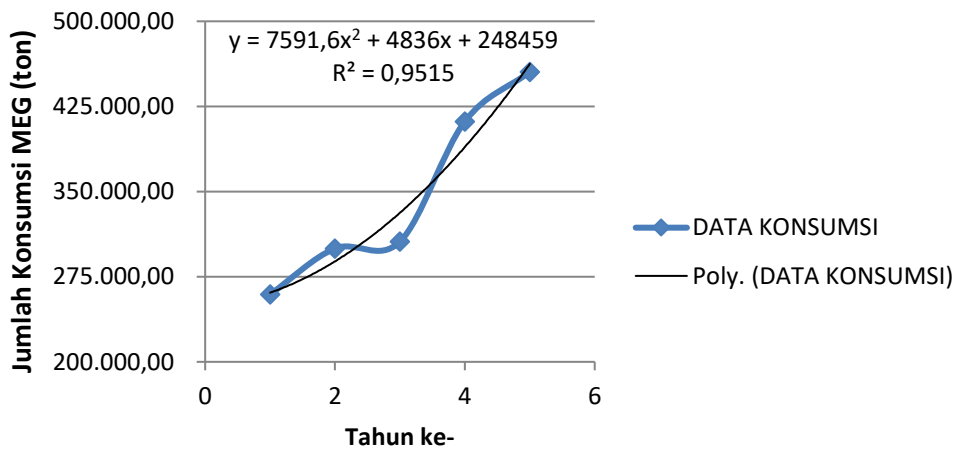
4. Data Konsumsi

PT. Polychem Tbk. membuat monoetilen glikol untuk beberapa industri di Indonesia. Ini termasuk yarn polyester staple fiber (PSF), yarn polyester filament (PFY), polyester Terephtalate resin, dan yarn nylon filament (NFY). Data konsumsi monoetilen glikol di Indonesia adalah sebagai berikut:

Tabel 1.4 Data Konsumsi Monoetilen glikol di Indonesia

No.	Tahun Produksi	Jumlah Konsumsi Monoetilen glikol (ton)
1.	2018	259.434
2.	2019	299.876
3.	2020	305.872
4.	2021	411.784
5.	2022	455.409

Data Konsumsi Monoetilen Glikol



Gambar 1.4 Grafik Konsumsi Monoetilen glikol di Indonesia

Persamaan Y dengan nilai R tertinggi diperoleh dengan metode polinomial, seperti yang ditunjukkan pada gambar 1.4 di atas. Karena data yang diperoleh saling berdekatan, diperkirakan konsumsi monoetilen glikol di Indonesia akan mencapai 1.283.617 ton pada tahun 2029.

5. Kapasitas Rancangan

Data impor, ekspor, produksi, dan konsumsi membantu menentukan kapasitas produksi suatu pabrik. Menurut Pasal 17 Peraturan Perundang-undangan No. 5 Tahun 1999, penguasaan pasar atas satu jenis barang tertentu tidak boleh melebihi 50%. Perhitungan kapasitas produksi adalah sebagai berikut:

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

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,

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

$$KP = (2.959 + 1.283.617) - (715.733 + 402.396) \text{ ton/tahun}$$

$$KP = 168.446 \text{ ton/tahun}$$

$$KP = 50\% \times 168.446 \text{ ton/tahun}$$

$$KP = 84.223 \text{ ton/tahun}$$

Dengan demikian, kapasitas rancangan pabrik monoetilen glikol yang akan didirikan adalah sebesar 85.000 ton per tahun. Bahan baku yang dibeli dari PT Chandra Asri Petrochemical di Banten, yang berlokasi di Banten, masih dapat dipenuhi.

1.5 Lokasi Pabrik

Pabrik akan didirikan di Cilegon, Banten. Dipilihnya Cilegon sebagai lokasi pendirian pabrik karena kota ini memenuhi persyaratan berikut:

1. Bahan Baku Etilen oksida, bahan baku yang digunakan dalam proses pembuatan monoetilen glikol, diambil dari PT. Chandra Asri Petrochemical, yang berada di dekat lokasi pendirian pabrik yang direncanakan. Dengan demikian, biaya pengiriman bahan baku menjadi lebih murah. Bahan baku air berasal dari Waduk Krenceng di Cilegon, Banten.
2. Pemasaran: Dalam hal pemasaran, penting untuk mempertimbangkan lokasi pabrik terhadap pasar yang membutuhkan Monoetilen glikol untuk mengurangi biaya pengiriman produk ke lokasi dan waktu pencapaian pasar. Pabrik yang menggunakan Monoetilen glikol sebagai bahan baku

sebagian besar terletak di Provinsi Banten, Tangerang, dan Jawa Barat.

Polyester Stample Fiber (PSF), Polyester Filament Yarn (PFY), dan Polyester Terephtalate Resin (PET) adalah industri yang menggunakan monoetilen glikol sebagai bahan baku untuk membuat plastik, terutama film dan botol. Monoetilen glikol juga digunakan sebagai bahan baku untuk Nylon Filament Yarn (NFY), Nylon Tireciord (NTC), pengering, dan antifreezer.

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. Panasia Indosynter	Bandung
4.	PT. Sulin Dafin	Tangerang
5.	PT. Tri Rempoa Solo Synthetic	Jakarta
6.	PT. Indonesia Toray Synthetic	Tangerang
7.	PT. Kukuh Manunggal Fiber Industries	Tangerang
8.	PT. Indorama Synthetic	Purwakarta
9.	PT. Polysindo Eka Industries	Karawang
10.	PT. Vastex Prima Industries	Bandung
11.	PT. Sungkyong Keris	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

1. Transportasi, Telekomunikasi dan Utilitas

Cilegon adalah jalan menuju Jawa dan Sumatera. Untuk pengiriman antar pulau, transportasi laut akan lebih mudah karena lokasi strategis kawasan industri Cilegon. Selain itu, fasilitas jalan berkualitas tinggi di Cilegon memudahkan transportasi darat untuk pengiriman barang dan masuknya sumber bahan baku. Pengolahan air laut dapat memenuhi kebutuhan air proses, sedangkan generator PLN dapat memproduksi listrik secara mandiri.

2. Tenaga Kerja

Tenaga kerja yang dipekerjakan terdiri dari tenaga kerja lokal yang tinggal di sekitar pabrik dan profesional dalam bidang masing-masing.

3. Kondisi Tanah

Karena Cilegon adalah salah satu wilayah industri di Indonesia, dengan tanah yang relatif luas dan datar, pendirian pabrik akan menguntungkan. Karena Tangerang adalah wilayah industri, perluasan juga akan menguntungkan.

4. Kebijakan Pemerintah

Cilegon menyambut investor asing. Jadi, sebagai pengatur, pemerintah telah membantu dengan perizinan pendirian pabrik, pajak, dan hal-hal lainnya yang berkaitan dengan operasi pabrik.

BAB II

PEMILIHAN PROSES DAN URAIAN PROSES

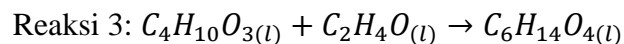
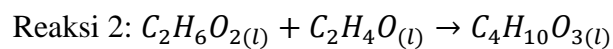
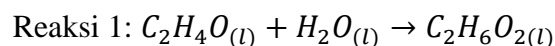
Pabrik kimia menggunakan berbagai macam sistem proses untuk melakukan proses produksi, dan sistem proses ini digabungkan ke dalam satu skala sistem proses yang dikenal sebagai teknologi proses.

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:

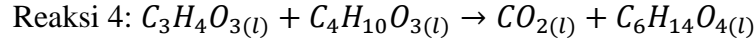
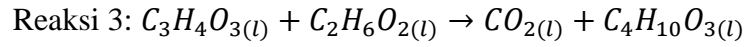
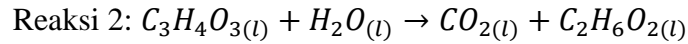
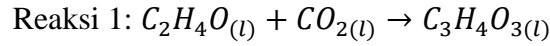
1. Proses Hidrasi Katalitik

Jika katalis asam atau basa digunakan dalam proses hidrasi katalitik untuk membuat monoetilen glikol, hasil glikol yang tinggi akan lebih tinggi atau lebih tinggi daripada 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).

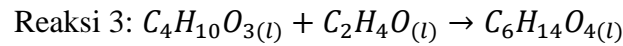
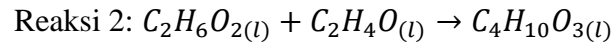
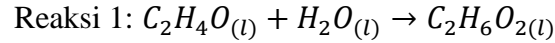


2.2 Pemilihan Proses

2.2.1 Berdasarkan Tinjauan Ekonomi

1. 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:

Tabel 2.1 Harga Bahan Baku

Nama Senyawa	Rumus Molekul	BM	Harga (Rp/Kg)
Etilen oksida	C_2H_4O	44	Rp26.921
Air	H_2O	18	-
Amberjet 4200			Rp4.616.921
Monoetilen glikol	$C_2H_6O_2$	62	Rp35.458

(Alibaba,2024)

Basis produk $C_4H_6O_2$ sebesar 1 kg

- Mol produk akhir = $\frac{massa}{BM}$

$$= \frac{1}{62}$$

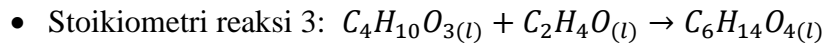
$$= 0,016129 \text{ kmol}$$

Konversi Etilen oksida = 99,9%

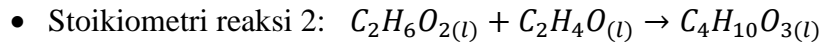
(US Patent: 6156942)

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

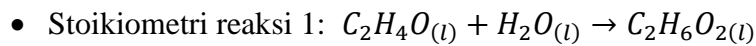
$$\text{Selektivitas MEG (mol\%)} = \frac{100 \times \text{MEG}}{\text{MEG} + 2\text{DEG} + 3\text{TEG}}$$



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



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



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:

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

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

Sehingga dapat dihitung:

- Kebutuhan bahan baku

1. Etilen oksida (C_2H_4O) = a x BM
 $= 0,01668 \text{ kmol} \times 44$
 $= 0,7339 \text{ kg}$

2. Air (H_2O) = b x 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

Monoetilen glikol ($C_2H_6O_2$) = 1 kg

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

- Biaya pembelian bahan baku
 - Etilen oksida (C_2H_4O) = 0,7339 kg x Rp26.921
= Rp19.757
 - Katalis Amberjet 4200 = 0,000049 kg x Rp4.616.921
= Rp226
- Harga penjualan produk
 - Monoetilen glikol ($C_2H_6O_2$) = 1 kg x Rp35.458
= Rp35.458

pendapatan = penjualan produk – biaya pembelian bahan baku

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

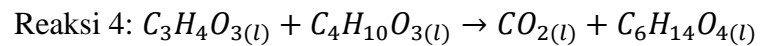
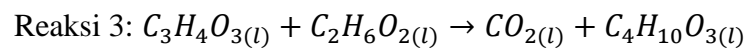
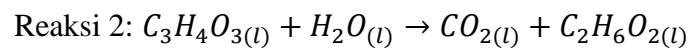
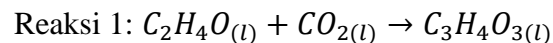
$$= \text{Rp}35.458 - \text{Rp}19.983$$

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

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

a. 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:

Tabel 2.2 Harga Bahan Baku

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,2024)

Basis produk C₄H₆O₂ sebesar 1 kg

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

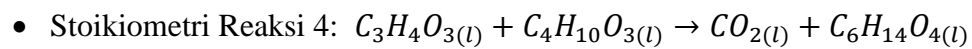
Konversi Etilen oksida (EO) = 99% (US Patent: 4400559)

Selektivitas: MEG = 98,9%

DEG = 0,298%

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

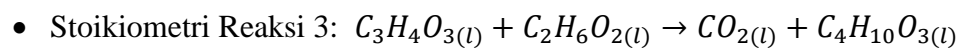
Total mol produk = $\frac{mol \text{ C}_4\text{H}_6\text{O}_2}{(Selektivitas \text{ MEG}/100)}$
 $= \frac{0,016129}{0,989} \text{ kmol}$
 $= 0,016308 \text{ kmol}$



Mula-mula: Y e 0 0

Bereaksi: Y Y Y Y

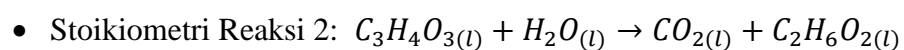
Sisa: 0 X Y Y



Mula-mula: d c 0 0

Bereaksi: e e e e

Sisa : Y 0,016129 e e



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

- Stoikiometri Reaksi 1: $C_2H_4O_{(l)} + CO_{2(l)} \rightarrow C_3H_4O_{3(l)}$

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

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

$$\begin{aligned}
 Y &= \text{selektivitas TEG} \times \text{total mol produk} \\
 &= 0,043 \times 0,016308 \\
 &= 0,000702 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 X &= \text{selektivitas DEG} \times \text{total mol produk} \\
 &= 0,298 \times 0,016308 \\
 &= 0,004859 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

Sehingga nilai e adalah:

$$\begin{aligned}
 e &= Y + X \\
 e &= 0,000702 + 0,004859 \\
 &= 0,005561 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

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

$$\begin{aligned}
 c &= e + 0,016129 \\
 &= 0,005561 + 0,016129 = 0,021690 \text{ kmol} \\
 d &= e + Y \\
 &= 0,005561 + 0,000702 = 0,006263 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

- Dari stoikiometri reaksi 2, nilai b adalah:

$$\begin{aligned}
 b &= c + d \\
 &= 0,021690 + 0,006263 = 0,027953 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

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

$$\begin{aligned}
 a &= b / \text{konversi EO} \\
 &= 0,027953 / 0,995 = 0,028093 \text{ kmol} \\
 Z &= a - b \\
 &= 0,028093 - 0,027953 = 0,000140 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

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) = $1,2361 \text{ kg} \times \text{Rp}26.921$
 $= \text{Rp}33.277$

2. Karbon dioksida (CO_2) = $1,2299 \text{ kg} \times \text{Rp}114$
 $= \text{Rp}140$

- Harga penjualan produk

1. Monoetilen glikol ($C_2H_6O_2$) = $1 \text{ kg} \times \text{Rp}35.458$
 $= \text{Rp}35.458$

$$\begin{aligned} \text{Keuntungan} &= \text{harga penjualan produk} - \text{biaya pembelian bahan baku} \\ &= \text{Rp}35.458 - (\text{Rp}33.277 + \text{Rp}140) \\ &= \text{Rp}35.458 - \text{Rp}33417 \\ &= \text{Rp}2.041/\text{kg MEG} \end{aligned}$$

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

2.2.2 Tinjauan Termodinamika

a. Berdasarkan Panas Reaksi (ΔH_{rx})

Nilai suhu reaksi (ΔH) menunjukkan jumlah panas yang dihasilkan dan dibutuhkan oleh reaksi selama prosesnya. Nilai suhu positif (+) menunjukkan bahwa reaksi membutuhkan lebih banyak panas selama prosesnya, sehingga nilai suhu yang lebih tinggi menunjukkan jumlah energi yang dibutuhkan. Nilai suhu negatif (-) menunjukkan bahwa reaksi menghasilkan lebih sedikit panas selama prosesnya.

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 dapat dilihat pada Tabel 2.3 sebagai berikut:

Tabel 2.3 Nilai konstanta kapasitas panas (C_p) komponen

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° ditentukan dengan persamaan Smith & Van Ness :

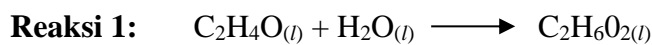
$$\Delta Hr^o = \Delta Hr^o_{298} + R \int_{T_o}^T \frac{\Delta Cp}{R} dT$$

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

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):

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

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

$$\begin{aligned} \int_{T_o}^T \frac{\Delta Cp}{R} dT &= 3.568,4358 \text{ kJ/kmol} \\ R \int_{T_o}^T \frac{\Delta Cp}{R} dT &= 29.667,9750 \text{ kJ/kmol} \\ \Delta Hr^o &= -94.890 \text{ kJ/kmol} + 29.667,9750 \text{ kJ/kmol} \\ &= -1,246E+5 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

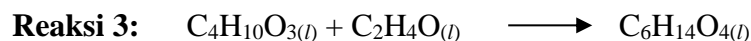


- Menghitung ΔH pada kondisi standar, 25°C (298 K):

$$\begin{aligned} \Delta H_{(25^\circ C)} &= (\Delta H_f C_4H_{10}O_3) - (\Delta H_f C_2H_6O_2 + \Delta H_f C_2H_4O) \\ &= (-571.200) - (-389.320 - 52.630) \\ &= -129.250 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

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

$$\begin{aligned} \int_{T_o}^T \frac{\Delta Cp}{R} dT &= 6.647,2539 \text{ kJ/kmol} \\ R \int_{T_o}^T \frac{\Delta Cp}{R} dT &= 55.265,2685 \text{ kJ/kmol} \\ \Delta Hr^o &= -129.250 \text{ kJ/kmol} + 55.265,2685 \text{ kJ/kmol} \\ &= -1,845E+5 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$



- 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):

$$\begin{aligned}\int_{T_o}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT &= 3.657,0906 \text{ kJ/kmol} \\ R \int_{T_o}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT &= 30.405,0514 \text{ kJ/kmol} \\ \Delta H_{r^\circ} &= -101.260 \text{ kJ/kmol} + 30.405,0514 \text{ kJ/kmol} \\ &= -1,317\text{E}+5 \text{ kJ/kmol}\end{aligned}$$

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

$$\begin{aligned}\Delta H_{r_{total}} &= \Delta H_{r_1} + \Delta H_{r_2} + \Delta H_{r_3} \\ &= -1,2456\text{E}+5 \text{ kJ/kmol} - 1,8452\text{E}+5 \text{ kJ/kmol} - 1,3167\text{E}+5 \text{ kJ/kmol} \\ &= -4,4074\text{E}+5 \text{ kJ/kmol}\end{aligned}$$

2. Proses Karbonasi

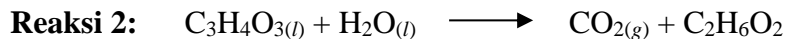


- Menghitung ΔH pada kondisi standar, 25°C (298 K):

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

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

$$\begin{aligned}\int_{T_o}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT &= 35.891,16275 \text{ kJ/kmol} \\ R \int_{T_o}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT &= 298.399,1271 \text{ kJ/kmol} \\ \Delta H_{r^\circ} &= -58.617 \text{ kJ/kmol} + 298.399,1271 \text{ kJ/kmol} \\ &= 2,398\text{E}+5 \text{ kJ/kmol}\end{aligned}$$



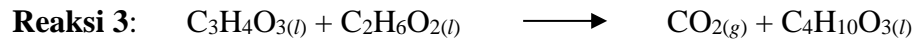
- Menghitung ΔH pada kondisi standar, 25°C (298 K):

$$\begin{aligned}\Delta H_{(25^\circ\text{C})} &= (\Delta H_f \text{C}_2\text{H}_6\text{O}_2 + \Delta H_f \text{CO}_2) - (\Delta H_f \text{C}_3\text{H}_4\text{O}_3 + \Delta H_f \text{H}_2\text{O}) \\ &= (-389.320 - 372.739) - (-483.986 - 241.800) \\ &= -36.273 \text{ kJ/kmol}\end{aligned}$$

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

$$\int_{T_o}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT =$$

$$\begin{aligned}
 & -29.195,9057 \text{ kJ/kmol} \\
 R \int_{T_o}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT &= -242.734,7596 \text{ kJ/kmol} \\
 \Delta H_{r^\circ} &= -36.273 \text{ kJ/kmol} - 242.734,7596 \text{ kJ/kmol} \\
 &= -2,7901\text{E}+5 \text{ kJ/kmol}
 \end{aligned}$$

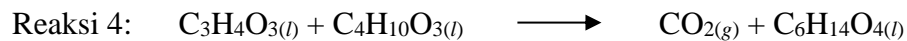


- Menghitung ΔH pada kondisi standar, 25°C (298 K):

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{(25^\circ\text{C})} &= (\Delta H_f \text{C}_4\text{H}_{10}\text{O}_3 + \Delta H_f \text{CO}_2) - (\Delta H_f \text{C}_3\text{H}_4\text{O}_3 + \Delta H_f \text{C}_2\text{H}_6\text{O}_2) \\
 &= (-571.200 - 372.739) - (-483.986 - 241.800) \\
 &= -70.633 \text{ kJ/kmol}
 \end{aligned}$$

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

$$\begin{aligned}
 \int_{T_o}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT &= -23.184,1267 \text{ kJ/kmol} \\
 R \int_{T_o}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT &= -192.752,8291 \text{ kJ/kmol} \\
 \Delta H_{r^\circ} &= -70.633 \text{ kJ/kmol} - 192.752,8291 \text{ kJ/kmol} \\
 &= -2,6339\text{E}+5 \text{ kJ/kmol}
 \end{aligned}$$



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

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{(25^\circ\text{C})} &= (\Delta H_f \text{C}_6\text{H}_{14}\text{O}_4 + \Delta H_f \text{CO}_2) - (\Delta H_f \text{C}_3\text{H}_4\text{O}_3 + \Delta H_f \text{C}_4\text{H}_{10}\text{O}_3) \\
 &= (-725.090 - 372.739) - (-483.986 - 571.200) \\
 &= -42.643 \text{ kJ/kmol}
 \end{aligned}$$

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

$$\begin{aligned}
 \int_{T_o}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT &= -29.101,78332 \text{ kJ/kmol} \\
 R \int_{T_o}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT &= -241.952,2259 \text{ kJ/kmol} \\
 \Delta H_{r^\circ} &= -42.643 \text{ kJ/kmol} - 241.952,2259 \text{ kJ/kmol} \\
 &= -2,8460\text{E}+5 \text{ kJ/kmol}
 \end{aligned}$$

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

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

b. Berdasarkan Energi Bebas Gibbs (ΔG°)

Go menunjukkan apakah suatu reaksi kimia spontan atau tidak spontan. Nilai Go yang positif (+) menunjukkan bahwa reaksi tidak dapat berlangsung secara spontan, sehingga membutuhkan energi tambahan dari luar, sedangkan nilai Go yang negatif (-) menunjukkan bahwa reaksi dapat berlangsung secara spontan dan hanya membutuhkan sedikit energi. Oleh karena itu, semakin kecil atau negatif Go, semakin baik reaksi tersebut karena untuk berlangsung spontan. Diketahui data energi bebas Gibbs (ΔG°) pada 25°C untuk masing – masing komponen (Yaws,1999) :

$\Delta G \text{ CO}_2$	= -394.380 kJ/mol
$\Delta G \text{ H}_2\text{O}$	= -228.600 kJ/mol
$\Delta G \text{ C}_2\text{H}_4\text{O}$	= -13.100 kJ/mol
$\Delta G \text{ C}_3\text{H}_4\text{O}_3$	= -410.000 kJ/mol
$\Delta G \text{ C}_2\text{H}_6\text{O}_2$	= -304.470 kJ/mol
$\Delta G \text{ C}_4\text{H}_{10}\text{O}_3$	= -409.000 kJ/mol
$\Delta G \text{ C}_6\text{H}_{14}\text{O}_4$	= -486.520 kJ/mol

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

Tabel 2.4 Nilai konstanta kapasitas panas (C_p) komponen

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 menentukan ΔG_r° digunakan persamaan:

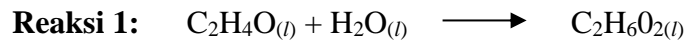
$$\Delta G_r^\circ = \Delta H_o^\circ - \frac{T}{T_o} (\Delta H_o^\circ - \Delta G_o^\circ) + R \int_{T_o}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT - RT \int_{T_o}^T \frac{\Delta C_p}{R} \cdot \frac{dT}{T}$$

Dimana,

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

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

1. Proses Hidrasi Katalitik

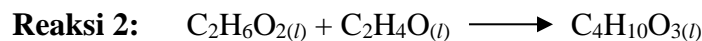


- Menghitung ΔGr^o pada kondisi standar, 25°C (298 K):

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

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

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

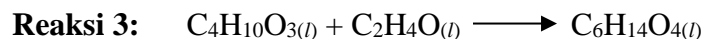


- Menghitung ΔGr^o pada kondisi standar, 25°C (298 K):

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

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

$$\begin{aligned} \int_{T_o}^T \frac{\Delta C_p}{R} \cdot \frac{dT}{T} &= 241.7398 \text{ kJ/kmol} \\ \Delta Gr^o &= -129.250 - 1,2616 \times (-129.250 + 91.520) + \\ & \quad 55.265,2685 + 241,7398 \\ &= -26.625,8021 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$



- 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):

$$\begin{aligned} \int_{T_o}^T \frac{\Delta C_p}{R} \cdot \frac{dT}{T} &= -1,1360 \text{ kJ/kmol} \\ \Delta Gr^o &= \end{aligned}$$

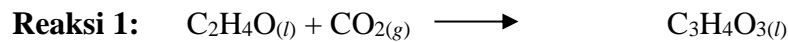
$$\begin{aligned}
& -101.260 - 1,2616 \times (-101.260 + 64.510) + \\
& 30.405,0514 + 1,1360 \\
& = -24.489,5245 \text{ kJ/kmol}
\end{aligned}$$

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 kJ/kmol menunjukkan bahwa reaksi di reaktor dapat berlangsung secara spontan. Ini karena nilai G_o yang diinginkan tidak lebih besar dari 0, dan ini dapat dicapai dengan parameter termodinamika dalam perancangan pabrik kimia.

2. Proses Karbonasi

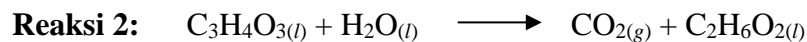


- Menghitung ΔG_r^o pada kondisi standar, 25°C (298 K):

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

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

$$\begin{aligned}
& \int_{T_o}^T \frac{\Delta C_p}{R} \cdot \frac{dT}{T} = -2.869,2886 \text{ kJ/kmol} \\
\Delta G_r^o &= -58.617 - 1,2616 \times (-58.617 + 2.610) + \\
& 35.891,1628 + 2.869,286 \\
& = -2,1899\text{E}+5 \text{ kJ/kmol}
\end{aligned}$$



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

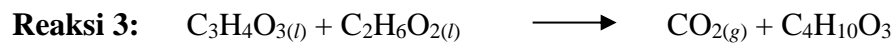
$$\begin{aligned}
\Delta G_{298} &= (\Delta G \text{ C}_2\text{H}_6\text{O}_2 + \Delta G \text{ CO}_2) - (\Delta G \text{ C}_3\text{H}_4\text{O}_3 + \Delta G \text{ H}_2\text{O}) \\
&= (-304.470 - 394.380) - (-410.000 - 228.600) \\
&= -60.250 \text{ kJ/kmol}
\end{aligned}$$

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

$$\begin{aligned}
& \int_{T_o}^T \frac{\Delta C_p}{R} \cdot \frac{dT}{T} = 1.811,6537 \text{ kJ/kmol} \\
\Delta G_r^o &= -36.273 - 1,2616 \times (-36.273 + 60.250) -
\end{aligned}$$

$$242.734 - 1.811,6537$$

$$= -3,1485E+5 \text{ kJ/kmol}$$



- Menghitung ΔG_r^0 pada kondisi standar, 25°C (298 K):

$$\Delta G_{298} = (\Delta G \text{ C}_4\text{H}_{10}\text{O}_3 + \Delta G \text{ CO}_2) - (\Delta G \text{ C}_3\text{H}_4\text{O}_3 + \Delta G \text{ C}_2\text{H}_6\text{O}_2)$$

$$= (-409.000 - 394.380) - (-410.000 - 304.470)$$

$$= -88.910 \text{ kJ/kmol}$$

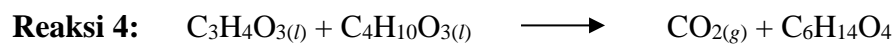
- Menghitung ΔG_r^0 pada kondisi operasi, 150°C (423 K):

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

$$\Delta G_r^0 = -70.633 - 1,2616 \times (-70.633 + 88.910) -$$

$$23.184,1267 + 3.266,5296$$

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



- Menghitung ΔG_r^0 pada kondisi standar, 25°C (298 K):

$$\Delta G_{298} = (\Delta G \text{ C}_6\text{H}_{14}\text{O}_4 + \Delta G \text{ CO}_2) - (\Delta G \text{ C}_3\text{H}_4\text{O}_3 + \Delta G \text{ C}_4\text{H}_{10}\text{O}_3)$$

$$= (-486.520 - 394.380) - (-410.000 - 409.000)$$

$$= -61.900 \text{ kJ/mol}$$

- Menghitung ΔG_r^0 pada kondisi operasi, 150°C (423 K):

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

$$\Delta G_r^0 = -42.643 - 1,2616 \times (-42.643 + 61.900) -$$

$$241.952 + 2.364,2723$$

$$= -3,0956E+5 \text{ kJ/kmol}$$

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

$$\Delta G_{\text{total}} = \Delta G_{r1} + \Delta G_{r2} + \Delta G_{r3} + \Delta G_{r4}$$

$$= -2,1899E+5 - 3,1485E+5 - 2,8606E+5 - 3,0956E+5$$

$$= -1,1295E+6 \text{ kJ/kmol}$$

Nilai ΔG sebesar 1,1295E+6 kJ/kmol menunjukkan bahwa reaksi di dalam reaktor dapat berlangsung secara spontan, karena nilai G_o yang diinginkan adalah 0. Dengan demikian, nilai G_o yang diinginkan adalah 0 dapat terpenuhi dalam parameter perancangan pabrik kimia, yaitu parameter termodinamika.

Tabel 2.5 berikut menunjukkan perbandingan kedua proses di atas secara keseluruhan.

Tabel 2.5 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 (ΔH_r), kJ/kmol	- 4,4074E+5	- 5,8721E+5
Energi bebas gibbs (ΔG_r), kJ/mol	- 7,4756E+4	- 1,1295E+6
Keuntungan 1 kg produk	Rp 15.475	Rp 2.041

Berdasarkan perbandingan dari Tabel 2.5 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 mempersingkat 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

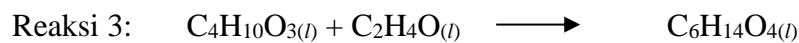
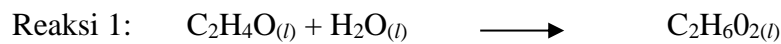
Proses pembuatan monoetilen glikol dari bahan baku etilen oksida dan air terbagi atas 4 tahap yaitu:

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

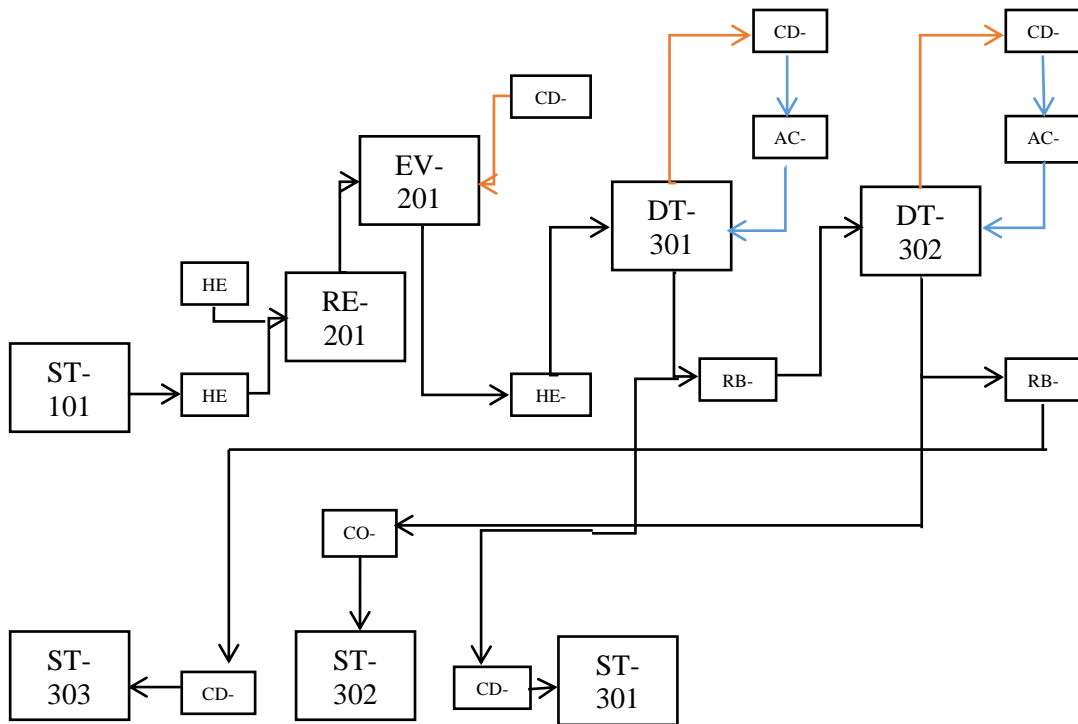
Produk yang keluar dari reaktor mengandung air, maka harus dipisahkan dengan menggunakan evaporator. Produk keluar evaporator masih terdiri dari produk utama yaitu monoetilen glikol dan produk samping yaitu dietilen glikol dan trietilen glikol, sehingga perlu dipisahkan menggunakan menara distilasi.

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 *stainless 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).

2.4 Blok Diagram



BAB III

SPESIFIKASI BAHAN

3.1 Bahan Baku

Pembuatan etilen glikol terdiri dari bahan-bahan:

1. Etilen Oksida

Etilen oksida biasa dinamakan *oxyrane* dengan struktur kimia C_2H_4O , merupakan zat yang tidak berwarna, tidak berbau, mudah terbakar, serta merupakan gas eter siklik beracun dengan bau seperti eter manis. Etilen oksida sering digunakan terutama dalam sintesis etilen glikol dan sebagai agen sterilisasi untuk persediaan medis dan makanan, sebagai fumigan dan sebagai insektisida.

Spesifikasi etilen oksida yang digunakan sebagai bahan baku adalah sebagai berikut:

- *Purity* : 99,9%
- Kandungan Air : 0,005%
- Kandungan CO_2 : 0,001%
- Kandungan Aldehyd : 0,005%
- Titik didih (101,3 kPa) : 10,8 °C
- Titik leleh (101,3 kPa) : -112,5 °C
- Densitas (30 °C) : 862 kg/m³
- *Vapour Pressure* (30 °C) : 208 kPa

(Rebsdats, 2012)

2. Air

Air, senyawa anorganik dengan ikatan kovalen, banyak digunakan sebagai pelarut dalam kebanyakan industri kimia. Memiliki pH netral (6,8 - 7,3) dan berbentuk cair pada suhu ruang (25°C). Air sebagai bahan baku diperoleh dari Waduk Krenceng, Cilegon, Banten, dengan kualitas air yaitu sebagai berikut:

- PH : 8,37
- Temperatur : 35 °C
- BOD : 15,6 mg/l
- COD : 33,2 mg/l
- *Turbidity* : 284 NTU
- Kandungan Nitrat : 9,4 mg/l
- Kandungan Fosfat : 0,35 mg/l

(Syamiazi, 2015)

3.2 Produk

Produk yang dihasilkan adalah monoetilen glikol (MEG). Monoetilen glikol sangat larut dengan air dan berbagai cairan organik. Monoetilen glikol merupakan anggota senyawa alkohol dan bagian dari kelompok bahan kimia yang disebut diol, karena mereka memiliki dua gugus hidroksil terikat pada atom karbon yang terpisah dalam alifatik (hidrokarbon) rantai.

Spesifikasi produk monoetilen glikol yang dihasilkan adalah sebagai berikut:

- *Purity* : 99,8 %
- Kandungan DEG : 0,05 %
- Kandungan TEG : 0,07 %
- Kandungan air : 0,08 %
- Titik didih (101,3 kPa) : 196 °C
- Densitas : 1,1135 g/cm³
- *Vapor pressure* : 5,3 Pa

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 85.000 ton/tahun dapat diambil kesimpulan sebagai berikut :

1. *Return on Investment (ROI)* sebesar 27,71%
2. *Pay Out Time* selama 3,52 tahun
3. *Break Event Point (BEP)* sebesar 51,81%
4. *Shut Down Point* sebesar (SDP) sebesar 47,06%

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

- Altiocka, 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, 2013, *Statistic Indonesia*, www.bps.go.id, Indonesia. Diakses 10 Desember 2013.
- Banchero, Julius T., and Walter L. Badger. 1988. *Introduction to Chemical Engineering.* McGraw Hill : New York.
- Bank Indonesia. 2023. *Nilai Kurs.* www.bi.go.id. Diakses 13 September 2023
- 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 2023.
- 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. KoreanJ. 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 3th ed*, Allyn
& Bacon Inc, New Jersey.

Himmeblau. 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 Technologi*”, 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*, Mc
Graw-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}*, Mc Graww-Hill Book Company, New York.

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

PT. Polychem Indonesia Tbk., 2016. Laporan Tahunan 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}*, McGraww-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.* McGraww-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., New
York

www.sigmaaldrich.com, Diakses pada 12 Desember 2023, 19.35 WIB

www.icis.com., Diakses pada Januari 2024

www.matches.com, Diakses pada 10 April 2024, 08.30 WIB

www.pertamina.com, 5 September 2023

<https://maps.google.com/>, 18 September 2023

www.elearning.gunadarma.ac.id, 14 September 2023

<http://peta.bpn.go.id/>, 20 September 2023