

BAB II

DESKRIPSI PROSES

2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

2.1.1 Spesifikasi Bahan Baku

Bahan baku pembuatan etilen oksida adalah etilen dan oksigen. Menurut (Kirk et al., 1980b) spesifikasi etilen secara umum memiliki komposisi 99,85% etilen. Jumlah pengotor berupa etana harus sangat diperhatikan, konsentrasi etana yang tinggi akan menyebabkan peningkatan konsentrasi inhibitor klorida, yang berdampak buruk pada kualitas produk, masa pakai katalis, dan bahan konstruksi. Menurut (Kirk et al., 1980b) komposisi oksigen secara umum berkisar antara 95-99,95%. Bahan baku berupa etilen didapatkan dari PT. Chandra Asri Petrochemical Tbk, Cilegon dengan komposisi 99,99% etilen dan 0,01% pengotor. Untuk kebutuhan bahan baku udara didapatkan dari *unit air separation* yang umpannya diambil langsung dari udara sekitar lingkungan pabrik.

2.1.2 Spesifikasi Produk

Untuk reaksi utama yaitu Etilen Oksida yang dihasilkan memiliki komposisi sebesar 99,7% dan air sebesar 0,03%. Pada prosesnya nanti juga terdapat reaksi samping yang berupa CO₂. Etilen oksida harus disimpan pada tempat yang dingin dan kering. Pisahkan dari bahan *incompatible* dan jagakan dari tempat yang panas, percikan api dan nyala api.

2.1.3 Spesifikasi Bahan Penunjang

Bahan penunjang berupa katalis dengan bahan perak dan nitrogen sebagai gas inert. Katalis yang digunakan berfungsi untuk mempercepat reaksi kimia dengan menurunkan energi aktivasi yang diperlukan dalam mencapai tahap transisi reaksi.

2.2 Sifat Fisik dan Kimia Bahan Baku dan Produk

2.2.1 Sifat Fisik dan Kimia Bahan Baku

1. Etilen	(Lotte Chemical Titan M Sdn Bhd, 2016)
Rumus Molekul	: C ₂ H ₄
Fase	: Gas
Berat Molekul	: 28,05 Kg/kmol
Tekanan Kritis	: 497,40 atm
Temperatur Kritis	: 8,85 °C
Titik Didih	: -103,7 °C

Titik Lebur	: -169 °C
Kemurnian	: min 99,9% berat
Impurities (H ₂ O)	: max 0,1% berat

2. Oksigen (Air Liquide Egypt, 2022)

Rumus Molekul	: O ₂
Fase	: Gas
Berat Molekul	: 31,99 Kg/kmol
Tekanan Kritis	: 498,39 atm
Temperatur Kritis	: -118,55 °C
Titik Didih	: -183 °C
Titik Lebur	: -218,8 °C

2.2.2 Sifat Fisik dan Kimia Produk

1. Etilen Oksida (Balchem Sdn Bhd, 2022)

Rumus Molekul	: C ₂ H ₄ O
Fase	: Gas
Berat Molekul	: 44,05 kg/kmol
Tekanan Kritis	: 70,96 atm
Temperatur Kritis	: 195.85 °C
Titik Didih	: 10,3 °C
Titik Lebur	: -112,2 °C

2. Air (Columbus Chemical Industries, 2025)

Rumus Molekul	: H ₂ O
Berat Molekul	: 18,015 kg/kmol
Densitas	: 998 kg/m ³ cairan
Wujud	: liquid
Titik didih	: 100 °C
Titik leleh	: 0 °C
Temperatur kritis	: 374,15 °C
Tekanan kritis	: 217,12 atm

3. Karbon Dioksida (Speed Gas Pty Ltd, 2025)

Rumus Molekul	: CO_2
Berat Molekul	: 44,01 kg/kmol
Densitas	: 777 kg/m ³ cairan
Wujud	: Gas
Titik didih	: -78,5 °C
Titik leleh	: -56,6 °C
Temperatur kritis	: 31,05 °C
Tekanan kritis	: 72,83 atm

2.2.3 Sifat Fisik dan Kimia Bahan Penunjang

1. Perak (Merck KGaA, 2020)

Rumus Molekul	: Ag
Fase	: Padat
Berat Molekul	: 107,87 Kg/kmol
Titik Didih	: 1950 °C
Titik Lebur	: 960,5°C
<i>Specific gravity</i>	: 10,5 pada 20 ⁰ C

2. Nitrogen (Linde Gas GmbH, 2023)

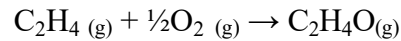
Rumus Molekul	: N_2
Fase	: Cair, tidak berwarna
Berat Molekul	: 28 Kg/kmol
Tekanan	: 5,92 atm
Temperatur	: -194,15 °C
Berat Jenis	: 0,453 gr/ml

2.3 Konsep Proses

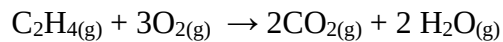
2.3.1 Dasar Reaksi

Dasar reaksi pembentukan etilen oksida adalah reaksi oksidasi langsung dengan etilen

Reaksi utama:



Reaksi samping:



Menurut reaksi yang terjadi berlangsung dalam fase gas dalam kondisi operasi reaktor dengan suhu 200-300°C dan tekanan 1-3 MPa (10-30 atm). Konversi yang dihasilkan berkisar antara 8-12% dengan selektivitas 75-82%. Konversi dijaga 8-12% dengan tujuan untuk menghasilkan selektivitas yang tinggi.

2.3.2 Mekanisme Reaksi

Pembentukan etilen oksida adalah sebagai berikut

1. Proses Adsorpsi Oksigen

Pada prosesnya oksigen akan teradsorpsi pada permukaan katalis. Menurut (Kirk et al., 1980a) tipe spesimen oksigen terserap pada katalis perak yaitu:

- Monoatomik *chemisorbed oxygen* yang terbentuk melalui adsorbs disosiatif
- *Oxygen diatomic* yang terbentuk dari adsorbs nondisosiatif

2. Proses Reaksi Oksigen dengan Etilen

Menurut (Kirk et al., 1980a) terdapat 2 reaksi yang terjadi yaitu:

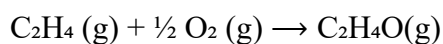
- Reaksi antara oksigen diatomic dengan etilen yang membentuk etilen oksida
- Reaksi antara oksigen monoatomik dengan etilen membentuk CO₂ dan H₂O

2.3.3 Tinjauan Termodinamika

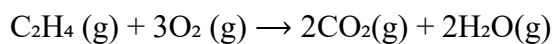
Dalam menentukan sifat suatu reaksi kimia, penting untuk melakukan perhitungan panas reaksi (ΔH). Hal ini membantu dalam memahami apakah reaksi tersebut bersifat eksotermis (melepaskan panas) atau endotermis (menyerap panas). Perhitungan panas reaksi dilakukan dengan menggunakan data entalpi standar pada suhu 25°C (298 K), mengacu pada referensi (Smith et al., 2001).

Persamaan Reaksi:

Reaksi utama:



Reaksi samping:



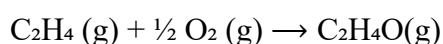
Data Entalpi Standar (ΔH°_f) pada 298 K:

- $\Delta H^\circ_f \text{C}_2\text{H}_4 = 52.510 \text{ J/mol}$
- $\Delta H^\circ_f \text{O}_2 = 0 \text{ J/mol}$
- $\Delta H^\circ_f \text{C}_2\text{H}_4\text{O} = -52.630 \text{ J/mol}$
- $\Delta H^\circ_f \text{H}_2\text{O} = -241.818 \text{ J/mol}$
- $\Delta H^\circ_f \text{CO}_2 = -393.509 \text{ J/mol}$

Interpretasi Nilai ΔH :

- Jika ΔH negatif, reaksi bersifat eksotermis.
- Jika ΔH positif, reaksi bersifat endotermis.

Perhitungan Panas Reaksi Utama:

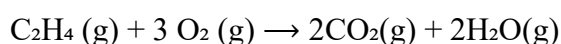


$$\Delta H^\circ_{\text{rxn}} = \Delta H^\circ_f (\text{produk}) - \Delta H^\circ_f (\text{reaktan})$$

$$\Delta H^\circ_{\text{rxn}} = (-52.630) - (52.510 + 0)$$

$$\Delta H^\circ_{\text{rxn}} = -105.140 \text{ J/mol}$$

Perhitungan Panas Reaksi Samping:



$$\Delta H^\circ_{\text{rxn}} = \Delta H^\circ_f (\text{produk}) - \Delta H^\circ_f (\text{reaktan})$$

$$\Delta H^\circ_{\text{rxn}} = [(2 \times -393.509) + (2 \times -241.818)] - (52.510 + 0)$$

$$\Delta H^\circ_{\text{rxn}} = [(-787.018) + (-483.636)] - 52.510$$

$$\Delta H^\circ_{\text{rxn}} = -1.270.654 \text{ J/mol}$$

Total Panas Reaksi:

$$\Delta H^{\circ}_{\text{total}} = \Delta H^{\circ}_{\text{rxn}} (\text{utama}) + \Delta H^{\circ}_{\text{rxn}} (\text{samping})$$

$$\Delta H^{\circ}_{\text{total}} = -105.140 + (-1.270.654)$$

$$\Delta H^{\circ}_{\text{total}} = -1.375.794 \text{ J/mol}$$

Karena nilai $\Delta H^{\circ}_{\text{total}}$ untuk kedua reaksi adalah negatif, dapat disimpulkan bahwa reaksi berjalan secara eksotermis, yaitu melepaskan panas ke lingkungan.

2.3.4 Konstanta Keseimbangan Reaksi

Menurut (Smith et al., 2001), untuk menentukan apakah suatu reaksi berjalan searah (*irreversible*) atau bolak-balik (*reversible*), dapat diketahui dari nilai konstanta keseimbangan reaksi (K). Hubungan antara perubahan energi Gibbs standar (ΔG°) dan konstanta keseimbangan diberikan oleh persamaan berikut:

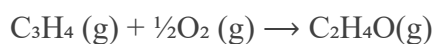
$$\Delta G^{\circ}_{298} = -RT \ln K$$

$$\ln K_{298} = -\frac{\Delta G^{\circ}_{298}}{RT}$$

Nilai ΔG°_{298} dapat dihitung menggunakan data energi Gibbs standar dari (Smith et al., 2001):

- $\Delta G^{\circ} \text{ C}_3\text{H}_6 = 68.460 \text{ J/mol}$
- $\Delta G^{\circ} \text{ O}_2 = 0 \text{ J/mol}$
- $\Delta G^{\circ} \text{ C}_2\text{H}_4\text{O} = -13.010 \text{ J/mol}$
- $\Delta G^{\circ} \text{ H}_2\text{O} = -228.572 \text{ J/mol}$
- $\Delta G^{\circ} \text{ CO}_2 = -394.359 \text{ J/mol}$

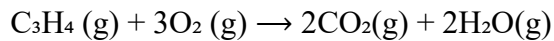
Reaksi Utama:



$$\Delta G^{\circ}_{298} = \Delta G^{\circ}_{\text{produk}} - \Delta G^{\circ}_{\text{reaktan}}$$

$$\Delta G^{\circ}_{298} = (-13.010) - (68.460 + 0)$$

$$\Delta G^{\circ}_{298} = -81.470 \text{ J/mol}$$

Reaksi Samping:

$$\Delta G_{298}^{\circ} = \Delta G_{\text{produk}}^{\circ} - \Delta G_{\text{reaktan}}^{\circ}$$

$$\Delta G_{298}^{\circ} = (2 \times (-394.359) + 2 \times (-228.572)) - (52.510 + 0)$$

$$\Delta G_{298}^{\circ} = ((-788.718) + (-457.144)) - 52.510$$

$$\Delta G_{298}^{\circ} = -1.298.372 \text{ J/mol}$$

Total Perubahan Energi Gibbs:

$$\Delta G_{\text{total}}^{\circ} = (-81.470) + (-1.298.372)$$

$$\Delta G_{\text{total}}^{\circ} = -1.379.842 \text{ J/mol}$$

Dengan nilai $\Delta G_{\text{total}}^{\circ}$ sebesar -1.379.842 J/mol, konstanta kesetimbangan (K) dapat dihitung sebagai berikut:

$$\ln K_{298} = - \frac{\Delta G_{298}^{\circ}}{RT}$$

$$\ln K_{298} = - \frac{-1.379.842 \text{ J/mol}}{(8,314 \text{ J/mol.K}) \times (298 \text{ K})}$$

$$\ln K_{298} = \frac{1.379.842 \text{ J/mol}}{2.477,57}$$

$$\ln K_{298} = 556,93$$

$$e^{\ln K} = e^{556.93}$$

$$K = e^{556.93}$$

$$K = 7,46 \times 10^{241}$$

Nilai konstanta kesetimbangan (K) yang sangat besar menunjukkan bahwa reaksi tersebut bersifat irreversible, artinya reaksi cenderung berjalan searah ke pembentukan produk tanpa kembali ke reaktan. Hal ini mengindikasikan bahwa reaksi tersebut sangat disukai secara termodinamika pada kondisi standar.

2.3.5 Tinjauan Kinetika

Etilen oksida dihasilkan melalui reaksi oksidasi fase gas dari etilen. Secara kinetika, kecepatan reaksi umumnya meningkat seiring dengan kenaikan suhu. Hubungan ini dapat dijelaskan menggunakan persamaan Arrhenius, yang menggambarkan ketergantungan konstanta kecepatan reaksi terhadap suhu.

$$k = A \cdot e^{\frac{-Ea}{RT}}$$

$$\ln k = \ln A - \frac{Ea}{RT}$$

Keterangan:

K = Konstanta kecepatan reaksi

Ea = Energi aktivasi

R = Konstanta gas

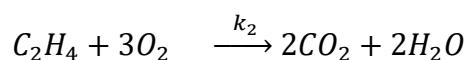
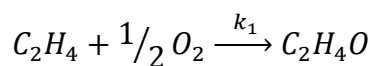
A = Faktor frekuensi tumbukan

T = Temperatur

Dalam penelitian yang dilakukan oleh Hans Rudolf Dettwiler pada tahun 1979 dengan judul *Kinetics of Ethylene Oxidation on a Supported Silver Catalyst*, diperoleh nilai konstanta kecepatan reaksi untuk pembentukan etilen oksida sebagai berikut:

$$r_1 = \frac{k_1 \exp\left(\frac{-Ea_1}{RT}\right) \sqrt{P_{CO_2}} \cdot P_{C_2H_4}}{(1 + K_1 \sqrt{P_{CO_2}} + K_2 \sqrt{P_{O_2}} \cdot P_{C_2H_4} + K_3 P_{CO_2})^2}$$

$$r_1 = \frac{k_2 \exp\left(\frac{-Ea_1}{RT}\right) \sqrt{P_{CO_2}} \cdot P_{C_2H_4}}{(1 + K_4 \sqrt{P_{CO_2}})}$$



$$k_1 = 40,69 \exp\left[-\frac{76.970}{R \cdot T}\right], [mol \cdot g^{-1} \cdot s^{-1}] \quad T > 490 \text{ K};$$

$$k_2 = 1,34 \exp\left[-\frac{63.070}{R \cdot T}\right], [mol \cdot g^{-1} \cdot s^{-1}] \quad T > 490 \text{ K};$$

Pada suhu 240°C (513 K), nilai konstanta kecepatan reaksi yang diperoleh adalah:

$$k_1 = 5,92 \times 10^{-7} \text{ mol} \cdot \text{g}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$$

$$k_2 = 5,07 \times 10^{-7} \text{ mol} \cdot \text{g}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$$

2.3.6 Kondisi Operasi

Reaksi yang terjadi bersifat eksotermis dan berlangsung dalam fase gas menggunakan reaktor *fixed bed multi tube*. Menurut (Kirk et al., 1980a), reaksi ini dapat terjadi pada suhu antara 100-300°C dengan tekanan 10-30 atm. Konversi yang dihasilkan berkisar antara 8-12% dengan selektivitas 75-82%.

Kondisi operasi yang dipilih adalah suhu 240°C dan tekanan 15 atm. Menurut (Mitsuhata et al., 1979), pembentukan etilen oksida menggunakan katalis perak pada suhu 240°C dan tekanan 15 atm menghasilkan konversi sebesar 8% dengan selektivitas 89%.

Pemilihan Kondisi Operasi:

- **Suhu Operasi (240°C):** Suhu ini dipilih karena berada dalam rentang optimal untuk memastikan reaksi berlangsung dengan efisien tanpa menyebabkan deaktivasi katalis yang signifikan.
- **Tekanan Operasi (15 atm):** Tekanan ini dipilih untuk meningkatkan laju reaksi dan konversi reaktan menjadi produk, sambil menjaga stabilitas operasi reaktor.

Kinerja Reaksi:

- **Konversi (8%):** Nilai konversi yang relatif rendah menunjukkan bahwa hanya sebagian kecil reaktan yang berubah menjadi produk. Hal ini dapat dioptimalkan dengan memodifikasi kondisi operasi atau katalis.
- **Selektivitas (89%):** Selektivitas yang tinggi menunjukkan bahwa sebagian besar reaktan yang dikonversi menghasilkan etilen oksida sebagai produk utama, dengan sedikit produk samping yang tidak diinginkan.

Pemilihan kondisi operasi pada suhu 240°C dan tekanan 15 atm merupakan kompromi antara efisiensi reaksi, stabilitas katalis, dan kinerja reaktor. Meskipun konversi yang dihasilkan relatif rendah, selektivitas yang tinggi menunjukkan bahwa proses ini efektif dalam menghasilkan etilen oksida sebagai produk utama. Optimasi lebih lanjut dapat dilakukan untuk meningkatkan konversi tanpa mengorbankan selektivitas.

2.4 Langkah Proses

Proses pembuatan etilen oksida dari etilen dan oksigen secara umum dapat dibagi menjadi empat seksi atau tahapan utama, yaitu:

a) Seksi Penyiapan Bahan Baku

Tujuan utama dari seksi penyiapan bahan baku adalah:

- **Purifikasi udara dengan *Dual Pressure Swing Adsorption (DPSA)***

Udara sekitar diumpankan menggunakan air compressor melalui bagian bawah atau *Inlet Bag Filter* pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm untuk menghilangkan partikel debu yang terikut pada aliran udara. Partikel debu akan terperangkap dalam *Bag Filter* dan dikumpulkan dalam *Bag House*. Udara yang telah bersih akan keluar dari sistem menuju bagian atas atau *Outlet Bag Filter*. Udara bersih dinaikkan tekanannya menggunakan *air compressor* menjadi 4 atm, kemudian diumpankan menuju *Dual Pressure Swing Adsorption*. Dua kolom kiri berfungsi untuk mengadsorpsi O₂ menggunakan adsorben *Carbon Molecular Sieve (CMS)* dan melepaskan N₂. Sebaliknya, dua kolom kanan berfungsi untuk mengadsorpsi N₂ menggunakan adsorben *Zeolit Li-LSX (Lithium – Low Silicon X)* dan melepaskan O₂. Produk O_{2(g)} dan N_{2(g)} diumpankan menggunakan air compressor C-102 dan C-103 menuju reaktor sebagai reaktan guna menaikkan tekanannya menjadi 15 atm.

- **Mengubah fase etilen yang disimpan dalam bentuk cair menjadi gas.**

Etilen disimpan dalam tangki T-101 dalam keadaan cair pada suhu -101,5°C dan tekanan 1,2 atm. Etilen kemudian dipompa ke dalam vaporizer V-101 untuk diubah menjadi fase gas pada tekanan yang sama. Proses ini menghasilkan etilen dalam bentuk uap pada suhu 91,47°C dan tekanan 15 atm.

- **Menyesuaikan kondisi reaktan agar sesuai dengan kondisi operasi reaktor.**

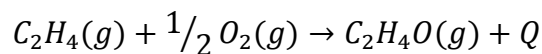
Uap etilen, yang memiliki suhu 91,47°C, tidak langsung dicampur dengan uap oksigen dan nitrogen. Aliran etilen murni akan bertemu dengan aliran *recycle ethylene gas* sebagai produk atas dari CO₂ Absorber yang memiliki suhu 40°C dan tekanan 10 atm. Sebelum bertemu dengan aliran etilen murni, *recycle ethylene gas* dikompresi sehingga suhu dan tekanan secara berturut-turut naik menjadi 65°C dan 15 atm. Selanjutnya, campuran *fresh feed* oksigen dan nitrogen dicampurkan dengan campuran gas etilen dan *recycle ethylene gas*, menghasilkan campuran dengan suhu 149,78°C dan tekanan 15 atm. Sebelum memasuki reaktor, campuran

ini melewati *heat exchanger* (HE-01) untuk meningkatkan suhunya. Pemanasan dilakukan menggunakan steam dengan suhu 200°C agar sesuai dengan kondisi operasional reaktor yang diinginkan, yaitu 240°C.

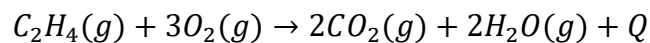
b) Seksi Sintesa Etilen Oksida

Seksi sintesis etilen oksida bertujuan untuk mengubah reaktan menjadi etilen oksida melalui reaksi kimia. Reaksi ini berlangsung dalam reaktor (R-01) jenis *fixed bed multitube* yang mengandung katalis perak. Reaksi terjadi dalam fase gas pada suhu 240°C dan tekanan 15 atm. Konversi reaksi mencapai 8% dengan selektivitas 89%.

Reaksi utama yang terjadi di reaktor:



Reaksi samping:



Karena reaksi bersifat eksotermis, digunakan pendingin berupa *molthen salt* untuk mencegah reaksi melebihi suhu yang diizinkan. Bahan pendingin tersebut masuk pada suhu 30°C dan keluar pada suhu 47°C. Produk keluar dari reaktor pada suhu 260°C dan tekanan 10 atm. Sebelum memasuki absorber etilen oksida (A-01), produk dilewatkan melalui ekspander (E-01) untuk menurunkan tekanan menjadi 6 atm, kemudian melewati cooler untuk menurunkan suhunya menjadi 40°C Produk kemudian masuk ke absorber etilen oksida (A-01) dan larut sepenuhnya dalam air.

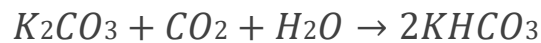
c) Seksi Pemurnian Produk

Seksi ini bertujuan untuk memisahkan etilen oksida dari campuran gas yang terdiri dari etilen dan oksigen yang tidak bereaksi, gas CO₂, serta nitrogen. Gas keluaran reaktor masuk ke absorber etilen oksida (A-01) melalui bagian bawah kolom, sedangkan air sebagai penyerap masuk melalui bagian atas kolom pada suhu 65°C dan tekanan 1 atm. Di dalam kolom absorber, etilen oksida terserap sempurna oleh air dan keluar sebagai hasil bawah pada suhu 25°C dan tekanan 10 atm. Larutan etilen oksida kemudian dimasukkan ke menara distilasi (D-01) untuk dimurnikan. Produk atas menara distilasi adalah produk etilen oksida dengan kemurnian 99,87% dengan suhu 35°C dan tekanan 4 atm, sedangkan hasil bawah berupa air yang diumpankan menuju *waste water treatment*. Gas etilen oksida diubah fasenya menjadi liquid dengan menurunkan temperaturnya menjadi 15°C dan tekanan 2,5 atm. Sebagian distilat

tersebut dikembalikan ke menara distilasi sebagai refluks, sementara sisanya disimpan di tangki produk etilen oksida (T-03) pada suhu 0°C dan tekanan 1,5 atm. Hasil atas kolom absorber (A-01) berupa gas etilen dimasukkan ke kolom CO₂ absorber (A-02) untuk menghilangkan kandungan gas CO₂ sebelum didaur ulang ke reaktor.

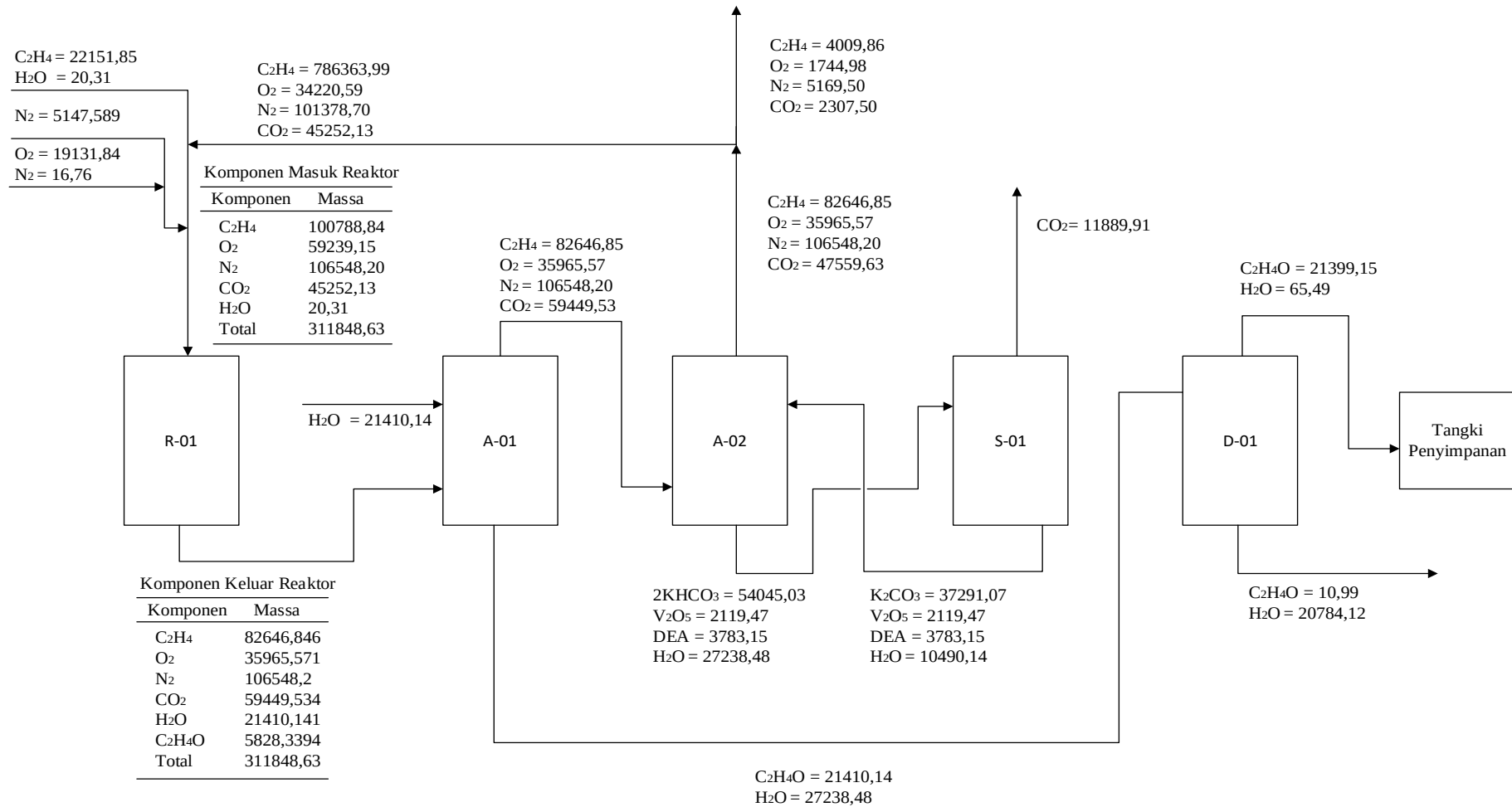
d) Seksi Pemisahan Produk Samping

Produk samping, terutama CO₂, harus dihilangkan dari sistem untuk mencegah akumulasi. Sistem yang dipilih adalah sistem Benfield, di mana gas dimasukkan ke dalam kolom CO₂ absorber (A-02) yang beroperasi pada tekanan 10 atm dan suhu 45°C. Di sini, CO₂ bereaksi dengan larutan Benfield (Potasium Karbonat) pada suhu 27°C membentuk kalium bikarbonat melalui reaksi:



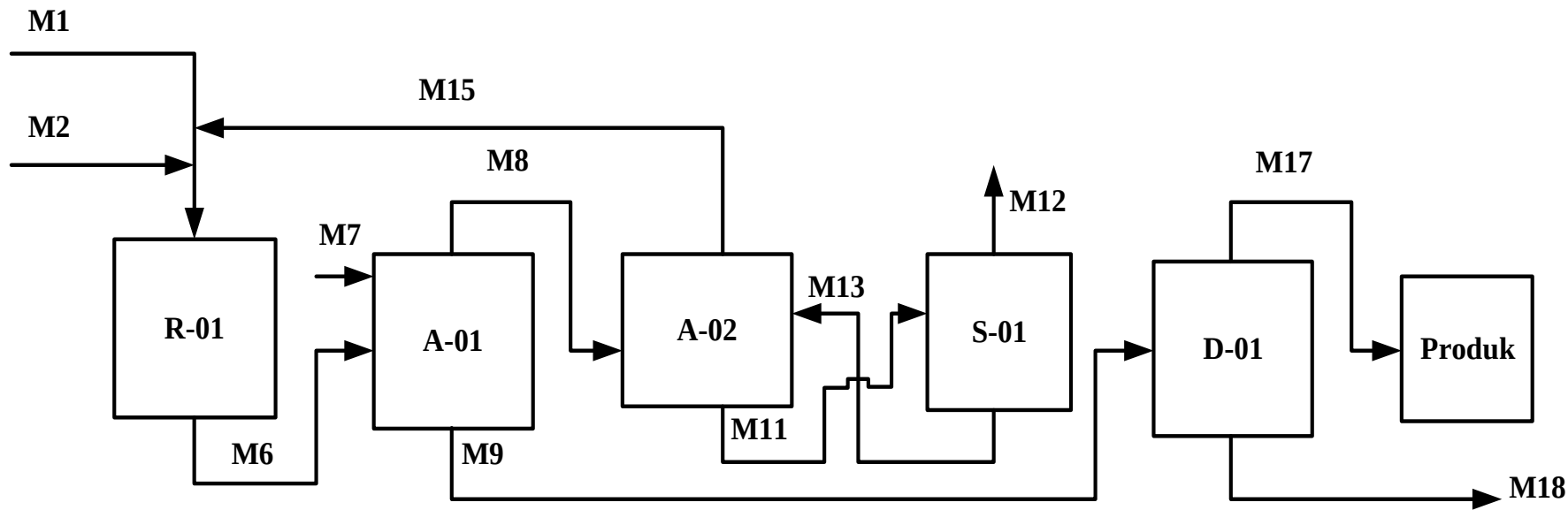
CO₂ yang terserap diharapkan sekitar 20%. Kalium bikarbonat kemudian turun sebagai hasil bawah dan dialirkan ke kolom stripper (S-01) pada suhu 65°C dan tekanan 10 atm. Stripper (S-01) berfungsi untuk melepaskan CO₂ dari larutan Benfield menggunakan steam, sehingga larutan Benfield dapat diregenerasi dan CO₂ dapat dipisahkan. *Rich Benfield* dinaikkan suhunya menjadi 90°C dan tekanan 1,2 atm menggunakan heater (H-101). CO₂ dikeluarkan dari bagian atas stripper pada suhu 100°C dan tekanan 1 atm, sementara larutan Benfield yang telah diregenerasi (*Lean Benfield*) dikembalikan ke CO₂ absorber (A-02) setelah didinginkan hingga suhu 27°C menggunakan *stripper cooler* (Co-01).

2.5 Diagram Alir Neraca Massa



Gambar 2. 1 Diagram Alir Neraca Massa

2.6 Neraca Massa Alat



Gambar 2. 2 Diagram Alir Neraca Massa Alat

2.6.1 Neraca Massa di Sekitar Reaktor (R-01)

Tabel 2. 1 Neraca Massa di Sekitar Reaktor (R-01)

Komponen	Import (kg)	Output (Kg)
	M5	M6
Etilen	100788,84	82646,85
Oksigen	59239,15	35965,57
Nitrogen	106548,20	106548,20
Carbon Dioksida	45252,13	59449,53
Etilen Oksida	-	21410,14
Air	20,31	5828,34
Total	311848,63	311848,63

2.6.2 Neraca Massa di Sekitar Etilen Oksida Absorber (A-01)

Tabel 2. 2 Neraca Massa di Sekitar Etilen Oksida Absorber (A-01)

Komponen	Input (Kg)		Output (Kg)	
	M6	M7	M8	M9
Etilen	82646,85		82646,85	
Oksigen	35965,57		35965,57	
Nitrogen	106548,20		106548,20	
Carbon Dioksida	59449,53		59449,53	
Etilen Oksida	21410,14			21410,14
Air	5828,34	21410,14		27238,48
Sub Total	311848,63	21410,14	284610,15	48648,62
Total	333.258,77		333.258,77	

2.6.3 Neraca Massa di Sekitar Carbon Dioksida Absorber (A-02)

Tabel 2. 3 Neraca Massa di Sekitar Carbon Dioksida Absorber (A-02)

Komponen	Input (Kg)		Output (Kg)	
	M8	M13	M10	M11
Etilen	82646,85		82646,85	
Oksigen	35965,57		35965,57	
Nitrogen	106548,20		106548,20	
Carbon Dioksida	59449,53		47559,63	
Air		10490,14		5626,09
Kalium Karbonat		37291,07		0,00
Kalium Hidrogen Karbonat		-		54045,03
Vanadium Pentaoksida		2119,47		2119,47
DEA		3783,15		3783,15
Sub Total	284610,15	53683,83	272720,24	65573,74
Total	338.293,98		338.293,98	

2.6.4 Neraca Massa di Sekitar Carbon Dioksida Stripper (S-01)

Tabel 2. 4 Neraca Massa di Sekitar Carbon Dioksida Stripper (S-01)

Komponen	Input		Output	
	M11	M12	M13	
Kalium Hidrogen Karbonat	54045,03			
Vanadium Pentaoksida	2119,47		2119,47	
DEA	3783,15		3783,15	
Air	5626,09		10490,14	
Kalium Karbonat			37291,07	
Carbon Dioksida		11889,91		
Sub Total	65573,74	11889,91	53683,83	
Total	65573,74		65573,74	

2.6.5 Neraca Massa di Sekitar Menara Destilasi (D-01)

Tabel 2. 5 Neraca Massa di Sekitar Menara Destilasi (D-01)

Komponen	Input	Output	
	M9	M18	M17
Etilen Oksida	21410,14	10,99	21399,15
Air	20849,62	20784,12	65,49
Sub Total	42259,76	20795,11	21464,65
Total	42259,76	42259,76	

2.6.6 Neraca Massa di Sekitar Purging

Tabel 2. 6 Neraca Massa di Sekitar Purging

Komponen	Input (Kg)	Output (Kg)	
	M10	M14	M15
Etilen	82646,85	4009,86	78636,99
Oksigen	35965,57	1744,98	34220,59
Nitrogen	106548,20	5169,50	101378,70
Carbon Dioksida	47559,63	2307,50	45252,13
Sub Total	272720,24	13231,83	259488,41
Total	272720,24	272720,24	

2.6.7 Neraca Massa di Mixing Point Etilen Feed dan Recycle

Tabel 2. 7 Neraca Massa di Mixing Point Etilen Feed dan Recycle

Komponen	Input (Kg)		Output (Kg)
	M1	M15	M16
Etilen	22151,85	78636,99	100788,84
Oksigen	-	34220,59	34220,59
Nitrogen	-	101378,70	101378,70
Carbon Dioksida	-	45252,13	45252,13
Air	20,31	-	20,31
Sub Total	22172,16	259488,41	281660,57
Total	281660,57	281660,57	

2.6.8 Neraca Massa di Mixing Point Oksigen Feed dan Nitrogen Feed

Tabel 2. 8 Neraca Massa di Mixing Point Oksigen Feed dan Nitrogen Feed

Komponen	Input		Output
	M2	M3	M4
Oksigen	19.131,84		19.131,84
Nitrogen	16,76	5.147,59	5.164,35
Sub Total	19.148,60	5.147,59	24.296,19
Total	24.296,19		24.296,19

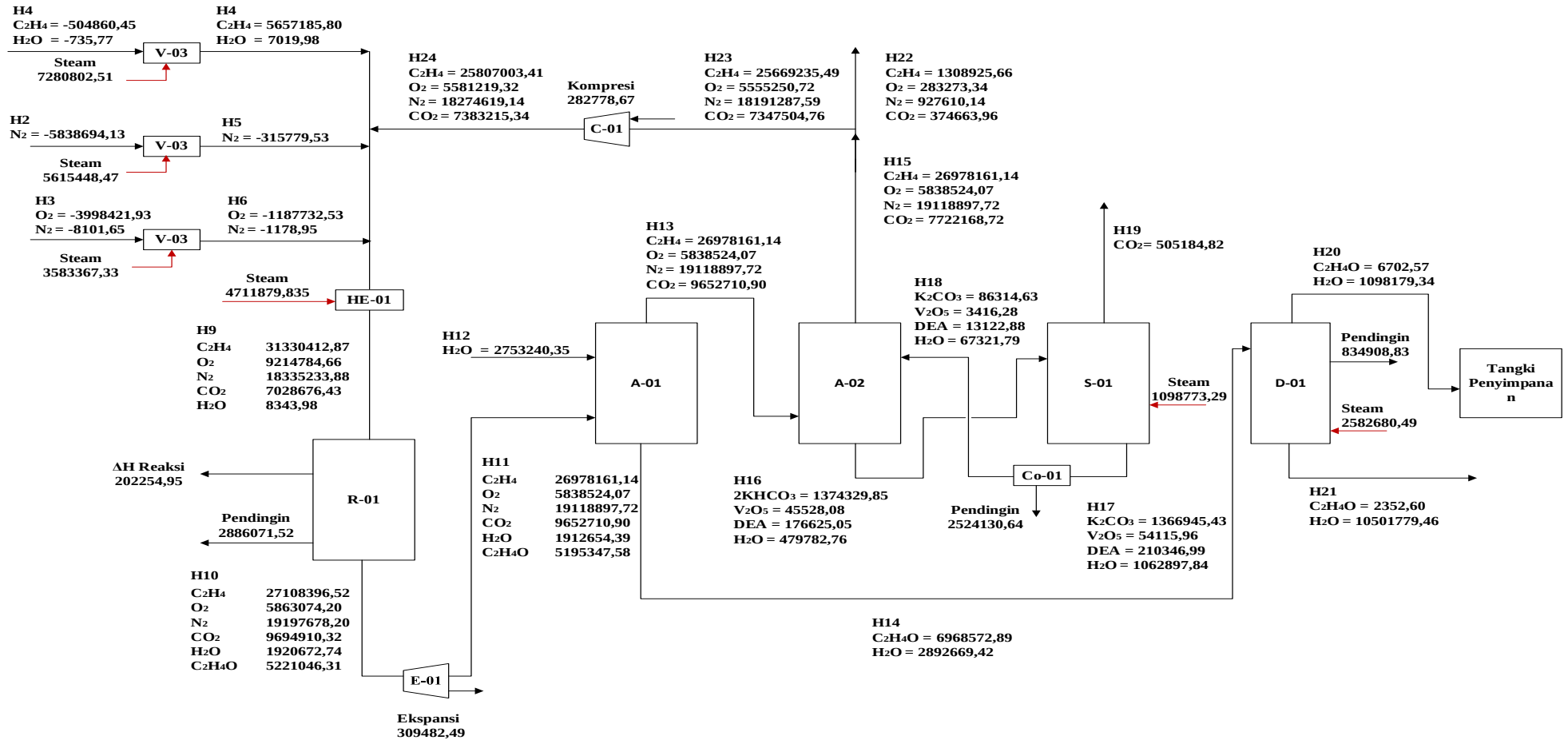
2.6.9 Neraca Massa Overall

Tabel 2. 9 Neraca Massa Overall

Komponen	Input	Output
R-01		
M1		
• C ₂ H ₄	2.2151,85	-
• H ₂ O	20,31	-
M2		
• N ₂	5.147,59	-
M3		
• O ₂	25.018,56	-
• N ₂	21,91	-
M15		
• C ₂ H ₄	78.636,99	-
• O ₂	34.220,59	-
• N ₂	101.378,70	-
• CO ₂	45.252,13	-
A-01		
M7		
• H ₂ O	21.410,14	-
A-02		
M13		

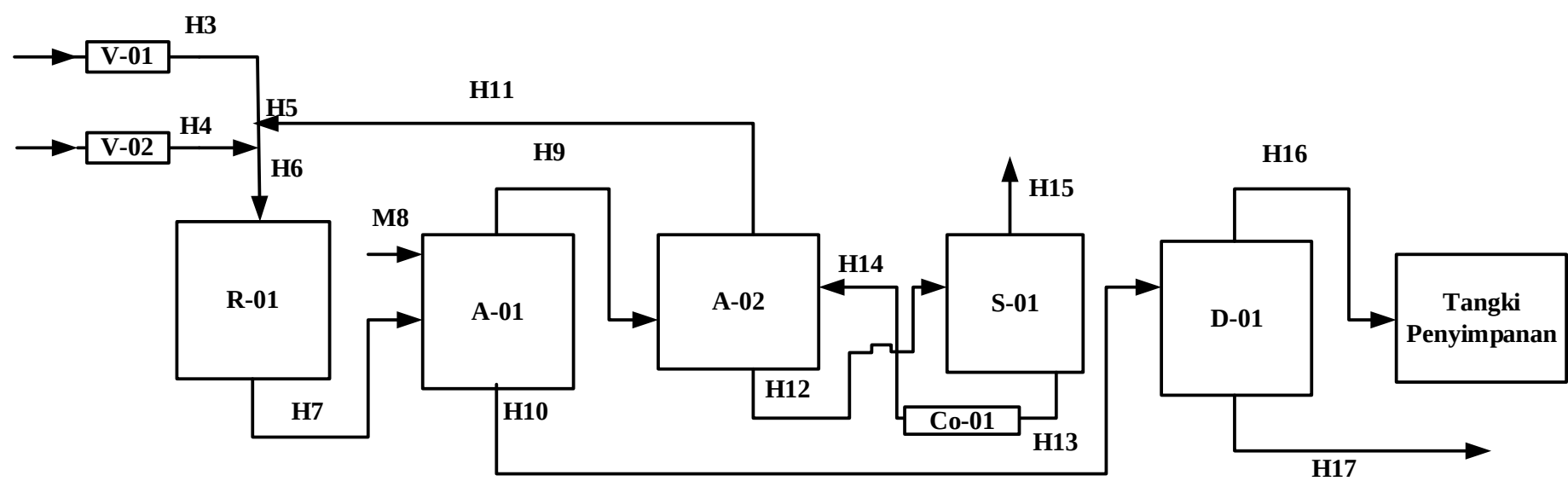
Komponenten	Input	Output
• H ₂ O	10.490,14	-
• K ₂ CO ₃	37.291,07	-
• V ₂ O ₅	2119,47	-
• DEA	3783,15	-
M11		
• H ₂ O	-	5.626,09
• 2KHCO ₃		54.045,03
• V ₂ O ₅	-	2.119,47
• DEA	-	3783,15
M15		78636,99
• C ₂ H ₄		34220,59
• O ₂		101378,70
• N ₂		45252,13
• CO ₂		
M14		
• C ₂ H ₄	-	4009,86
• O ₂	-	1744,98
• N ₂	-	5169,50
• CO ₂	-	2307,50
D-01		
M17		
• C ₂ H ₄ O		21399,15
• H ₂ O	-	65,49
M18		
• C ₂ H ₄ O	-	10,99
• H ₂ O		20784,12
Total	386.942,60	386.942,60

2.7 Diagram Alir Neraca Panas



Gambar 2. 3 Diagram Alir Neraca Panas

2.8 Neraca Panas Alat



Gambar 2. 4 Diagram Alir Neraca Panas Alat

2.8.1 Neraca Panas di Sekitar Reaktor (R-01)

Tabel 2. 10 Neraca Panas di Sekitar Reaktor (R-01)

Komponen	Input (Kj)			Output (Kj)
	H9	ΔH Reaksi	Pendingin	H10
Etilen	31.330.412,87			27.108.396,52
Oksigen	9.214.784,66			5.863.074,20
Nitrogen	18.335.233,88			19.197.678,20
Karbon Dioksida	7.028.676,43			9.694.910,32
Air	8.343,98			1.920.672,74
Etilen Oksida				5.221.046,31
Panas Reaksi		202.254,95		
Pendingin			2.886.071,52	
Sub Total	65.917.451,82	202.254,95	2.886.071,52	69.005.778,28
Total		69.005.778,28		69.005.778,28

2.8.2 Neraca Panas di Sekitar Ekspander (E-01)

Tabel 2. 11 Neraca Panas di Sekitar Ekspander (E-01)

Komponen	Input (Kj)		Output (Kj)	
	H10	H11	Ekspansi	
Etilen	27.108.396,52	26.978.161,14		
Oksigen	5.863.074,20	5.838.524,07		
Nitrogen	19.197.678,20	19.118.897,72		
Karbon Dioksida	9.694.910,32	9.652.710,90		
Air	1.920.672,74	1.912.654,39		
Etilen Oksida	5.221.046,31	5.195.347,58		
Ekspansi				309.482,49
Sub Total	69.005.778,28	68.696.295,80		309.482,49
Total	69.005.778,28	69.005.778,28		

2.8.3 Neraca Panas di Sekitar Etilen Oksida Absorber (A-01)

Tabel 2. 12 Neraca Panas di Sekitar Etilen Oksida Absorber (A-01)

Komponen	Input (Kj)		Output (Kj)	
	H11	H12	H13	H14
Etilen	26.978.161,14		26.978.161,14	
Oksigen	5.838.524,07		5.838.524,07	
Nitrogen	19.118.897,72		19.118.897,72	
Karbon Dioksida	9.652.710,90		9.652.710,90	
Air	1.912.654,39	2.753.240,35		6.968.572,89
Etilen Oksida	5.195.347,58			2.892.669,42
Sub Total	68.696.295,80	2.753.240,35	61.588.293,83	9.861.242,31
Total	71.449.536,15		71.449.536,15	

2.8.4 Neraca Panas di Sekitar Menara Destilasi (D-01)

Tabel 2. 13 Neraca Panas di Sekitar Menara Destilasi (D-01)

Komponen	Input (Kj)			Output (Kj)	
	H14	Reboiler	H20	H21	Kondensor
Etilen Oksida	2.892.669,42		1.098.179,34	2.352,60	
Air	6.968.572,89		6.702,57	10.501.779,46	
Reboiler		2.582.680,49			
Pendingin					834.908,83
Sub Total	9.861.242,31	2.582.680,49	1.104.881,92	10.504.132,06	834.908,83
Total	12.443.922,80			12.443.922,80	

2.8.5 Neraca Panas di Sekitar Carbon Dioksida Absorber (A-02)

Tabel 2. 14 Neraca Panas di Sekitar Carbon Dioksida Absorber (A-02)

Komponen	Input (Kj)			Output (Kj)	
	H13	H18	ΔH Reaksi	H16	H15
Etilen	26.978.161,14				26.978.161,14
Oksigen	5.838.524,07				5.838.524,07
Nitrogen	19.118.897,72				19.118.897,72
Carbon Dioksida	9.652.710,90				7.722.168,72
Air		67.321,79		491.052,90	
Kalium					
Hidrogen				1.406.689,37	
Karbonat					
Vanadium		3.416,28		46.600,04	
Pentaoksida					
DEA		13.122,88		180.827,50	
Kalium Karbonat		86.314,63			
Panas Reaksi			24.452,04		
Sub Total	61.588.293,83	170.175,59	24.452,04	2.125.169,81	59.657.751,65
Total		61.782.921,46			61.782.921,46

2.8.6 Neraca Panas di Sekitar Carbon Dioksida Stripper (S-01)

Tabel 2. 15 Neraca Panas di Sekitar Carbon Dioksida Stripper (S-01)

Komponen	Input (Kj)			Output (Kj)	
	H16	Reboiler	ΔH Reaksi	H17	H19
Carbon Dioksida					505.184,82
Air	491.052,90			925.713,64	
Kalium					
Hidrogen	1.406.689,37				
Karbonat					
Vanadium	46.600,04			47.116,27	
Pentaoksida					

Komponen	Input (Kj)			Output (Kj)	
	H16	Reboiler	ΔH Reaksi	H17	H19
DEA	180.827,50			182.852,01	
Kalium				1.190.178,27	
Karbonat					
Panas Reaksi			24.452,04		
Pemanas		701.423,17			
Sub Total	2.125.169,81	701.423,17	24.452,04	2.345.860,19	505.184,82
Total		2.851.045,02		2.851.045,02	

2.8.7 Neraca Panas di Sekitar Bottom Stripper Cooler (Co-01)

Tabel 2. 16 Neraca Panas di Sekitar Bottom Stripper Cooler (Co-01)

Komponen	Input (Kj)		Output (Kj)	
	H17	H18	Pendingin	
Kalium	1.190.178,27	86.314,63		
Karbonat				
Vanadium	47.116,27	3.416,28		
Pentaoksida				
DEA	182.852,01	13.122,88		
Air	925.713,64	67.321,79		
Pendingin			2.175.684,60	
Sub Total	2.345.860,19	170.175,59	2.175.684,60	
Total	2.345.860,19	2.345.860,19		

2.8.8 Neraca Panas di Sekitar Purging

Tabel 2. 17 Neraca Panas di Sekitar Purging

Komponen	Input (Kj)		Output (Kj)	
	H15	H22	H21	
Etilen	26.978.161,14	25.669.235,49	1.308.925,66	
Oksigen	5.838.524,07	5.555.250,72	283.273,34	
Nitrogen	19.118.897,72	18.191.287,59	927.610,14	

Komponen	Input (Kj)	Output (Kj)	
	H15	H22	H21
Karbon	7.722.168,72	7.347.504,76	374.663,96
Dioksida			
Sub Total	59.657.751,65	56.763.278,55	2.894.473,10
Total	59.657.751,65	59.657.751,65	

2.8.9 Neraca Panas di Sekitar Kompresor (C-01)

Tabel 2. 18 Neraca Panas di Sekitar Kompresor (C-01)

Komponen	Input (Kj)		Output (Kj)
	H22	Ekspansi	H23
Etilen	25.669.235,49		25.807.003,41
Oksigen	5.555.250,72		5.581.219,32
Nitrogen	18.191.287,59		18.274.619,14
Karbon	7.347.504,76		7.383.215,34
Dioksida			
Ekspansi		282.778,67	
Sub Total	56.763.278,55	282.778,67	57.046.057,22
Total	57.046.057,22		57.046.057,22

2.8.10 Neraca Panas di Sekitar Etilen Vaporizer (V-01)

Tabel 2. 19 Neraca Panas di Sekitar Etilen Vaporizer (V-01)

Komponen	Input (Kj)			Output (Kj)	
	H1	Reboiler	H4	Sensible	Laten
Etilen	- 504.860,45		5.657.185,80	1.103.683,01	5.615.310,73
Air	-735,77		7.019,98	1.651,37	50.826,46
Reboiler		12.941.273,57			
Sub Total	-505.596,22	12.941.273,57	5.664.205,78	1.105.334,38	5.666.137,19
Total	12.435.677,35			12.435.677,35	

2.8.11 Neraca Panas di Sekitar Nitrogen Vaporizer (V-02)

Tabel 2. 20 Neraca Panas di Sekitar Nitrogen Vaporizer (V-02)

Komponen	Input (Kj)		Output (Kj)		
	H2	Reboiler	H5	Sensible	Laten
Nitrogen	-5.838.694,13		- 315.779,53	92.319,60	214.272,75
Reboiler		5.829.506,95			
Sub Total	- 5.838.694,13	5.829.506,95	- 315.779,53	92.319,60	214.272,75
Total	- 9.187,19		- 9.187,19		

2.8.12 Neraca Panas di Sekitar Oksigen Vaporizer (V-03)

Tabel 2. 21 Neraca Panas di Sekitar Oksigen Vaporizer (V-03)

Komponen	Input		Output		
	H3	Reboiler	H6	Sensible	Laten
Oksigen	- 3.998.421,93		- 1.187.732,53	761.298,17	3.115.330,59
Nitrogen	- 8.101,65		- 1.178,95	1.341,17	555,51
Reboiler		6.696.137,54			
Sub Total	- 4.006.523,58	6.696.137,54	- 1.188.911,48	762.639,35	3.115.886,10
Total	2.689.613,96		2.689.613,96		

2.8.13 Neraca Panas di Sekitar Heat Exchanger (HE-01)

Tabel 2. 22 Neraca Panas di Sekitar Heat Exchanger (HE-01)

Komponen	Input (Kj)		Output (Kj)
	H9	Pemanas	H9
Etilen	28.940.486,89		31.330.412,87
Oksigen	8.594.879,09		9.214.784,66
Nitrogen	17.123.985,86		18.335.233,88
Karbon Dioksida	6.538.435,80		7.028.676,43
Air	7.784,34		8.343,98
Pemanas		4.711.879,83	
Sub Total	61.205.571,98	4.711.879,83	65.917.451,82
Total	65.917.451,82		65.917.451,82

2.8.14 Neraca Panas di Sekitar Mixing Point Etilen Feed dan Recycle

Tabel 2. 23 Neraca Panas di Sekitar Mixing Point Etilen Feed dan Recycle

Komponen	Input (Kj)		Output (Kj)
	H4	H23	H8
Etilen	5.657.185,80	25.807.003,41	32.191.433,48
Oksigen		5.581.219,32	5.450.720,71
Nitrogen		18.274.619,14	17.855.708,44
Carbon		7.383.215,34	7.203.856,95
Dioksida			
Air	7.019,98		8.543,42
Sub Total	5.664.205,78	57.046.057,22	62.710.263,00
Total	62.710.263,00		62.710.263,00

2.8.15 Neraca Panas di Sekitar Mixing Point Oksigen Feed dan Nitrogen Feed

Tabel 2. 24 Neraca Panas di Sekitar Mixing Point Oksigen Feed dan Nitrogen Feed

Komponen	Input		Output
	H5	H6	H7
Oksigen		- 1.187.732,53	- 1.219.170,25
Nitrogen	- 315.779,53	- 1.178,95	- 285.520,77
Sub Total	- 315.779,53	- 1.188.911,48	- 1.504.691,02
Total	- 1.504.691,02		- 1.504.691,02

2.8.16 Neraca Panas Overall

Tabel 2. 25 Neraca Panas Overall

Aliran	Komponen	Bahan Masuk	Panas Keluar
H1	C ₂ H _{4(g)}		504.860,45
	H ₂ O _(g)		735,77
	Q Pemanas	7.280.802,51	
H2	N _{2(g)}		5.838.694,13
	Q Pemanas	5.615.448,47	
H3	O _{2(g)}		3.998.421,93
	N _{2(g)}		8.101,65
	Q Pemanas	3.583.367,33	
H24	C ₂ H _{4(g)}	25.807.003,41	
	O _{2(g)}	5.581.219,32	
	N _{2(g)}	18.274.619,14	
	CO _{2(g)}	7.383.215,34	
	Steam	4.711.879,83	
	Q Reaksi		202.254,95
	Pendingin		2.886.071,52
H12	H ₂ O _(l)		309.482,49
	Ekspansi	2.753.240,35	
H18	H ₂ O _(l)	67.321,79	
	K ₂ CO _{3(l)}	86.314,63	
	V ₂ O _{5(l)}	3.416,28	
	DEA _(l)	13.122,88	
	Q reboiler	1.098.773,29	
	Q Reaksi		24.452,04
	Pendingin		2.524.130,64
H19	CO _{2(g)}		505.184,82
H22	C ₂ H _{4(g)}		1.308.925,66
	O _{2(g)}		283.273,34
	N _{2(g)}		927.610,14
	CO _{2(g)}		374.663,96

Aliran	Komponen	Bahan Masuk	Panas Keluar
H23	C ₂ H _{4(g)}		25.669.235,49
	O _{2(g)}		5.555.250,72
	N _{2(g)}		18.191.287,59
	CO _{2(g)}		7.347.504,76
	Kompresi	282.778,67	
H20	C ₂ H _{4O(l)}		1.098.179,34
	H ₂ O(l)		6.702,57
H21	C ₂ H _{4O(l)}		2.352,60
	H ₂ O(l)		10.501.779,46
	Q Pemanas	2.582.680,49	
	Q kondensor		834.908,83
Total		85.125.203,75	85.125.203,75
Q Loss	6.554.593,48		
Efisiensi	$= (Q \text{ total} - Q \text{ loss}) : Q \text{ total} \times 100\%$ $= 92,30 \%$		

2.9 Tata Letak Pabrik dan Peralatan Proses

2.9.1 Tata Letak Pabrik

Desain tata letak pabrik dirancang dengan baik agar pemanfaatan ruang pabrik efisien dan proses produksi berjalan lancar. Penentuan tata letak pabrik perlu diperhatikan posisi alat produksi agar tercipta lingkungan yang aman, selamat, dan nyaman bagi para pekerja. Adapun hal umum yang harus diperhatikan dalam perancangan tata letak pabrik yaitu:

- Kemungkinan perluasan pabrik dan penambahan bangunan

Area perluasan pabrik direncanakan sejak awal untuk kebutuhan tempat disediakan dan tidak adanya masalah dimasa yang akan mendatang. Area khusus disiapkan untuk perluasan pabrik dalam hal penambahan kapasitas ataupun pengolahan produk sendiri ke produk lain.

- Keamanan

Keamanan perlu diterapkan dalam penentuan tata letak pabrik agar mencegah terjadinya kecelakaan kerja ataupun bahaya yang lainnya. Bahaya kebakaran, ledakan, asap atau gas beracun perlu diperhatikan. Untuk itu harus dilakukan penempatan alat-alat pengaman dan pengaturan tata letak pabrik seperti bahan baku ataupun produk yang berbahaya diberikan area

husus serta memberikan jarak antara bangunan satu dengan yang lain guna memberikan ruang yang leluasa untuk keselamatan.

- Luas area yang tersedia

Pemakaian tempat disesuaikan dengan area yang tersedia. Efisiensi dalam pemakaian ruangan hingga peralatan perlu diatur sedemikian rupa agar menghemat tempat, hal ini dilakukan apabila harga tanah tinggi.

- Instalasi dan utilitas

Penempatan dan pemasangan distribusi gas, udara, steam, air, dan listrik membantu dalam kemudahan kerja dan perawatannya sehingga perlu diatur tata letaknya sedemikian rupa agar memudahkan petugas dalam perawatannya dan menjamin kelancaran proses produksi.

2.9.2 Tata Letak Peralatan Proses

Dalam Penentuan *layout* peralatan proses pada pabrik etilen oksida ada beberapa hal perlu diperhatikan yaitu:

- Aliran bahan baku dan produk

Pengaliran bahan baku yang tepat akan menunjang kelancaran dan keamanan produksi. Elevasi pipa, untuk pipa di atas tanah sebaiknya dipasang pada ketinggian 3 meter atau lebih, sedangkan pipa pada permukaan tanah perlu diatur agar tidak mengganggu lalu lintas pekerja.

- Aliran udara

Aliran udara di dalam dan sekitar area proses perlu diperhatikan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat yang dapat mengakibatkan akumulasi bahan kimia yang berbahaya sehingga dapat membahayakan keselamatan pekerja.

- Cahaya

Penerangan pabrik harus memadai dan pada tempat-tempat proses yang berbahaya dan berisiko tinggi perlu diberi penerangan tambahan.

- Lalu lintas manusia

Perancangan *lay out* perlu diperhatikan gara pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan tepat dan mudah sehingga apabila ada gangguan dalam alat proses dapat segera diperbaiki. Selain itu, keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya juga perlu diperhatikan.

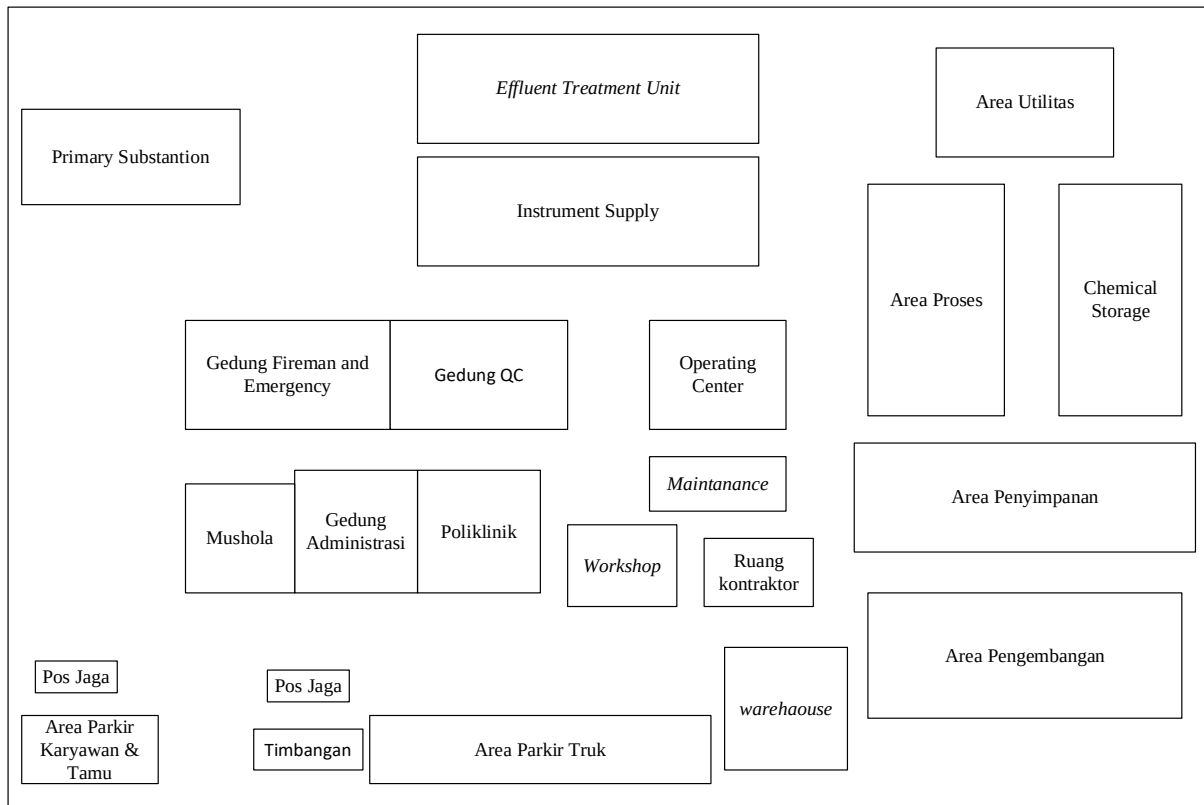
- Jarak antar proses

Jarak alat proses yang memiliki temperatur dan tekanan operasi yang tinggi sebaiknya ditempatkan dan dipisahkan dari alat proses lainnya sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut tidak membahayakan alat proses lainnya.

- Pertimbangan ekonomi

Penempatan alat proses pada pabrik diusahakan agar dapat menjamin kelancaran dan keamanan produksi sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.

Pada perancangan pabrik etilen oksida layout peralatan pabrik dapat dilihat seperti pada gambar berikut:



Keterangan:

- A-01 : Ethylene Oxide (EO) Absorber
- A-02 : Karbon Dioksida Absorber
- C-01 : Oxygen-Nitrogen Compressor
- C-02 : Recycle Compressor
- Co-01 : Condensor
- D-01 : Distillation Column
- E-01 : Reactor Product Expander
- E-02 : Bottom Product EO Absorber
- E-03 : Bottom Product CO₂ Absorber
- H-01 : Feed-Product Heat Exchanger
- H-02 : Co₂ Absorber-Stripper Heat Exchanger

P-01 : Oxygen Pump
P-02 : Nitrogen Pump
P-03 : Ethylene Pump
P-04 : Eo Absorber Pump
P-05 : Co₂ Absorber Pump
P-06 : Co₂ Stripper Pump
P-07 : Distillate Pump
R-01 : Reactor
Rb-01 : Reboiler
S-01 : Stripper Column
T-01 : Ethylene Tank
T-02 : Ethylene Tank
T-03 : Nitrogen Tank
T-04 : Ethylene Oxide Tank
V-01 : Ethylene Vaporizer
V-02 : Nitrogen Vaporizer
V-03 : Oksigen Vaporizer