

BAB II

DESKRIPSI PROSES

2.1. Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

2.1.1. Spesifikasi Bahan Baku

Komponen utama dalam sintesis etilen oksida adalah etilen dan oksigen. Menurut Othmer (1980), spesifikasi etilen umumnya terdiri dari 99,85% etilen. Jumlah kontaminan etana harus diperhatikan secara serius, karena konsentrasi etana yang tinggi dapat menyebabkan peningkatan konsentrasi inhibitor klorida, dengan berdampak negatif pada kualitas produk, umur katalis, dan material konstruksi. Menurut Othmer (1980), komposisi oksigen umumnya berkisar antara 95% hingga 99,95%. Bahan baku berupa etilen diperoleh dari PT. Chandra Asri Petrochemical Tbk, Cilegon, dengan komposisi 99,99% etilen dan 0,01% impuritas. Oksigen sebagai bahan baku diperoleh dari PT. Air Liquid Tbk, Cilegon, dengan kemurnian oksigen 99%.

1. Etilen

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

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

2.1.2. Spesifikasi Produk

Reaksi utama menghasilkan etilen oksida dengan komposisi sebesar 99,7% dan air sebesar 0,03%. Proses tersebut menghasilkan reaksi samping berupa CO₂.

1. Etilen Oksida

Rumus Molekul	: C_2H_4O
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

Rumus Molekul	: H_2O
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

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

2.1.3. Bahan Penunjang

Bahan pendukung berupa katalis yang terdiri dari perak dan nitrogen sebagai gas inert.

1. Perak

Rumus Molekul	: Ag
Berat Molekul	: 107,87 kg/kmol
Wujud	: Padat
Titik didih	: 1950 °C
Titik leleh	: 960,5 °C

Specific gravity : 10,5 pada 20°C

2. Nitrogen

Wujud : cair, tidak berwarna

Suhu : -194,15 °C

Tekanan : 5,92 atm

Berat Molekul : 28 gr/mol

Berat jenis : 0,453 gr/ml

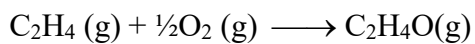
Kemurnian : 100 % berat

2.2. Konsep Proses

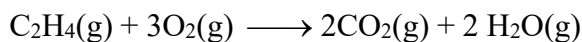
2.2.1. Dasar Reaksi

Dasar reaksi pembentukan etilen oksida yaitu reaksi oksidasi langsung dengan etilen, sebagaimana dinyatakan oleh Othmer (1980).

Reaksi utama:



Reaksi samping:



Menurut Othmer (1980), reaksi yang berlangsung terjadi dalam fase gas pada kondisi operasi reaktor dengan suhu 200-300°C dan tekanan 1-3 MPa (10-30 atm). Konversi yang diperoleh berkisar antara 8-12% dengan selektivitas 75-82%. Konversi dipertahankan pada 8-12% untuk mencapai selektivitas yang tinggi.

2.2.2. Mekanisme Reaksi

Pembentukan etilen Oksida adalah sebagai berikut.

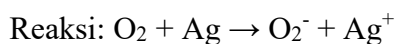
1) Proses Adsorpsi Oksigen

Oksigen akan teradsorpsi pada permukaan katalis selama proses tersebut. Menurut Othmer (1980), tipe spesimen oksigen yang teradsorpsi pada katalis perak adalah:

- Oksigen monoatomik yang terikat secara kimia melalui adsorpsi disosiatif



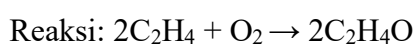
- Oksigen diatomik yang dihasilkan dari adsorpsi nondissosiatif



2) Proses Reaksi Oksigen dengan Etilen

Menurut Othmer (1980), terdapat dua reaksi yang terjadi yaitu:

- Reaksi antara oksigen diatomik dan etilen menghasilkan etilen oksida



- Reaksi antara oksigen monoatomik dan etilen yang menghasilkan CO₂ dan H₂O.

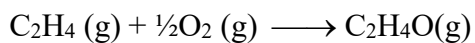


2.2.3. Tinjauan Termodinamika

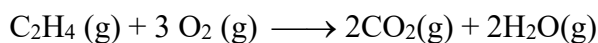
Untuk menentukan karakteristik reaksi, perlu dilakukan perhitungan entalpi reaksi (H). Ini dilakukan untuk menentukan apakah reaksi berlangsung secara eksotermis atau endotermis. Perhitungan panas reaksi dihitung menggunakan data standar entalpi suhu 25°C (298 K) mengacu pada Smith Van Ness (2001).

Persamaan Reaksi:

Reaksi utama:



Reaksi samping:



Data Harga ΔH°_{f298}

$$\Delta H^\circ_f C_2H_4 = 52.510 \text{ j/mol}$$

$$\Delta H^\circ_f O_2 = 0 \text{ j/mol}$$

$$\Delta H^\circ_f C_2H_4O = -52.630 \text{ j/mol}$$

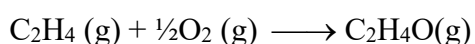
$$\Delta H^\circ_f H_2O = -241.818 \text{ j/mol}$$

$$\Delta H^\circ_f CO_2 = -393.509 \text{ j/mol}$$

Jika $\Delta H = (-)$ reaksi bersifat eksotermis

Jika $\Delta H = (+)$ reaksi bersifat endotermis

Reaksi Utama:

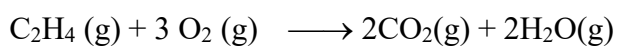


$$\Delta H^\circ_{298} = \Delta H^\circ_f \text{ produk} - \Delta H^\circ_f \text{ reaktan}$$

$$\Delta H^\circ_{298} = (-52.630) - (52.510+0)$$

$$= - 105.140 \text{ j/mol}$$

Reaksi Samping



$$\Delta H^\circ_{298} = \Delta H^\circ_f \text{ produk} - \Delta H^\circ_f \text{ reaktan}$$

$$\Delta H^\circ_{298} = ((2 \times -393.509) + (2 \times -241.818)) - (52.510+0)$$

$$= ((-787.018)+(-483.636)) - (52.510)$$

$$= - 1.270.654 \text{ j/mol}$$

$$\Delta H^\circ_{\text{total}} = - 1.375.794 \text{ j/mol}$$

Nilai $\Delta H^\circ_{\text{reaksi}}$ yang diperoleh untuk kedua reaksi adalah negatif, sehingga reaksi berlangsung secara eksotermis.

2.2.4. Konstanta Kesetimbangan Reaksi

Menurut Smith Van Ness (2001), arah reaksi, apakah searah atau bolak-balik, dapat ditentukan melalui nilai konstanta kesetimbangan reaksi (K).

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

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

Nilai ΔG°_{298} dapat dihitung melalui Data Harga ΔG°_{f298} dari Van Ness (2001).

$$\Delta G^{\circ} \text{ C}_2\text{H}_4 = 68.460 \text{ j/mol}$$

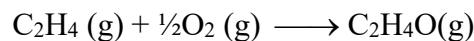
$$\Delta G^{\circ} \text{ O}_2 = 0 \text{ j/mol}$$

$$\Delta G^{\circ} \text{ C}_2\text{H}_4\text{O} = -13.010 \text{ j/mol}$$

$$\text{H}_2\text{O} = -228.572 \text{ j/mol}$$

$$\Delta G^{\circ} \text{ CO}_2 = -394.359 \text{ j/mol}$$

Reaksi Utama:

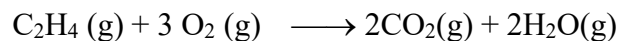


$$\Delta G^{\circ}_{298} = \Delta G^{\circ}_{\text{produk}} - \Delta G^{\circ}_{\text{reaktan}}$$

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

$$= - 81.470 \text{ j/mol}$$

Reaksi Samping



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

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

$$= ((-788.718) + (-457.144)) - (52.510)$$

$$= - 1.298.372 \text{ j/mol}$$

$$\Delta G^{\circ}_{\text{total}} = - 1.379.842 \text{ j/mol}$$

Didapatkan nilai $\Delta G^{\circ}_{\text{total}}$ sebesar -1.379.842 j/mol, dapat ditentukan nilai konstanta reaksinya

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

$$\ln K_{298} = - \frac{- 1.379.842 \text{ j/mol}}{8,314 \text{ j/mol.K } 298 \text{ K}}$$

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

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

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

$$K = e^{556.93}$$

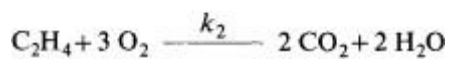
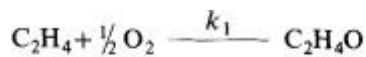
$$K = 7,46 \times 10^{241}$$

Nilai K yang tinggi diperoleh, sehingga reaksi bersifat irreversible.

2.2.5. Tinjauan Kinetika

Etilen Oksida dihasilkan dari reaksi oksidasi fase gas dari etilen. Dari perspektif kinetika, laju reaksi akan meningkat seiring dengan kenaikan suhu. Hal ini dianalisis menggunakan persamaan Arrhenius.

Dalam penelitian Hans Rudolf Dettwiler berjudul Kinetics of Ethylene Oxidation on a Supported Silver Catalyst tahun 1979, diperoleh nilai konstanta kecepatan reaksi pembentukan etilen oksida sebagai berikut.



$$k_1 = 40.69 \exp \left[-\frac{76970}{R \cdot T} \right], \quad [\text{mol} \cdot \text{g}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}] \quad T > 490 \text{ K};$$

$$k_2 = 1.34 \exp \left[-\frac{63070}{R \cdot T} \right], \quad [\text{mol} \cdot \text{g}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}] \quad T > 490 \text{ K};$$

Dengan suhu 240°C (513K)

Diperoleh nilai

$$k_1 = 5,92 \times 10^{-7}$$

$$k_2 = 5,07 \times 10^{-7}$$

2.2.6. Kondisi Operasi

Reaksi yang berlangsung adalah reaksi eksotermis yang terjadi dalam fase di reaktor *fixed bed multi tube*. Menurut Othmer (1980), reaksi dapat berlangsung pada suhu 100°C hingga 300°C dengan tekanan 10 hingga 30 atm. Konversi yang diperoleh berkisar antara 8% hingga 12% dengan selektivitas 75-82%. Kondisi operasi yang ditentukan adalah suhu operasi 240°C dengan tekanan 15 atm. Menurut Mitsuhata (1983), sintesis etilen oksida menggunakan katalis perak pada suhu 240°C dan tekanan 15 atm menghasilkan konversi sebesar 8% dengan selektivitas 75,1%.

2.3. Langkah Proses

Proses sintesis etilen oksida dari etilen dengan oksigen secara umum dapat di bagi menjadi empat seksi atau tahapan.

- a) Seksi Persiapan Bahan Baku
- b) Seksi Sintesis Etilen Oksida
- c) Seksi Pemurnian Produk
- d) Seksi Pemisahan Produk Samping

Urutan proses secara lengkap sebagai berikut:

a) Seksi Persiapan Bahan Baku

Persiapan bahan baku bertujuan untuk:

- **Mengubah fase reaktan yang tersimpan dalam keadaan cair menjadi gas.**

Etilen yang disimpan dalam tangki T-01 berada dalam keadaan cair pada suhu -43°C dan tekanan 15 atm. Selanjutnya, etilen dipompa masuk ke dalam vaporizer V-01 untuk diubah menjadi fase gas pada tekanan yang sama. Proses ini menyebabkan etilen keluar dari vaporizer dalam bentuk uap pada suhu $91,47^{\circ}\text{C}$. Oksigen dan nitrogen berada dalam keadaan cair pada suhu $-52,85^{\circ}\text{C}$ dan -54°C , masing-masing pada tekanan 15 atm. Kedua gas ini selanjutnya dimasukkan ke dalam oksigen vaporizer V-03 dan nitrogen vaporizer V-02 untuk mengalami transisi fase menjadi uap. Oksigen keluar dari vaporizer pada suhu $-42,84^{\circ}\text{C}$, sedangkan nitrogen keluar pada suhu $-52,37^{\circ}\text{C}$.

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

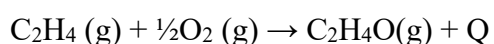
Uap oksigen dan nitrogen selanjutnya dicampurkan di titik pencampuran. Temperatur campuran tersebut adalah $-44,65^{\circ}\text{C}$ dengan tekanan 15 atm. Uap etilen, dengan suhu $91,47^{\circ}\text{C}$, tidak dicampur secara langsung dengan uap nitrogen dan oksigen. Sebagai alternatif, uap etilen terlebih dahulu dicampurkan dengan aliran produk daur ulang. Setelah pencampuran, kombinasi uap etilen dan aliran daur ulang memiliki suhu $244,99^{\circ}\text{C}$ dan tekanan 15 atm. Campuran oksigen segar nitrogen kemudian dicampurkan dengan campuran etilen dan aliran daur ulang. Hasil pencampuran ini mencapai suhu $225,94^{\circ}\text{C}$. Sebelum memasuki reaktor, umpan melalui heat exchanger (HE-01) untuk meningkatkan suhunya. Pemanasan dilakukan dengan media pemanas steam pada suhu 300°C untuk mencapai kondisi operasional reaktor yang diinginkan, yaitu 240°C .

b) Seksi Sintesa Etilen Oksida

Sintesis etilen oksida ini bertujuan untuk mereaksikan reakta untuk menghasilkan etilen oksida. Reaksi 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 sebesar 8% dengan selektivitas 75,1%.

Reaksi utama yang terjadi di reaktor :



Reaksi samping :



Karena reaksi bersifat eksotermis, pendingin berupa air jenuh digunakan untuk mencegah reaksi melampaui rentang suhu yang diizinkan. Air pendingin masuk pada suhu 30°C dan keluar pada suhu 47°C . Produk yang dihasilkan dari reaktor berada pada suhu 250°C dan tekanan 15 atm.

Sebelum produk dimasukkan ke dalam etilen oksida absorber (A-01), produk tersebut terlebih dahulu melewati ekspander (E-01) untuk menurunkan tekanannya menjadi 4 atm, dengan suhu keluaran dari (E-01) sebesar 249,09°C. Produk akan dimasukkan ke dalam etilen oksida absorber (A-01) dan larut sepenuhnya dalam air.

c) Seksi Pemurnian Produk

Bertujuan untuk memisahkan etilen oksida dari campuran gas yang terdiri dari etilen, oksigen yang tidak bereaksi gas CO₂ dan nitrogen. Gas hasil reaktor memasuki absorber etilen oksida (A-01) melalui bagian bawah kolom, sementara air sebagai penyerapnya dengan suhu 65°C dan tekanannya 1 atm, masuk melalui bagian atas kolom. Dalam kolom absorber ini, etilen oksida akan terabsorpsi sempurna oleh air dan keluar sebagai hasil bawah pada suhu 104,99°C dan tekanannya 4 atm. Larutan etilen oksida tersebut dimasukkan ke dalam menara distilasi untuk proses pemurnian. Output dari menara distilasi (D-01) adalah produk etilen oksida dengan kemurnian 99,87% sedangkan output bawah sebagian besar terdiri dari air. Sebagian destilat akan dikembalikan ke menara distilasi (D-01) sebagai refluk sementara sisanya akan disimpan di tangki produk etilen oksida (T-03) pada suhu 57°C, dan tekanan 3,9 atm. Hasil atas kolom absorber (A-01) dimasukkan ke kolom CO₂ Absorber (A-02) untuk menghilangkan kandungan gas CO₂ sebelum didaur ulang ke reaktor.

d) Seksi Pemisahan Produk Samping

Produk samping, khususnya CO₂, harus dihapus dari system untuk mencegah akumulasi. Sistem penghilangan yang dipilih adalah sistem Benfield, di mana gas dimasukkan ke dalam kolom penyerap CO₂ (A-02) yang beroperasi pada tekanan 4 atm dan suhu 249°C. Di sini, CO₂ dalam gas akan bereaksi dengan larutan Benfield pada suhu 27°C, menghasilkan potasium bikarbonat dalam reaksi:

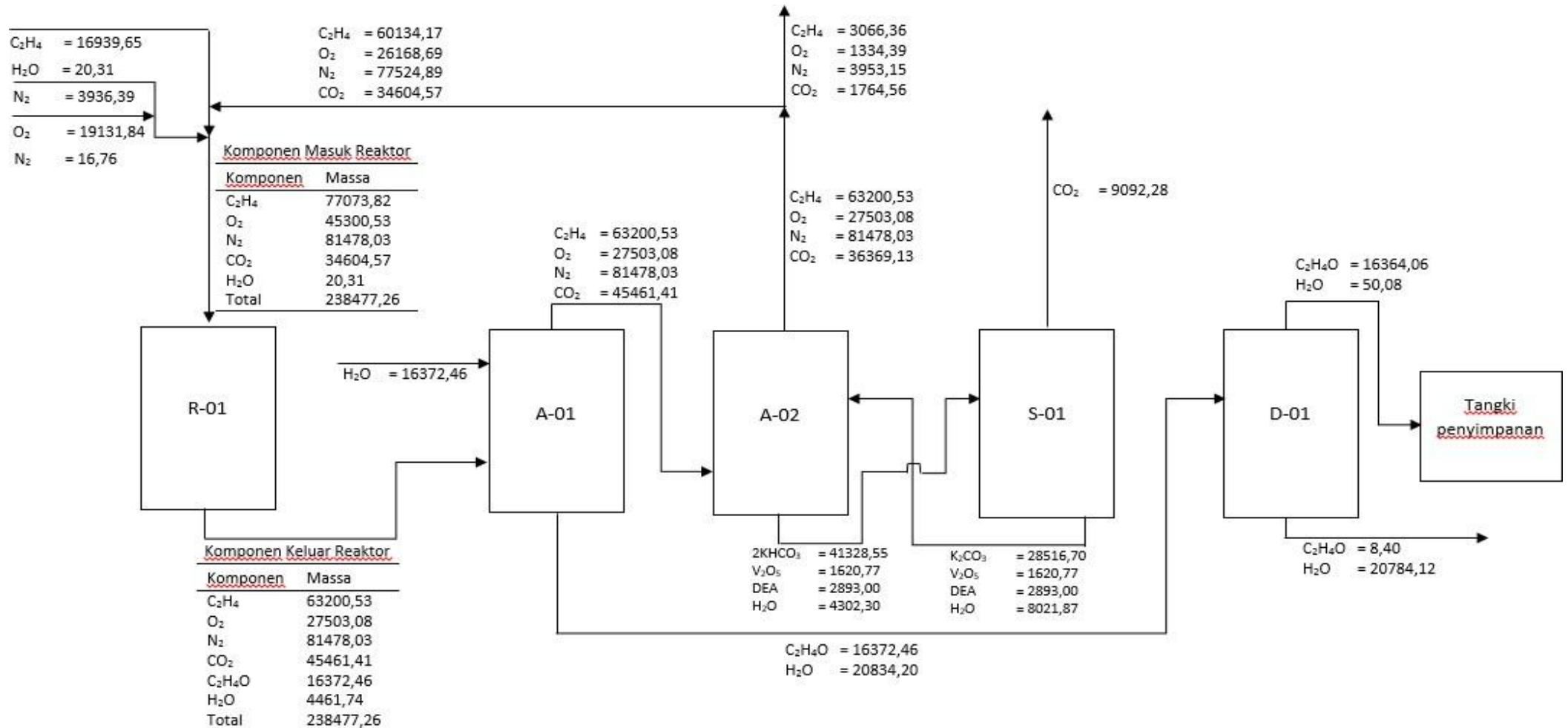


CO₂ yang terserap pada CO₂ absorber (A-02) diharapkan sekitar 20%. Diantisipasi bahwa CO₂ yang diserap oleh CO₂ absorber (A-02) mencapai sekitar 20%. Potasium bikarbonat selanjutnya mengalir ke kolom stripper (S-01) pada suhu 51,65 °C sebagai hasil bawah. Stripper (S-01) berfungsi untuk menghilangkan CO₂ dari larutan Benfield dengan menggunakan uap sebagai tenaga pemisah, sehingga larutan Benfield dapat diregenerasi dan CO₂ dapat dipisahkan. CO₂ kemudian dikeluarkan dari bagian atas stripper (S-01) 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).

2.4. Diagram Alir Neraca Massa

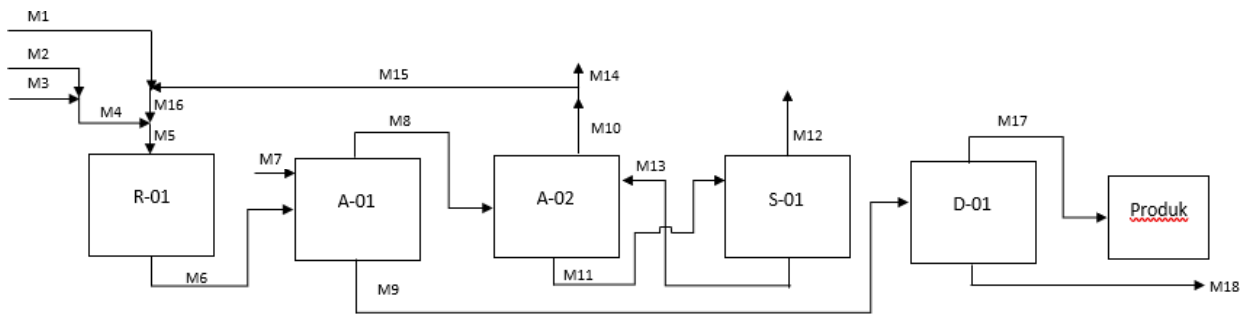
Satuan: Kg

Basis : 1 jam



Gambar 2. 1 Diagram Alir Neraca Massa

2.5. Neraca Massa Alat



Gambar 2. 2 Blok Diagram Neraca Massa

2.5.1. Neraca Massa di Sekitar Reaktor (R-01)

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

Komponen	Input	Output
	M5	M6
Etilen	77.073,82	63.200,53
Oksigen	45.300,53	27.503,08
Nitrogen	81.478,03	81.478,03
Karbon Dioksida	34.604,57	45.461,41
Etilen Oksida	-	16.372,46
Air	20,31	4.461,74
Total	238.477,26	238.477,26

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

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

Komponen	Input (Kg)		Output (Kg)	
	M6	M7	M8	M9
Etilen	63.200,53		63.200,53	
Oksigen	27.503,08		27.503,08	
Nitrogen	81.478,03		81.478,03	
Karbon Dioksida	45.461,41		45.461,41	
Etilen Oksida	16.372,46			16.372,46
Air	4.461,74	16.372,46		20.834,20
Sub Total	238.477,26	16.372,46	217.643,06	37.206,67
Total	254.849,72		254.849,72	

2.5.3. Neraca Massa di Sekitar Karbon Dioksida Absorber (A-02)

Tabel 2. 3 Neraca Massa Karbon Dioksida Absorber (A-02)

Komponen	Input (Kg)		Output (Kg)	
	M8	M13	M10	M11
Etilen	63.200,53		63.200,53	
Oksigen	27.503,08		27.503,08	
Nitrogen	81.478,03		81.478,03	
Karbon Dioksida	45.461,41		36.369,13	
Air		8.021,87		4.302,30
Kalium Karbonat		28.516,70		
Kalium Hidrogen Karbonat				41.328,55
Vanadium Pentaoksida		1.620,77		1.620,77
DEA		2.893,00		2.893,00
Sub Total	217.643,06	41.052,34	208.550,77	50.144,62
Total	258.695,40		258.695,40	

2.5.4. Neraca Massa di Sekitar Karbon Dioksida Stripper (S-01)

Tabel 2. 4 Neraca Massa Karbon Dioksida Stripper (S-01)

Komponen	Input		Output
	M11	M12	M13
Kalium Hidrogen Karbonat	41.328,55		
Vanadium Pentaoksida	1.620,77		1.620,77
DEA	2.893,00		2.893,00
Air	4.302,30		8.021,87
Kalium Karbonat			28.516,70
Karbon Dioksida		9.092,28	
Sub Total	50.144,62	9.092,28	41.052,34
Total	50.144,62		50.144,62

2.5.5. Neraca Massa di Sekitar Menara Destilasi (D-01)

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

Komponen	Input		Output
	M9	M18	M17
Etilen Oksida	16.372,46	8,40	16.364,06
Air	20.834,20	20.784,12	50,08
Sub Total	37.206,67	20.792,52	16.414,14
Total	37.206,67		37.206,67

2.5.6. Neraca Massa di Sekitar Purgung

Tabel 2. 6 Neraca Massa Purgung

Komponen	Input (Kg)		Output (Kg)
	M10	M14	M15
Etilen	63.200,53	3.066,36	60.134,17
Oksigen	27.503,08	1.334,39	26.168,69
Nitrogen	81.478,03	3.953,15	77.524,89
Karbon Dioksida	36.369,13	1.764,56	34.604,57
Sub Total	208.550,77	10.118,46	198.432,31
Total	208.550,77	208.550,77	

2.5.7. Neraca Massa di Mixing Point Etilen Feed dan Recycle

Tabel 2. 7 Neraca Mixing Point Etilen Feed dan Recycle

Komponen	Input (Kg)		Output (Kg)
	M1	M15	M16
Etilen	16.939,65	60.134,17	77.073,82
Oksigen	-	26.168,69	26.168,69
Nitrogen	-	77.524,89	77.524,89
Karbon Dioksida	-	34.604,57	34.604,57
Air	20,31	-	20,31
Sub Total	16.959,96	198.432,31	215.392,27
Total	215.392,27	215.392,27	

2.5.8. Neraca Massa di Mixing Point Oksigen Feed dan Nitrogen Feed

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

Komponen	Input (Kg)		Output (Kg)
	M2	M3	M4
Oksigen	19.131,83913		19.131,84
Nitrogen	16,76	3.936,39	3.953,15
Sub Total	19.148,59625	3.936,392	23.084,99
Total	23.084,99		23.084,99

2.5.9. Neraca Massa Overall

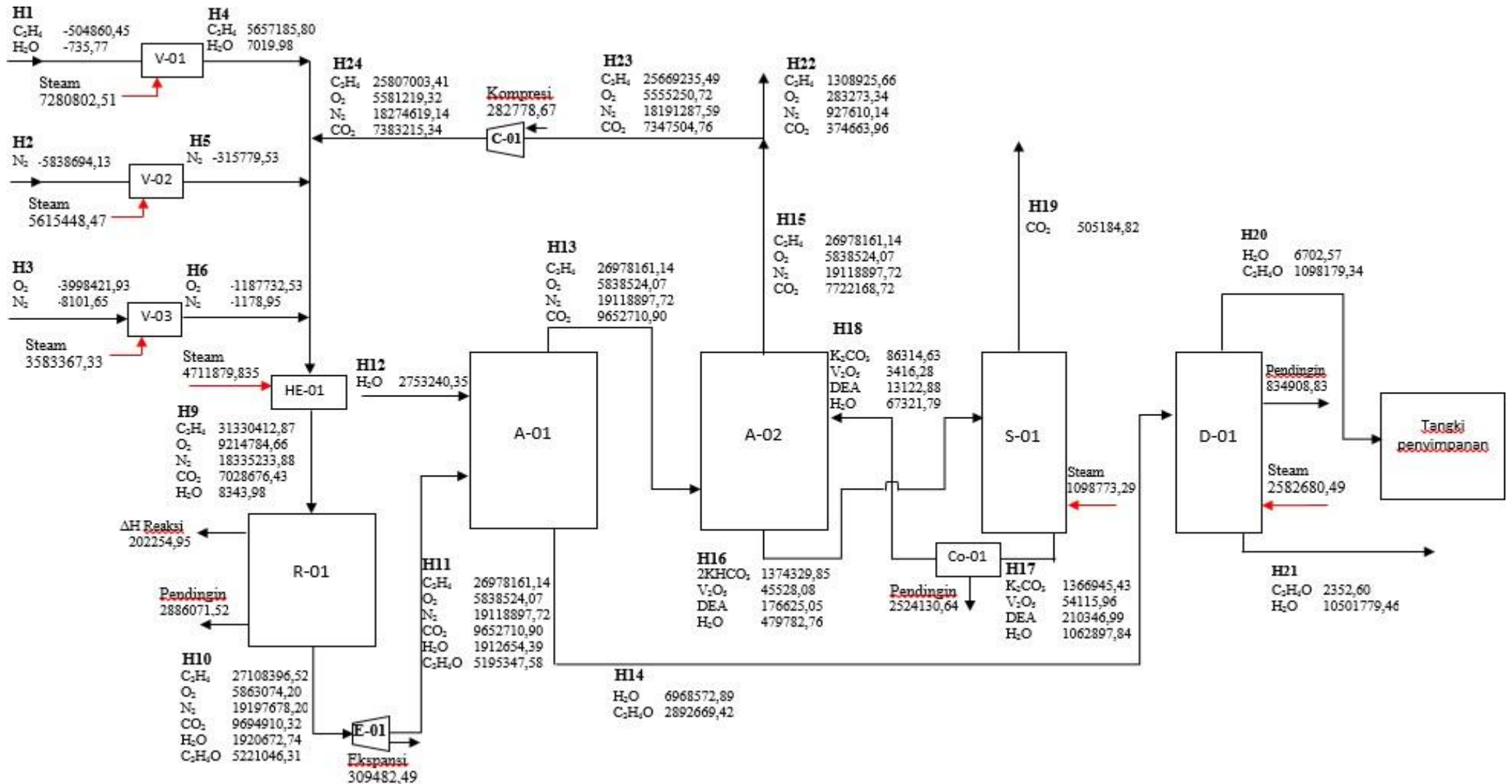
Neraca Massa

Komponen	Input	Output
R-01		
M1		
• C ₂ H ₄	16.939,65	-
• H ₂ O	20,31	-
M2		
• N ₂	3.936,39	-
M3		
• O ₂	19.131,84	-
• N ₂	16,76	-
M15		
• C ₂ H ₄	60.134,17	-
• O ₂	26.168,69	-
• N ₂	77.524,89	-
• CO ₂	34.604,57	-
A-01		
M7		
• H ₂ O	16.372,46	-
A-02		
M13		
• H ₂ O	8.021,87	-
• K ₂ CO ₃	28.516,70	-
• V ₂ O ₅	1.620,77	-
• DEA	2.893,00	-
M11		
• H ₂ O	-	4.302,30
• 2KHCO ₃	-	41.328,55
• V ₂ O ₅	-	1.620,77
• DEA	-	2.893,00
M15		
• C ₂ H ₄	-	60.134,17
• O ₂	-	26.168,69
• N ₂	-	77.524,89
• CO ₂	-	34.604,57
M4		
• C ₂ H ₄	-	3.066,36
• O ₂	-	1.334,39
• N ₂	-	3.953,15
• CO ₂	-	1.764,56
D-01		
M17		
• C ₂ H ₄ O	-	16.364,06
• H ₂ O	-	50,08
M18		
• C ₂ H ₄ O	-	8,40
• H ₂ O	-	20.784,12
Total	295.902,06	295.902,06

2.6. Diagram Alir Neraca Panas

Satuan : Kj

Basis : 1 jam



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

Tabel 2. 11 Neraca Panas 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	

2.7.4. Neraca Panas di Sekitar Menara Destilasi (D-01)

Tabel 2. 12 Neraca Panas 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	

2.7.5. Neraca Panas di Sekitar Karbon Dioksida Absorber (A-02)

Tabel 2. 13 Neraca Panas Karbon 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
Karbon Dioksida	9.652.710,90				7.722.168,72
Air		67.321,79		491.052,90	
Kalium					
Hidrogen				1.406.689,37	
Karbonat					
Vanadium					
Pentaoksida		3.416,28		46.600,04	
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	

2.7.6. Neraca Panas di Sekitar Karbon Dioksida Stripper (S-01)

Tabel 2. 14 Neraca Panas Karbon Dioksida Stripper (S-01)

Komponen	Input (Kj)			Output (Kj)	
	H16	Reboiler	ΔH Reaksi	H17	H19
Karbon Dioksida					505.184,82
Air	491.052,90			925.713,64	
Kalium Hidrogen Karbonat	1.406.689,37				
Vanadium Pentaoksida	46.600,04			47.116,27	
DEA	180.827,50			182.852,01	
Kalium Karbonat				1.190.178,27	
Panas Reaksi Pemanas		701.423,17	24.452,04		
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

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

Tabel 2. 15 Neraca Panas Bottom Stripper Cooler (Co-01)

Komponen	Input (Kj)		Output (Kj)	
	H17	H18	H18	Pendingin
Kalium Karbonat	1.190.178,27	86.314,63		
Vanadium Pentaoksida	47.116,27	3.416,28		
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	170.175,59	2.175.684,60
Total	2.345.860,19		2.345.860,19	

2.7.8. Neraca Panas di Sekitar Purgung

Tabel 2. 16 Neraca Panas Purgung

Komponen	Input (Kj)		Output (Kj)	
	H15	H22	H22	H21
Etilen	26.978.161,14	25.669.235,49	25.669.235,49	1.308.925,66
Oksigen	5.838.524,07	5.555.250,72	5.555.250,72	283.273,34
Nitrogen	19.118.897,72	18.191.287,59	18.191.287,59	927.610,14
Karbon Dioksida	7.722.168,72	7.347.504,76	7.347.504,76	374.663,96
Sub Total	59.657.751,65	56.763.278,55	56.763.278,55	2.894.473,10
Total	59.657.751,65		59.657.751,65	

2.7.9. Neraca Panas di Sekitar Kompresor (C-01)

Tabel 2. 17 Neraca Panas 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 Dioksida	7.347.504,76		7.383.215,34
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

2.7.10. Neraca Panas di Sekitar Etilen Vaporizer (V-01)

Tabel 2. 18 Neraca Panas 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	

2.7.11. Neraca Panas di Sekitar Nitrogen Vaporizer (V-02)

Tabel 2. 19 Neraca Panas Nitrogen Vaporizer (V-01)

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	

2.7.12. Neraca Panas di Sekitar Oksigen Vaporizer (V-03)

Tabel 2. 20 Neraca Panas 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	

2.7.13. Neraca Panas di Sekitar Heat Exchanger (HE-01)

Tabel 2. 21 Neraca Panas 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

2.7.14. Neraca Panas di Sekitar Mixing Point Etilen Feed dan Recycle

Tabel 2. 22 Neraca Panas 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
Karbon Dioksida		7.383.215,34	7.203.856,95
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

2.7.15. Neraca Panas di Sekitar Mixing Point Oksigen Feed dan Nitrogen Feed

Tabel 2. 23 Neraca Panas 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. 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
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 ₄ O _(l)		1.098.179,34
	H ₂ O _(l)		6.702,57
H21	C ₂ H ₄ O _(l)		2.352,60
	H ₂ O _(l)		10.501.779,46
	Q Pemanas	2.582.680,49	
	Q kondensator		834.908,83
Total		85.125.203,75	85.125.203,75
Q Loss	= 6.554.593,48		
Efisiensi	= (Q total – Q loss): Q total x 100%		
	= 92,30 %		

2.9. Tata Letak Pabrik dan Pemetaan

2.9.1. Tata Letak Pabrik

Susunan fasilitas pabrik mencakup penempatan berbagai bagian, termasuk area kerja karyawan, lokasi peralatan, dan tempat penyimpanan bahan baku serta produk jadi, semuanya dilihat dalam konteks hubungan satu sama lain. Perancangan tata letak pabrik harus dilakukan secara cermat untuk memastikan efisiensi ruang dan kelancaran proses produksi. Dalam merancang tata letak ini, penting untuk mempertimbangkan posisi peralatan produksi guna menciptakan lingkungan yang aman, terlindungi, dan nyaman bagi para pekerja. Selain peralatan yang terdapat dalam diagram alir proses, beberapa bangunan tambahan seperti kantor, bengkel, poliklinik, laboratorium, kantin, fasilitas keselamatan kebakaran, dan pos penjagaan harus ditempatkan di lokasi yang tidak mengganggu alur lalu lintas barang, kontrol, dan keamanan.

Adapun secara umum hal-hal yang harus diperhatikan dalam perancangan tata letak pabrik adalah:

➤ **Kemungkinan Perluasan Pabrik dan Penambahan Bangunan.**

Perluasan area pabrik harus direncanakan sejak awal untuk mencegah timbulnya masalah kebutuhan ruang di masa depan. Beberapa area khusus harus disiapkan untuk ekspansi pabrik, penambahan peralatan guna meningkatkan kapasitas pabrik, atau untuk mengolah produknya menjadi produk lain.

➤ **Keamanan**

Keamanan terhadap potensi bahaya kebakaran, ledakan, serta asap atau gas beracun harus diperhatikan secara serius dalam penentuan tata letak pabrik. Oleh karena itu, penempatan alat-alat pengaman harus dilaksanakan. Wadah penyimpanan bahan baku atau produk berbahaya harus ditempatkan di area khusus dan memerlukan jarak antara bangunan untuk memastikan ruang yang memadai demi keselamatan.

➤ **Luas area yang tersedia**

Penggunaan lokasi disesuaikan dengan area yang tersedia. Apabila harga tanah tinggi, efisiensi dalam penggunaan ruang menjadi esensial, sehingga peralatan tertentu ditempatkan di atas peralatan lain atau tata letak lantai diatur sedemikian rupa untuk menghemat ruang.

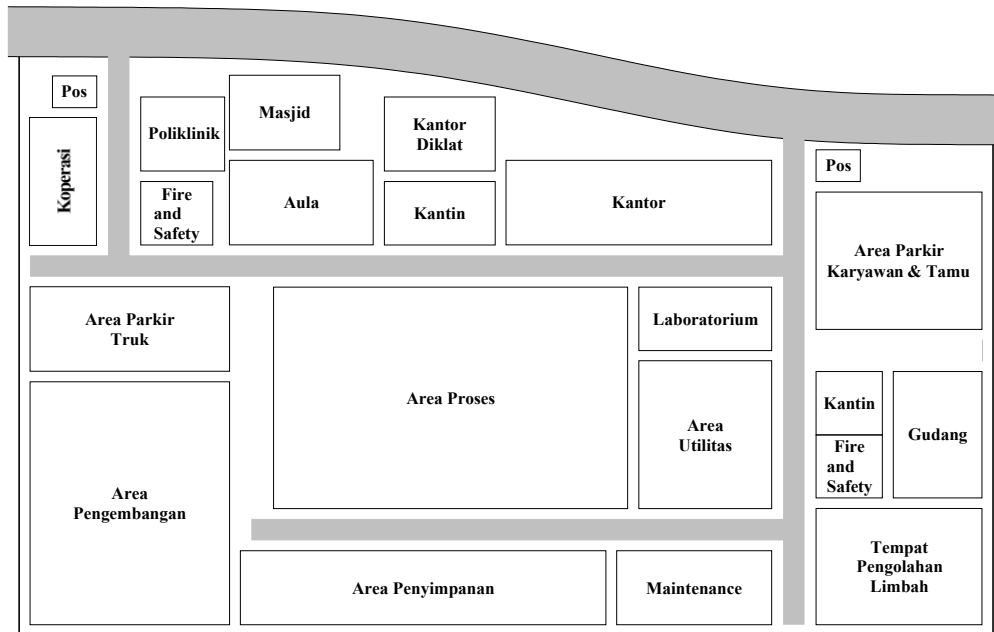
➤ **Instalasi dan Utilitas**

Instalasi dan distribusi yang efisien dari gas, udara, uap, dan listrik akan meningkatkan kemudahan operasional dan pemeliharaan. Penempatan pesawat diatur sedemikian rupa agar petugas dapat dengan mudah mengaksesnya, menjamin kelancaran operasi, dan memfasilitasi perawatannya. Berikut adalah rincian penggunaan lahan:

Adapun perincian penggunaan tanah adalah sebagai berikut:

Tabel 2. 24 Perincian Penggunaan Tanah

Bangunan	Luas (m²)
Pos Keamanan	20
Poliklinik	40
Fire and safety	100
Areal Parkir	300
Tempat ibadah	100
Aula	300
Maintenance	425
Laboratorium	240
Perpustakaan, Koperasi	80
Kantor Administrasi	850
Kantor Diklat	200
Kantin	150
Jalan, Taman	620
Gudang	350
Area Utilitas	750
Ruang Kontrol	180
Area Proses	2.500
Area Perluasan Pabrik	2.500
Total	9.705



Gambar 2. 4 Layout Peralatan Proses

Dalam penentuan lay out peralatan proses pada pabrik etilen oksida ini ada beberapa hal yang perlu diperhatikan yaitu:

➤ Aliran bahan baku dan produk

Pengaliran bahan baku yang akurat akan mendukung kelancaran dan keamanan proses produksi. Perlu diperhatikan elevasi pipa; pipa yang dipasang di atas tanah sebaiknya memiliki ketinggian minimal 3 meter, sedangkan pemipaan di permukaan tanah harus diatur agar tidak mengganggu lalu lintas pekerja.

➤ Aliran udara

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

➤ Cahaya

Seluruh area pabrik harus memiliki pencahayaan yang memadai, dan lokasi-lokasi dengan proses berbahaya serta berisiko tinggi memerlukan pencahayaan tambahan.

➤ Lalu lintas manusia

Dalam perancangan tata letak, penting untuk memastikan bahwa pekerja dapat mengakses semua peralatan proses dengan efisien dan mudah, sehingga jika terjadi gangguan, perbaikan dapat dilakukan segera. Selain itu, keamanan pekerja saat melaksanakan tugas juga harus diperhatikan.

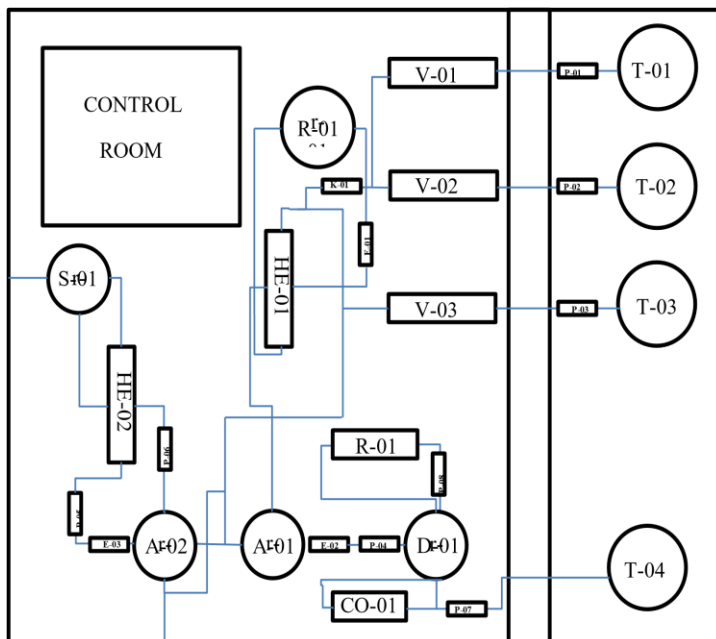
➤ Jarak antar proses

Untuk peralatan proses dengan temperatur dan tekanan operasi tinggi, sebaiknya dipisahkan dari peralatan proses lainnya agar jika terjadi ledakan atau kebakaran, tidak membahayakan peralatan lainnya.

➤ Pertimbangan ekonomi

Penempatan alat-alat proses di pabrik diupayakan untuk memastikan kelancaran dan keamanan produksi, sehingga memberikan keuntungan ekonomi.

Pada perancangan pabrik Etilen Oksida ini layout peralatan pabrik dapat dilihat seperti gambar berikut:



Gambar 2. 5 Layout Peralatan Proses

Keterangan :

- A-01 : Ethylene Oxide (Eo) Absorber
- A-02 : Karbon Dioksida Absorber
- C-01 : Oxygen-Nitrogen Compressor
- C-02 : Recycle Compressor
- Co-01 : Kondensor
- D-01 : Distillation Column
- E-01 : Reactor Produk Expander
- E-02 : Bottom Produk Eo Absorber
- E-03 : Bottom Produk CO₂ Absorber
- H-01 : Feed-Produk 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 : Etilen Tank
T-02 : Ethylene Tank
T-03 : Nitrogen Tank
T-04 : Ethylene Oxide Tank
V-01 : Etilen Vaporizer
V-02 : Nitrogen Vaporizer
V-03 : Oksigen Vaporizer