

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 (Othmer, 1980) 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 (Othmer, 1980) 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 oksigen didapatkan dari PT. Air Liquide 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

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

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 penunjang berupa katalis dengan bahan 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

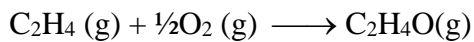
Kemurnian : 100 % berat

2.2.Konsep Proses

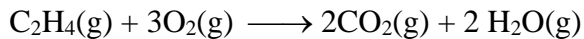
2.2.1. Dasar Reaksi

Dasar reaksi pembentukan etilen oksida adalah reaksi oksidasi langsung dengan etilen,dengan reaksi sebagai berikut menurut (Othmer,1980)

Reaksi utama:



Reaksi samping:



Menurut (Othmer,1980) reaksi yang terjadi berlangsung dalam fase gas dalam kondisi operasi reactor 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.

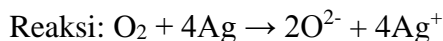
2.2.2. Mekanisme Reaksi

Pembentukan etilen Oksida adalah sebagai Berikut

1) Proses Adsorpsi Oksigen

Pada prosesnya oksigen akan teradsorpsi pada permukaan katalis. Menurut (Othmer) tipe spesimen oxygen terserap pada katalis perak yaitu:

- Mono atomic chemisorbed oxygen yang terbentuk melalui Adsorpsi dissosiatif



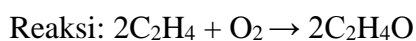
- Oxygen diatomik yang terbentuk dari Adsorpsi nondissosiatif



2) Proses Reaksi Oksigen dengan Etilen

Menurut (Othmer,1980) Terdapat 2 reaksi yang terjadi yaitu

- Reaksi antara oksigen diatomic dengan etilen yang membentuk etilen oksida



- Reaksi antara oksigen monoatomic dengan etilen yang membentuk CO₂ dan H₂O

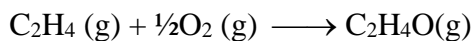


2.2.3. Tinjauan Termodinamika

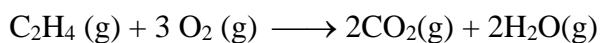
Untuk menentukan sifat reaksi perlu dilakukan perhitungan panas reaksi (H). Hal ini dilakukan untuk mengetahui apakah reaksi berjalan secara eksotermis atau endotermis. Perhitungan panas reaksi dihitung menggunakan data standar entalpi suhu 25 C (298 K) mengacu pada (Smith Van Ness, 2001).

Persamaan Reaksi:

Reaksi utama:



Reaksi samping:



Data Harga ΔH°_{f298}

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

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

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

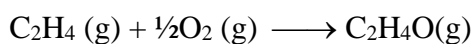
$$\Delta H^\circ_f H_2O = -241.818 \text{ j/mol}$$

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

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

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

Reaksi Utama:

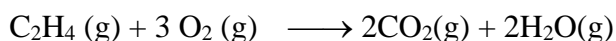


$$\Delta H^\circ_{298} = \Delta H^\circ_{f \text{ produk}} - \Delta H^\circ_{f \text{ reaktan}}$$

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

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

Reaksi Samping



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

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

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

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

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

Didapatkan nilai $\Delta H^\circ_{\text{reaksi}}$ untuk kedua reaksi negative, maka reaksi berjalan secara eksotermis

2.2.4. Konstanta Kestimbangan Reaksi

Menurut (Smith Van Ness, 2001), untuk mengetahui reaksi berjalan searah atau bolak balik dapat diketahui dari harga 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)

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

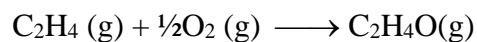
$$\Delta G^{\circ} \text{ O}_2 = 0 \text{ j/mol}$$

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

$$\Delta G^{\circ} \text{ H}_2\text{O} = -228.572 \text{ j/mol}$$

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

Reaksi Utama:

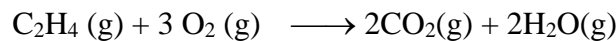


$$\Delta G^{\circ}_{298} = \Delta G^{\circ}_{\text{produk}} - \Delta G^{\circ}_{\text{reaktan}}$$

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

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

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, maka dapat ditentukan nilai Konstanta reaksinya

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

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

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

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

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

$$K = e^{556.93}$$

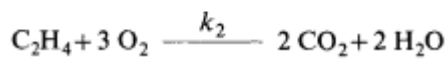
$$K = 7,46 \times 10^{241}$$

Didapatkan nilai K yang besar, sehingga reaksi berseifit irreversible

2.2.5. Tinjauan Kinetika

Etilen Oksida dihasilkan dari reaksi oksidasi fase gas dari ethylene. Ditinjau dari kinetika secara umum kecepatan reaksi akan bertambah dengan naiknya suhu. Hal ini ditinjau denan persamaan arhenius

Dalam penelitian Hans Rudolf Dettwiler dengan judul Kinetics of Ethylene Oxidation on a Supported Silver Catalyst tahun 1979 didapatkan harga konstanta kecepatan reaksi pembentukan etilen oksida adalah sebagai berikut



$$k_1 = 40.69 \exp \left[-\frac{76\,970}{R \cdot T} \right], \quad [\text{mol} \cdot \text{g}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}] \quad T > 490 \text{ K};$$

$$k_2 = 1.34 \exp \left[-\frac{63\,070}{R \cdot T} \right], \quad [\text{mol} \cdot \text{g}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}] \quad T > 490 \text{ K};$$

Dengan suhu sebesar 240 C (513K)

Didapatkan Nilai

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

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

2.2.6. Kondisi Operasi

Reaksi yang terjadi merupakan reaksi yang bersifat eksotermis yang berlangsung pada fase gas dalam reaktor *fixed bed multi tube*. Menurut (Othmer,1980) reaksi dapat berlangsung pada temperature 100-300°C dengan tekanan 10-30 atm. Konversi yang dihasilkan berkisar antara 8-12% dengan selektivitas 75-82%. Kondisi operasi yang dipilih yaitu suhu operasi 240°C dengan tekanan 15 atm. Menurut (Mitsuhata,1983) pembentukan etilen oksida menggunakan katalis perak dengan kondisi operasi 240°C dengan tekanan 15 atm menghasilkan konversi sebesar 8% dengan selektivitas 75,1%.

2.3.Langkah Proses

Proses pembuatan etilen oksida dari etilen dan oksigen ini secara umum dapat dibagi menjadi 4 seksi/tahapan, yaitu:

- a) Seksi Penyiapan Bahan Baku
- b) Seksi Sintesa Etilen Oksida
- c) Seksi Pemurnian Produk
- d) Seksi Pemisahan Produk Samping

Urutan proses secara lengkap adalah sebagai berikut:

a) Seksi Penyiapan Bahan Baku

Seksi penyiapan bahan baku bertujuan untuk:

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

Etilen yang tersimpan dalam tangki T-01 berada dalam keadaan cair pada suhu $-43\text{ }^{\circ}\text{C}$ dan tekanan 15 atm. Selanjutnya, etilen dipompa masuk ke dalam vaporizer V-01 agar dapat diubah fase menjadi gas pada tekanan yang sama. Proses ini mengakibatkan etilen keluar dari vaporizer sebagai uap pada suhu $91,47\text{ }^{\circ}\text{C}$. Di sisi lain, oksigen dan nitrogen masing-masing berada dalam keadaan cair pada suhu $-52,85\text{ }^{\circ}\text{C}$ dan $-54\text{ }^{\circ}\text{C}$, serta pada tekanan 15 atm. Kedua gas ini kemudian masing-masing dimasukkan ke dalam oksigen vaporizer V-03 dan nitrogen vaporizer V-02 untuk mengalami perubahan fase menjadi uap. Hasilnya, oksigen keluar dari vaporizer pada suhu $-42,84\text{ }^{\circ}\text{C}$, sedangkan nitrogen keluar pada suhu $-52,37\text{ }^{\circ}\text{C}$.

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

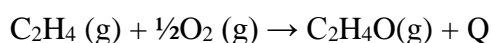
Uap oksigen dan nitrogen kemudian diadukan di titik pencampuran. Suhu dari campuran tersebut adalah $-44,65\text{ }^{\circ}\text{C}$ dengan tekanan 15 atm. Uap etilen, yang memiliki suhu $91,47\text{ }^{\circ}\text{C}$, tidak langsung dicampur dengan uap nitrogen dan oksigen. Sebagai gantinya, uap etilen pertama-tama dicampur dengan aliran hasil daur ulang. Setelah dicampur, campuran uap etilen dan aliran daur ulang memiliki suhu $244,99^{\circ}\text{C}$ dan tekanan 15 atm. Campuran dari fresh feed oksigen dan nitrogen kemudian dicampurkan dengan campuran etilen dan aliran daur ulang. Hasil pencampuran ini mencapai suhu $225,94^{\circ}\text{C}$. Sebelum memasuki reaktor, umpan melewati heat exchanger (HE-01) untuk meningkatkan suhunya. Pemanasan dilakukan menggunakan media pemanas steam dengan suhu $300\text{ }^{\circ}\text{C}$ agar sesuai dengan kondisi operasional reaktor yang diinginkan, yaitu $240\text{ }^{\circ}\text{C}$.

b) Seksi Sintesa Etilen Oksida

Seksi sintesa etilen oksida ini bertujuan untuk mereaksikan reaktan membentuk etilen oksida. Reaksi berlangsung dalam sebuah reaktor (R-01) jenis fixed bed multitube yang berisi katalis perak. Reaksi berlangsung pada fase gas pada suhu $240\text{ }^{\circ}\text{C}$ dan tekanan 15 atm.

Konversi reaksi sebesar 8% dengan selektivitas 75,1%.

Reaksi utama yang terjadi di reaktor :



Reaksi samping :



Karena reaksi bersifat eksotermis, maka digunakan pendingin berupa saturated water untuk mencegah reaksi melewati range suhu yang diijinkan. Air Pendingin masuk pada suhu 30°C dan

keluar pada suhu 47°C. Produk keluar reaktor pada suhu 250 °C dan tekanan 15 atm. Sebelum produk dimasukkan ke etilen oksida absorber (A-01), terlebih dahulu produk dilewatkan ke ekspander (E-01) agar tekanannya turun menjadi 4 atm dan suhu produk keluar dari E-01 ialah 249,09 °C. Produk akan masuk kedalam etilen oksida absorber (A-01) dan larut 100% dalam air.

c) Seksi Pemurnian Produk

Seksi ini bertujuan untuk memisahkan etilen oksida dari campuran gas berupa etilen dan oksigen yang tidak bereaksi, gas CO₂ serta nitrogen. Gas keluaran reaktor masuk ke etilen oksida absorber (A-01) lewat bagian bawah kolom sedangkan sebagai penyerapnya adalah air pada suhu 65°C serta tekanannya 1 atm masuk lewat bagian atas kolom. Di kolom absorber ini, etilen oksida akan terserap sempurna oleh air dan keluar sebagai hasil bawah pada suhu 104,99°C dan tekanannya 4 atm. Larutan etilen oksida tersebut dimasukkan ke dalam sebuah menara distilasi untuk dimurnikan. Hasil atas menara distilasi (D-01) adalah produk etilen oksida dengan kemurniaan 99,87% sedangkan hasil bawah sebagian besar air. Sebagian destilat akan dikembalikan ke menara distilasi (D-01) sebagai refluks sedangkan lainnya 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 dihilangkan kandungan gas CO₂-nya sebelum direcycle kembali ke reaktor.

d) Seksi Pemisahan Produk Samping

Produk samping, terutama CO₂ harus dihilangkan dari sistem agar tidak terjadi akumulasi. Sistem removal yang dipilih adalah sistem benfield, dimana gas dimasukkan dalam sebuah kolom CO₂ absorber (A-02) yang beroperasi pada tekanan 4 atm dan suhu 249°C. Disini CO₂ yang ada dalam gas akan bereaksi dengan larutan Benfield dengan suhu 27°C membentuk potassium bikarbonat pada reaksi:

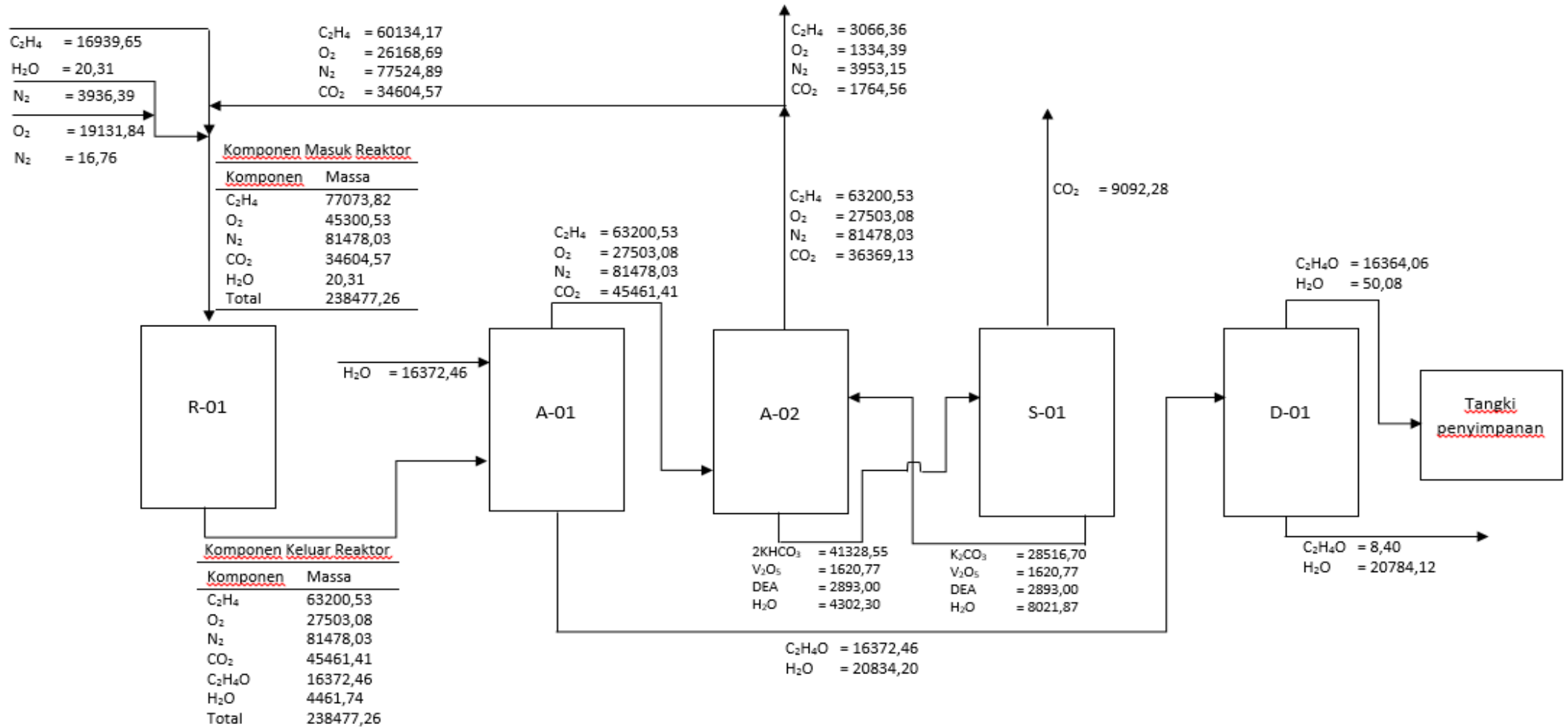


CO₂ yang terserap pada CO₂ absorber (A-02) diharapkan sekitar 20 %. Potassium bikarbonat kemudian turun sebagai hasil bawah lalu dialirkan ke kolom stripper (S-01) dengan suhu 51,65 °C. Stripper (S-01) berfungsi untuk melucutkan CO₂ dalam larutan benfield menggunakan steam sebagai tenaga pemisah, sehingga 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

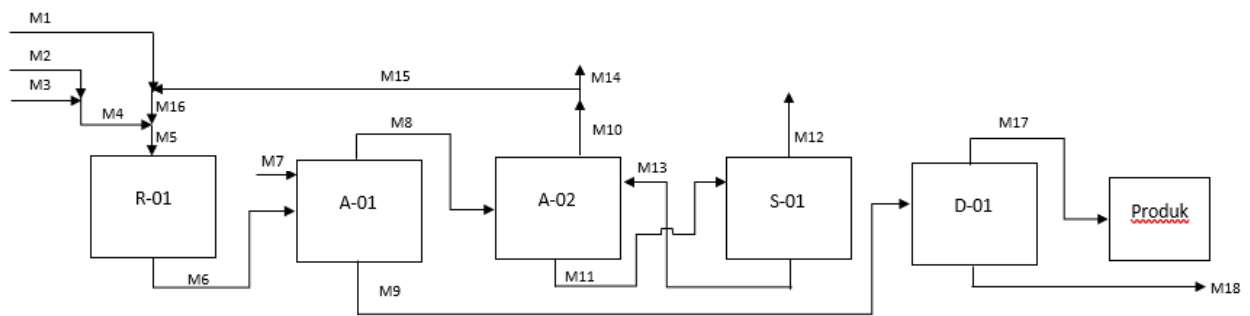
Satuan: Kg

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)

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
Carbon 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

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

2.5.2. Neraca Massa di Sekitar 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	
Carbon 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	

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

2.5.3. Neraca Massa di Sekitar Carbon 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	
Carbon 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	

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

2.5.4. Neraca Massa di Sekitar Carbon 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	
Carbon Dioksida		9.092,28		
Sub Total	50.144,62	9.092,28	41.052,34	
Total	50.144,62		50.144,62	

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

2.5.5. Neraca Massa di Sekitar 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	

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

2.5.6. Neraca Massa di Sekitar 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
Carbon 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	

Tabel 2. 6 Neraca Massa Purgung

2.5.7. Neraca Massa di 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
Carbon 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	215.392,27

Tabel 2. 7 Neraca Mixing Point Etilen Feed dan Recycle

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

Komponen	Input		Output
	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

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

2.5.9. Neraca Massa Overall

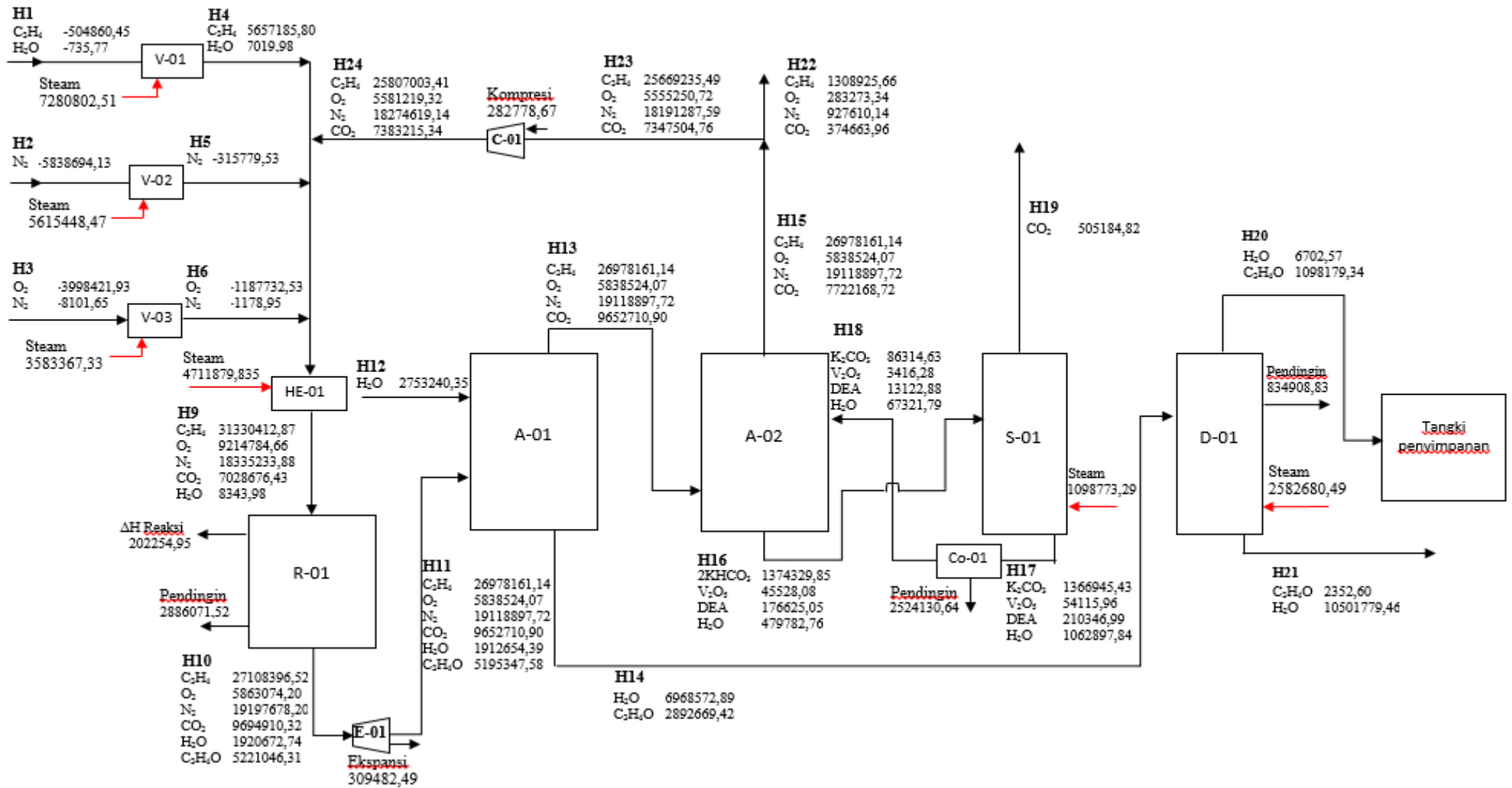
Neraca Massa

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

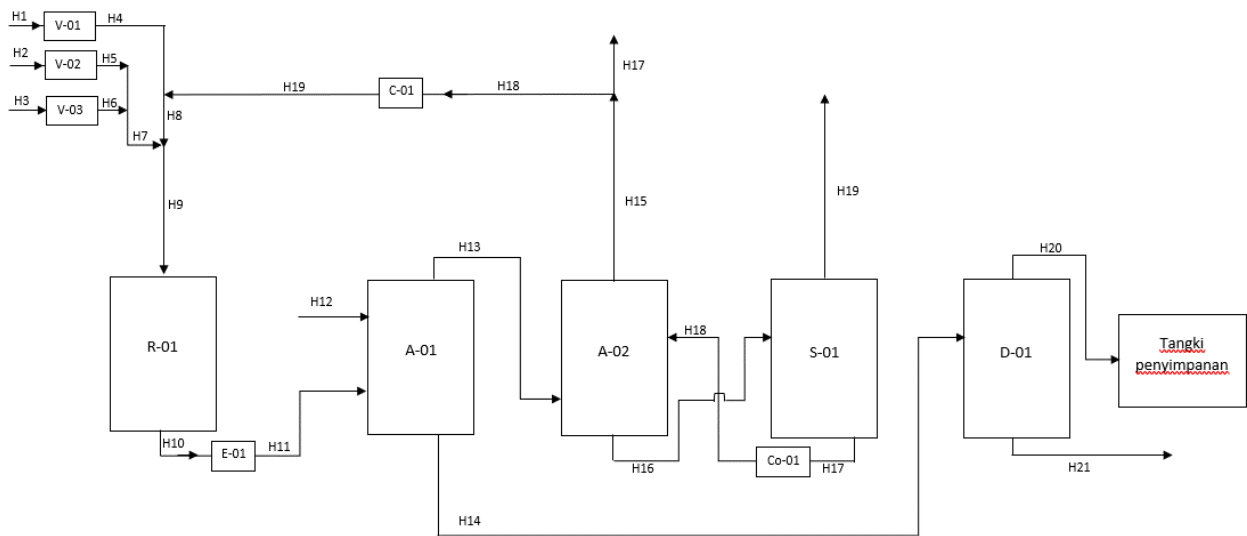
2.6. Diagram Alir Neraca Panas

Satuan : Kj

Basis : 1 jam



2.7. Neraca Panas Alat



Gambar 2. 3 Blok Diagram Neraca Panas

2.7.1. 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

Tabel 2. 9 Neraca Panas Reaktor (R-01)

2.7.2. 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	

Tabel 2. 10 Neraca Panas Eskpander (E-01)

2.7.3. 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	

Tabel 2. 11 Neraca Panas Etilen Oksida Absorber (A-01)

2.7.4. 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	

Tabel 2. 12 Neraca Panas Menara Destilasi (D-01)

2.7.5. 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 Karbonat Vanadium Pentaoksida DEA		3.416,28		1.406.689,37	
Kalium Karbonat		86.314,63		46.600,04	
Panas Reaksi			24.452,04	180.827,50	
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	

Tabel 2. 13 Neraca Panas Carbon Dioksida Absorber (A-02)

2.7.6. 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 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

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

2.7.7. Neraca Panas di Sekitar 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	

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

2.7.8. Neraca Panas di Sekitar Purging

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	

Tabel 2. 16 Neraca Panas Purging

2.7.9. 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			
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

Tabel 2. 17 Neraca Panas Kompresor (C-01)

2.7.10. 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	

Tabel 2. 18 Neraca Panas Etilen Vaporizer (V-01)

2.7.11. 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	

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

2.7.12. 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	

Tabel 2. 20 Neraca Panas Oksigen Vaporizer (V-03)

2.7.13. 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

Tabel 2. 21 Neraca Panas Heat Exchanger (HE-01)

2.7.14. 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 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

Tabel 2. 22 Neraca Panas Mixing Point Etilen Feed dan Recycle

2.7.15. Neraca Panas di Skitar 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

Tabel 2. 23 Neraca Panas Mixing Point Oksigen Feed dan Nitrogen Feed

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 kondensor		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. Desain tata letak pabrik harus direncanakan dengan baik agar pemanfaatan ruang pabrik efisien dan proses produksi berjalan lancar. Dalam menentukan tata letak ini, perlu diperhatikan posisi alat-alat produksi agar tercipta lingkungan yang aman, selamat, 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 perlu 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.**

Area perluasan pabrik harus direncanakan sejak awal agar masalah kebutuhan tempat tidak timbul dimasa yang akan datang. Sejumlah area khusus perlu disiapkan untuk perluasan pabrik, penambahan peralatan untuk menambah kapasitas pabrik ataupun untuk mengolah produknya sendiri ke produk lain.

➤ **Keamanan**

Keamanan terhadap kemungkinan adanya bahaya kebakaran, ledakan, asap/gas beracun harus benar-benar diperhatikan dalam penentuan tata letak pabrik. Untuk itu harus dilakukan penempatan alat-alat pengaman. Tangki penyimpan bahan baku ataupun produk berbahaya harus diletakkan di area khusus serta perlu adanya 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. Jika harga tanah tinggi, maka diperlukan efisiensi dalam pemakaian ruangan hingga peralatan tertentu diletakkan diatas peralatan yang lain ataupun lantai ruangan diatur sedemikian rupa agar menghemat tempat.

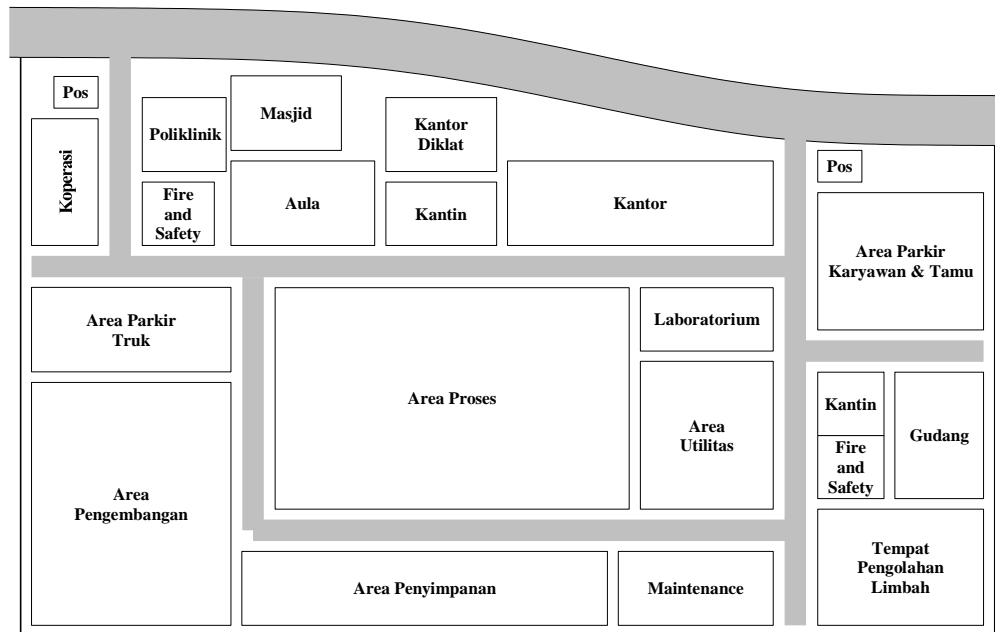
➤ **Instalasi dan Utilitas**

Pemasangan dan distribusi yang baik dari gas, udara, steam, dan listrik akan membantu kemudahan kerja dan perawatannya. Penempatan pesawat proses sedemikian rupa sehingga petugas dapat dengan mudah mencapainya dan dapat menjamin kelancaran operasi serta memudahkan perawatannya.

Adapun perincian penggunaan tanah adalah sebagai berikut:

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

Tabel 2. 24 Perincian Penggunaan Tanah



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 tepat akan menunjang kelancaran dan keamanan produksi. Perlu diperhatikan elevasi pipa, untuk pipa diatas tanah sebaiknya dipasang pada ketinggian 3 meter atau lebih, sedangkan untuk pemipaan pada permukaan tanah perlu diatur sedemikian rupa sehingga tidak mengganggu lalu lintas pekerja.

➤ Aliran udara

Aliran udara didalam 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

Penerangan seluruh pabrik harus memadai dan pada tempat-tempat proses yang berbahaya dan beresiko tinggi perlu diberikan penerangan tambahan.

➤ Lalu lintas manusia

Dalam perancangan lay out, perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan tepat dan mudah supaya apabila ada gangguan alat proses dapat segera diperbaiki. Selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya juga perlu diperhatikan.

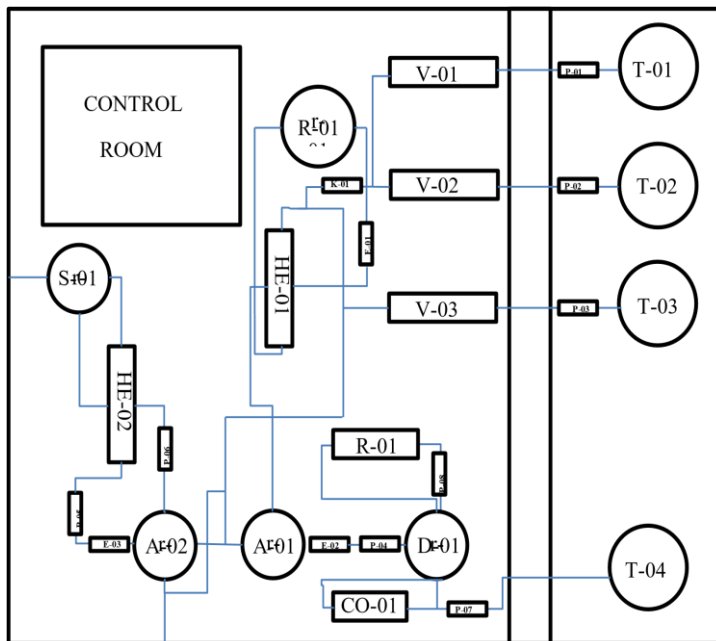
➤ Jarak antar proses

Untuk alat proses yang mempunyai temperatur dan tekanan operasi yang tinggi, sebaiknya dipisahkan dari alat-alat proses lainnya sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut tidak membahayakan alat-alat proses lainnya.

➤ Pertimbangan ekonomi

Dalam menempatkan alat-alat proses pada pabrik diusahakan agar dapat menjamin kelancaran serta keamanan produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi 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 : Condenser
- 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 : Etilen Tank
T-02 : Ethylene Tank
T-03 : Nitrogen Tank
T-04 : Ethylene Oxide Tank
V-01 : Eilen Vaporizer
V-02 : Nitrogen Vaporizer
V-03 : Oksigen Vaporizer