

BAB II

DESKRIPSI PROSES

2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

2.1.1 Spesifikasi Bahan Baku

2.1.1.1 Bahan Baku Utama

a. *Ethanol*

Menurut Green & Perry (2008), Spesifikasi *ethanol* sebagai berikut :

- Sifat Fisik

Nama Lain	: Etil alkohol
Rumus Molekul	: C_2H_5OH atau C_2H_6O
Berat Molekul	: 46, 069 g/mol
Wujud	: Cairan (<i>Liquid</i>), tidak Berwarna (<i>Colorless</i>)
Titik Didih	: (1atm) 78, 29 °C
Titik Beku	: -114,14 °C
Suhu Minimum	: -114,14 °C
Suhu Maksimum	: 240,77 °C
Suhu Kritis	: 240,77 °C
Tekanan Kritis	: 6,148 MPa
Volume Kritis	: 0,167 m ³ /kmol
Densitas	: 789 kg/m ³
Kemurnian	: <i>Pure Substances</i>

- Sifat Kimia

Reaktivitas	: Sedang (reaksi khas alkohol seperti oksidasi/esterifikasi).
Stabilitas	: Stabil; bersifat higroskopis (menyerap air).
Sifat bakar	: Mudah terbakar (<i>Flammable</i>).
Bahaya Kimia	: Toksisitas rendah; iritan ringan pada mata dan saluran cerna.

2.1.1.2 Bahan Baku Pendukung

a Gamma Alumina

Menurut Green & Perry (2008), Spesifikasi γ -alumina sebagai berikut :

- Sifat Fisik

Nama Lain	: <i>Activated Alumina</i> / Alumina Transisi
-----------	---

- | | |
|---------------|---|
| Rumus Molekul | : Al_2O_3 |
| Berat Molekul | : 101,96 g/mol. |
| Wujud | : Padatan dengan struktur berpori |
| Titik Didih | : Tidak terdefinisi |
| Titik Beku | : Tidak terdefinisi |
| Suhu Minimum | : Stabil pada suhu operasional reaksi normal dan suhu ruang |
| Suhu Maksimum | : Stabil hingga 600 °C |
| Densitas | : 2,8 – 3,6 g/cm ³ |
| Kemurnian | : Mencapai 99,995% untuk kelas <i>ultra-high purity</i> |
- Sifat Kimia

Reaktivitas	: Zat ini sangat reaktif sebagai katalis
Stabilitas	: Metastabil (fase transisi sementara)
Sifat bakar	: Tidak mudah terbakar (<i>non-flammable</i>) dan tidak memiliki titik nyala (<i>flash point</i>)
Bahaya Kimia	: Iritasi pernapasan, iritasi mata dan kulit

b Alpha Alumina

Menurut Green & Perry (2008), Spesifikasi γ -alumina sebagai berikut :

- Sifat Fisik

Nama Lain	: <i>Corundum, Calcined Alumina, Alundum, Aloxite</i>
Rumus Molekul	: Al_2O_3
Berat Molekul	: 101,96 g/mol.
Wujud	: (kristal trigonal/heksagonal), umumnya berupa serbuk putih
Titik Didih	: 2,997 °C
Titik Beku	: 2,040 – 2,072 °C
Suhu Minimum	: Stabil di suhu ruang (kondisi ambien).
Suhu Maksimum	: Sangat stabil pada suhu ekstrem hingga mencapai titik lelehnya di ~2.051 °C
Densitas	: 3,95 – 3,987 g/cm ³
Kemurnian	: Umumnya sangat tinggi untuk standar industri, mencapai kemurnian >99,995% pada <i>high-purity grade</i>
- Sifat Kimia

Reaktivitas	: Sangat inert secara kimia (sukar bereaksi)
Stabilitas	: Paling stabil secara termodinamika

Sifat bakar	: Tidak mudah terbakar (<i>non-flammable</i>) dan tidak memiliki titik nyala (<i>flash point</i>)
Bahaya Kimia	: Iritasi pernapasan, iritasi mata dan kulit

2.1.2 Spesifikasi Produk

2.1.2.1 Ethylene

Menurut Green & Perry (2008), Spesifikasi *ethylene* sebagai berikut :

- Sifat Fisika

Nama Lain	: <i>Ethene</i>
Rumus Molekul	: C_2H_4
Berat Molekul	: 28,054 g/mol
Wujud	: Gas tidak berwarna.
Titik Didih	: -103,77 °C
Titik Beku	: -169,15 °C
Suhu Minimum	: -169,15 °C
Suhu Maksimum	: 9,20 °C
Suhu Kritis	: 9,20 °C
Tekanan Kritis	: 5,041MPa
Volume Kritis	: 0,131 m ³ /kmol
Densitas	: 1,261 kg/m ³
Kemurnian	: <i>Pure Substances</i>

- Sifat Kimia

Reaktivitas	: Tinggi (mudah polimerisasi dan adisi)
Stabilitas	: Stabil pada kondisi normal, namun peka terhadap panas/katalis.
Sifat bakar	: Sangat mudah terbakar (<i>Highly flammable</i>).
Bahaya Kimia	: Campuran uap/udara bersifat <i>eksplosif</i> (> 2,7%)

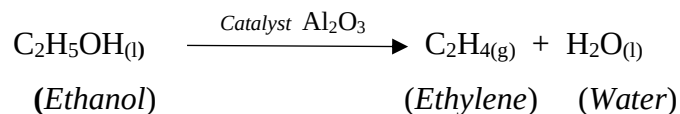
2.2 Konsep Proses

2.2.1 Dasar Reaksi

Proses pembuatan *ethylene* menggunakan bahan baku *ethanol* (C_2H_5OH) berdasarkan reaksi proses dehidrasi. Proses Dehidrasi adalah peristiwa proses kimia yang melibatkan

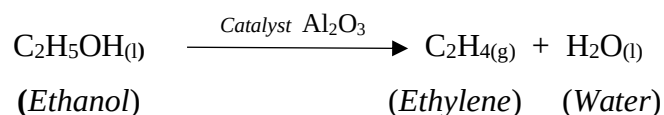
pelepasan molekul air (H₂O) dari suatu senyawa, baik secara termal maupun dengan bantuan katalis.

Berikut adalah reaksi dehidrasi pembentukan *ethylene* dari *ethanol* :



2.2.2 Mekanisme Reaksi

Reaksi konversi *ethanol* menjadi *ethylene* merupakan reaksi dehidrasi yang berlangsung dengan bantuan katalis padat berupa alumina (Al₂O₃) pada suhu tinggi. Untuk memaksimalkan konversi dan meminimalkan pembentukan produk samping, *ethanol* yang digunakan umumnya memiliki kemurnian tinggi. Adapun reaksi yang terjadi dapat dituliskan sebagai berikut:



Mekanisme reaksi ini berlangsung melalui interaksi antara molekul *ethanol* dengan situs aktif pada permukaan katalis Al₂O₃ yang bersifat asam. Molekul *ethanol* mula-mula teradsorpsi pada permukaan katalis, kemudian gugus hidroksil (–OH) mengalami aktivasi sehingga lebih mudah terlepas sebagai molekul air. Pelepasan H₂O ini menghasilkan intermediat karbokation etil, yang selanjutnya mengalami eliminasi proton dari atom karbon β sehingga terbentuk ikatan rangkap dua dan menghasilkan *ethylene* (C₂H₄). Produk yang terbentuk kemudian terdesorpsi dari permukaan katalis.

Proses reaksi ini berlangsung di dalam reaktor *fixed bed* secara adiabatik, di mana katalis disusun dalam bentuk unggun tetap dan tidak terjadi perpindahan panas dengan lingkungan. Oleh karena itu, perubahan suhu sepanjang reaktor dipengaruhi oleh panas reaksi yang terjadi, sehingga pengendalian kondisi operasi seperti suhu umpan dan laju alir menjadi sangat penting untuk menjaga kestabilan reaksi dan kinerja katalis.

2.2.3 Fase Reaksi

Reaksi berlangsung dalam fasa gas menggunakan reaktor *fix bed* adiabatik, reaksi ini bersifat endotermis (ΔH = Positif) dan (ΔG = Negatif) dimana reaksi berjalan spontan.

2.2.4 Kondisi Operasi

Reaksi pembentukan *ethylene* dari *ethanol* merupakan reaksi fasa gas yang berlangsung secara endotermis dan berlangsung dalam reaktor *fix bed* adiabatik dengan kondisi operasi sebagai berikut :

Suhu : Stage 1 (466 °C), Stage 2 (453 °C)

Tekanan : Stage 1 (7,36 atm), Stage 2 (6,86 atm)

Mol : Stage 1 (1 *ethanol* : 10,43 *Superheated steam*) Stage 2 (1 *ethanol* : 11,20 *Superheated steam*)

2.2.5 Tinjauan Secara Termodinamika

Untuk menentukan sifat reaksi apakah berjalan secara eksotermis atau endotermis, maka perlu pembuktian dengan menggunakan panas pembentukan standar (ΔH°_f) dan reaksi bersifat dapat balik (*reversible*) atau searah (*irreversible*) dapat ditentukan secara termodinamika (ΔG°_f) yang berjalan pada kedua stage.

2.2.5.1 Stage 1

- Panas reaksi (ΔH_r)

Panas Reaksi (ΔH_r) dapat digunakan untuk menentukan apakah reaksi endotermis atau eksotermis. Berikut perhitungan panas reaksi :

Tabel 2.1 Harga (ΔH°_f) Masing-masing Komponen

Komponen	(ΔH°_f) (kJ/mol)
C ₂ H ₅ OH	-251,04
C ₂ H ₄	43,40
H ₂ O	-245,18

Sumber: Yaws, 1999

$$\begin{aligned}\Delta H^\circ_{R739,15K} &= \Delta H^\circ_f \text{ produk} - \Delta H^\circ_f \text{ reaktan} \\ &= (\text{C}_2\text{H}_4 + \text{H}_2\text{O}) - (\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}) \\ &= (43,40 + -245,18) - (-251,04) \\ &= 49,27 \text{ KJ/mol}\end{aligned}$$

Karena Harga $\Delta H^\circ_{R739,15}$ positif, maka reaksi bersifat endotermis

- Energi Bebas Gibbs (ΔG°)

bersifat dapat balik (*reversible*) atau searah (*irreversible*) dapat ditentukan secara termodinamika Berikut perhitungan panas reaksi :

Tabel 2.2 Harga (ΔG°_f) Masing-masing Komponen

Komponen	(ΔG°_f) (kJ/mol)
C ₂ H ₅ OH	-87.18
C ₂ H ₄	90,99
H ₂ O	-211,51

Sumber: Yaws, 1999

$$\begin{aligned}
 \Delta G^\circ_{R739,15K} &= \Delta G^\circ_f \text{ produk} - \Delta G^\circ_f \text{ reaktan} \\
 &= (C_2H_4 + H_2O) - (C_2H_5OH) \\
 &= (90,99 + -211,51) - (-87.18) \\
 &= -33,33 \text{ KJ/mol}
 \end{aligned}$$

$$\Delta G^\circ = -RT \ln K \text{ atau } \ln K = \frac{\Delta G^\circ_f}{R \times T} = -\frac{\Delta H_{298,15}}{R} \times \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_0} \right)$$

(Smith VanNess, 1987)

Dimana :

$$\begin{aligned}
 \Delta G^\circ_f &= \text{Energi Gibbs (KJ/mol)} \\
 R &= \text{Konstanta (J/mol.K)} \\
 T &= \text{Suhu (K)} \\
 K &= \text{Konstanta Keseimbangan Reaksi} \\
 \ln K &= -\frac{\Delta G^\circ_f}{R \times T} \\
 &= (-1 \times 33,33 \times 1000) / (739,15 \times 8,314) \\
 \ln K &= 5,424082609 \\
 K &= \text{EXP}(5,424082609) \\
 &= 226,803
 \end{aligned}$$

Harga $K > 1$, menunjukkan bahwa reaksi pembentukan *Ethylene* bersifat *irreversible*.

2.2.5.2 Stage 2

- Panas reaksi (ΔH_r)

Panas Reaksi (ΔH_r) dapat digunakan untuk menentukan apakah reaksi endotermis atau eksotermis. Berikut perhitungan panas reaksi :

Tabel 2.3 Harga (ΔH°_f) Masing-masing Komponen

Komponen	(ΔH°_f) (kJ/mol)
C ₂ H ₅ OH	-250,74
C ₂ H ₄	43,42
H ₂ O	-245,17

Sumber: Yaws, 1999

$$\begin{aligned}
 \Delta H^\circ_{R726,15K} &= \Delta H^\circ_f \text{ produk} - \Delta H^\circ_f \text{ reaktan} \\
 &= (C_2H_4 + H_2O) - (C_2H_5OH) \\
 &= (43,42 + -245,17) - (-250,74) \\
 &= 48,99 \text{ KJ/mol}
 \end{aligned}$$

Karena Harga $\Delta H^\circ_{R726,15}$ positif, maka reaksi bersifat endotermis

- Energi Bebas Gibbs (ΔG°)

Bersifat dapat balik (*reversible*) atau searah (*irreversible*) dapat ditentukan secara termodinamika Berikut perhitungan panas reaksi :

Tabel 2.4 Harga (ΔG°_f) Masing-masing Komponen

Komponen	(ΔG°_f) (kJ/mol)
C ₂ H ₅ OH	-90,52
C ₂ H ₄	90,92
H ₂ O	-211,56

Sumber: Yaws, 1999

$$\begin{aligned}
 \Delta G^\circ_{R726,15K} &= \Delta G^\circ_f \text{ produk} - \Delta G^\circ_f \text{ reaktan} \\
 &= (C_2H_4 + H_2O) - (C_2H_5OH) \\
 &= (90,92 + -211,56) - (-90,2) \\
 &= -30,12 \text{ KJ/mol}
 \end{aligned}$$

$$\Delta G^\circ = -RT \ln K \text{ atau } \ln = \frac{\Delta G^\circ_f}{R \times T} = -\frac{\Delta H_{298,15}}{R} \times \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_0} \right)$$

(Smith VanNess, 1987)

Dimana :

$\Delta G^{\circ f}$	= Energi Gibbs (Kj/mol)
R	= Konstanta (J/mol.K)
T	= Suhu (K)
K	= Konstanta Keseimbangan Reaksi
$\ln K$	$= -\frac{\Delta G^{\circ f}}{R \times T}$
	$= (-1 \times 30,12 \times 1000)/(726,15 \times 8,314)$
$\ln K$	= 4,989051761
K	= EXP(4,989051761)
	= 146,7971587

Harga $K > 1$, menunjukkan bahwa reaksi pembentukan *Ethylene* bersifat *irreversible*.

2.2.6 Tinjauan Kinetika Reaksi

Secara umum derajat kelangsungan reaksi ditentukan oleh konstanta kecepatan reaksi (k) orde reaksi dan konsentrasi reaktan. Persamaan laju reaksi dehidrasi *ethanol* menjadi *ethylene* pada permukaan katalis padat (γ -Al₂O₃ atau zeolit) sebenarnya dikendalikan oleh pembentukan senyawa antara berupa etoksida (*surface ethoxide*). Pada suhu rendah (di bawah 200 °C), permukaan katalis didominasi oleh inhibisi dimer *ethanol* (*ethanol dimer*), yang menyebabkan orde reaksi bernilai negatif atau mendekati nol. Namun, penelitian Lee et al. (2017) membuktikan bahwa seiring kenaikan suhu reaksi ke area operasional industri (250 °C – 300 °C) ke atas, senyawa dimer *ethanol* tersebut mengalami desorpsi (terlepas) dari permukaan aktif katalis. Hal ini menyebabkan tutupan permukaan didominasi oleh monomer etoksida tunggal, sehingga hambatan inhibisi dimer hilang dan orde reaksi bergeser naik secara linier menuju orde positif (mendekati orde satu).

Berdasarkan fenomena hilangnya inhibisi dimer pada suhu tinggi tersebut, model kinetika adsorpsi LHHW (*Langmuir Hinshelwood*) yang sangat kompleks disederhanakan menggunakan prinsip perancangan teknik reaksi kimia Levenspiel edisi ke-3 tahun 1998. Untuk keperluan perancangan reaktor (*conceptual design*), model kinetika didekati menggunakan persamaan *Power Law* (Hukum Pangkat) orde satu atau dapat ditulis seperti berikut:

$$-r_A = k \cdot C_A$$

Penyederhanaan ini sangat memungkinkan karena pada suhu tinggi 300 °C - 500 °C, konstanta kesetimbangan termodinamika K pembentukan *ethylene* bernilai sangat besar, sehingga laju reaksi balik (*reversibel*) sangat kecil dan dapat diabaikan.

Keterangan:

$-r_A$ = Laju reaksi pembentukan *ethylene* [mol/(gcat.jam)]

k = Konstanta laju reaksi pada suhu T [liter/(gcat.jam)]

C_A = Konsentrasi *ethanol* [mol/liter atau kmol/m³]

2.3 Langkah Proses

2.3.1 Tahap Penyimpanan Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan meliputi *ethanol* dengan kemurnian 96% yang diperoleh dari dalam negeri utama dari provinsi Jawa Timur tempat didirikannya pabrik yaitu PT Molindo Raya Industrial, dan PT. Energi Agro Nusantara serta di dukung *supply demand* daerah perusahaan sekitar Indonesia serta impor dari beberapa negara seperti yang tertera pada tabel 1.4 bab 1. Bahan baku ini di simpan dalam tangki penyimpanan (F-111) pada kondisi operasi tekanan 1,013 bar dan temperatur 30°C.

2.3.2 Tahap *Pre-Treatment* Bahan Baku

Ethanol dari tangki penyimpanan (F-111) dipompa (P-112) menuju *Vaporizer* jenis *Shell & Tube* (E-113) untuk proses *preheating* hingga mencapai temperatur 175°C tekanan 7,46 bar. Pengaturan laju alir *ethanol* dibantu oleh pompa sebagai alat penunjang proses.

2.3.3 Tahap Reaksi Dehidrasi Pembentukan *Ethylene*

Reaktor *fixed bed adiabatic* (R-210) yang digunakan terdiri dari dua *stage* (unggun) di dalam satu *vessel*. Setiap *stage* diisi dengan campuran katalis gamma-alumina ($\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$) dan bahan pengencer (*diluent*) alpha-alumina ($\alpha\text{-Al}_2\text{O}_3$) dengan rasio 1:1. Saat reaktan *ethanol* ($\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$) mengalir dan masuk ke dalam pori-pori katalis, terjadi kontak dengan situs aktif di permukaannya. Situs asam Lewis pada katalis akan menarik gugus hidroksil (-OH) dari molekul *ethanol*, sementara situs basa Brønsted di dekatnya akan menarik satu atom hidrogen dari karbon beta (karbon bersebelahan). Interaksi ganda dari kedua situs ini memicu reaksi eliminasi yang memutus ikatan molekul dan melepaskan air (H_2O). Hilangnya molekul air ini menyisakan ikatan rangkap dua antar atom karbon, sehingga terbentuklah produk berupa gas *ethylene* (C_2H_4). Karakteristik gamma-alumina yang memiliki struktur mesopori dan luas permukaan sangat tinggi berfungsi memfasilitasi kelancaran transfer massa. Hal ini memungkinkan gas *ethylene* dan uap air segera terdesorpsi (lepas) dari permukaan katalis, sehingga situs aktif siap digunakan kembali untuk siklus reaksi selanjutnya.

Proses dimulai dengan mencampurkan *ethanol* segar (*fresh ethanol*) dan *superheated steam* yang berfungsi sebagai gas pembawa (*Heat carrying gas*) di dalam *Plate Orifice Mixer* (M-114). Campuran ini kemudian diumpankan ke dalam reaktor *stage 1*, di mana reaksi dehidrasi *ethanol* menjadi *ethylene* dan air berlangsung pada suhu 466 °C dan tekanan 7.46 bar. Selanjutnya, gas keluaran dari reaktor *stage 1* dicampur kembali dengan *ethanol* segar dan *superheated steam* tambahan melalui *mixer* kedua (M-115) pada kondisi 419,8 °C dan 6,95 bar. Agar kondisi reaksi lanjutan tercapai, campuran tersebut dipanaskan terlebih dahulu menggunakan *Heater to Stage 2* (E-216) hingga suhunya naik menjadi 453 °C dengan tekanan yang dijaga tetap pada 6.95 bar. Aliran ini kemudian dimasukkan ke dalam reaktor *stage 2* untuk menyempurnakan proses reaksi. Setelah reaksi di *stage 2* selesai, seluruh produk gas yang keluar dari reaktor akan diteruskan ke unit berikutnya untuk memasuki tahapan pemisahan.

2.3.4 Tahap Kondensasi

Setelah tahap reaksi selesai, aliran produk gas keluaran reaktor memasuki tahap pendinginan dan kondensasi. Mula-mula, aliran fluida ini dialirkan menuju *vaporizer* (E-113) untuk dimanfaatkan panasnya. Pada alat ini terjadi perpindahan panas dari aliran produk ke aliran *ethanol* umpan yang sedang berada pada tahap *pre-treatment*, sehingga suhu aliran produk turun dari 374 °C menjadi 326 °C. Selanjutnya, aliran tersebut didinginkan lebih lanjut di dalam *Hot Effluent Cooler* (E-321) hingga suhunya mencapai 110 °C dengan tekanan yang ikut turun menjadi 6.04 bar. Penurunan suhu secara bertahap ini dirancang khusus untuk meringankan beban kerja pendinginan pada *Water Condensor* (E-322). Pada tahap akhir, aliran dimasukkan ke dalam *Water Condensor* (E-322) di mana suhunya kembali diturunkan secara drastis menjadi 50 °C dengan tekanan akhir 5,84 bar. Pada kondisi operasi inilah komponen air di dalam campuran mulai terkondensasi menjadi fase cair, sementara produk utama berupa *ethylene* tetap berwujud gas sehingga siap untuk dipisahkan.

2.3.5 Tahap Pemisahan

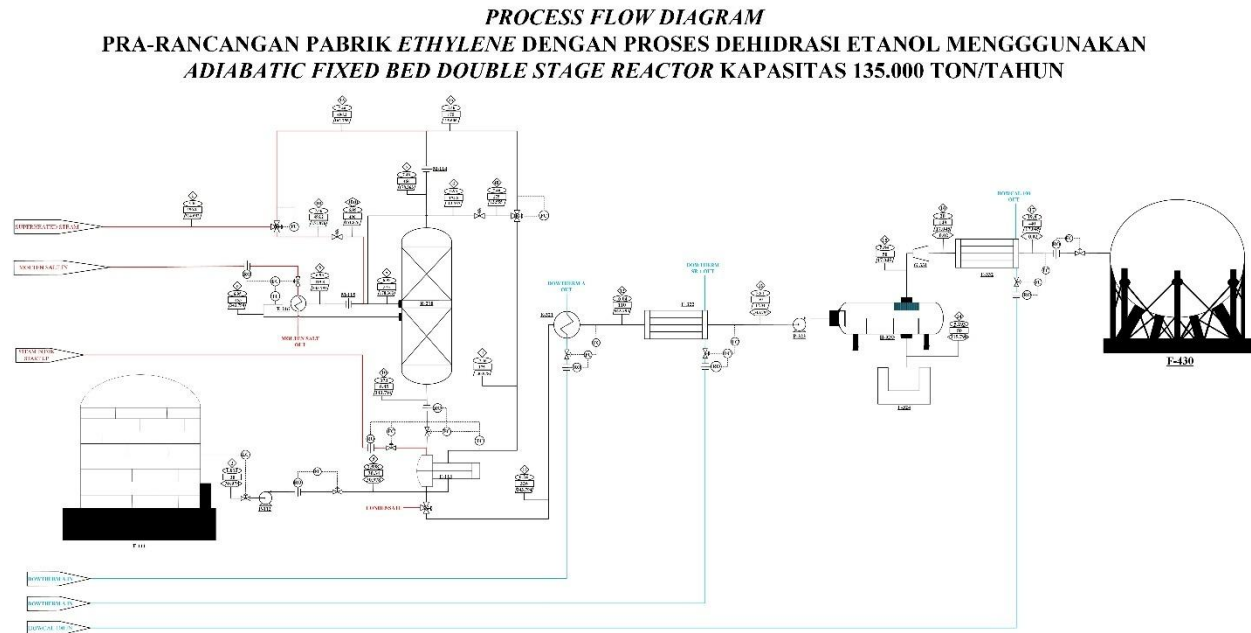
Setelah tahap kondensasi selesai, aliran campuran dua fasa (gas dan cair) dimasukkan ke dalam *Knock Out (KO) Drum Separator* (H-320). Di dalam unit ini, pemisahan fasa terjadi secara gravitasi. Guna memaksimalkan proses pemisahan, separator ini dilengkapi dengan *mist filter microfiber* yang berfungsi untuk menyaring dan memisahkan titik-titik air (*water mist*) secara optimal. Hasilnya, produk gas *ethylene* dengan kemurnian tinggi mencapai 99,99% akan mengalir keluar melalui bagian atas separator. Sementara itu, fasa cair berupa air akan ditampung sementara di dalam tangki limbah pemisahan sebelum akhirnya dialirkan ke unit utilitas untuk dimanfaatkan kembali.

2.3.6 Tahap Penyimpanan *Ethylene*

Setelah melalui tahap pemisahan di separator, produk atas yang berupa gas *ethylene* dialirkan menuju tangki penyimpanan berbentuk *spherical (Ethylene Storage Tank)* (F-430). Sebelum disimpan, kondisi aliran disesuaikan terlebih dahulu menggunakan *ethylene Compressor* (G-331) untuk menaikkan tekanannya hingga mencapai 20 bar, yang diiringi dengan kenaikan suhu menjadi 149 °C. Aliran gas bertekanan tinggi ini kemudian dilewatkan ke dalam *ethylene Condensor* (E-332) agar suhunya turun secara drastis menjadi -40 °C dengan tekanan akhir 19.8 bar. Proses pendinginan ekstrem ini bertujuan untuk mengondensasi atau mengubah wujud *ethylene* dari fasa gas menjadi fasa cair, sehingga memastikannya jauh lebih aman selama masa penyimpanan dan proses distribusi.

2.4 Process Flow Diagram

Process flow diagram produksi Ethylene dengan proses dehidrasi ethanol menggunakan Adiabatic Fixed Bed Double Stage Reactor dapat dilihat pada Gambar 2.1.



	PROGRAM STUDI S-TR TEKNOLOGI REKAYASA KIMIA INDUSTRI DEPARTEMEN TEKNOLOGI INDUSTRI SEKOLAH VOKASI UNIVERSITAS DIPONEGORO SEMARANG 2026		
	PRA-RANCANGAN PABRIK ETHYLENE DENGAN PROSES DEHIDRASI ETANOL MENGGUNAKAN ADIABATIC FIXED BED DOUBLE STAGE REACTOR KAPASITAS 135.000 TON/TAHUN		
Di Gambar Oleh:	1. Kery Effah Sandy Azizi (40040122650053) 2. Alvin Surya Negara (40040122650055)		
Dosen Pembimbing:	<u>Bernardus Dwi Ariyanto S.T., M.Sc., Ph.D</u> NIP. 199005152021021001		
EQUIPMENT INFORMATION:			
R-210	: Adiabatic Fixed Bed Reactor	E-321 : Hot Effluent Cooler	
F-111	: Ethanol Storage Tank	E-322 : Water Condenser	
P-112	: Ethanol Feed Pump	P-323 : Separator Feed Pump	
E-113	: Ethanol Vaporizer	F-324 : Water Waste Tank	
M-114	: Stage 1 Plate Orifice Mixer	F-430 : Ethylene Storage Tank	
M-115	: Stage 2 Plate Orifice Mixer	G-331 : Ethylene Compressor	
E-216	: Heater to Stage 2	E-332 : Ethylene Condenser	
H-320	: Knock Out Drum Separator		
KEY :			
	: STREAM		: FLOW CONTROL
	: PRESSURE (bar)		: PRESSURE CONTROL
	: TEMPERATURE (°C)		: TEMPERATURE CONTROL
	: Gas Mass Flow (kg/s)		: LEVEL CONTROL
	: Liquid Mass Flow (kg/s)		

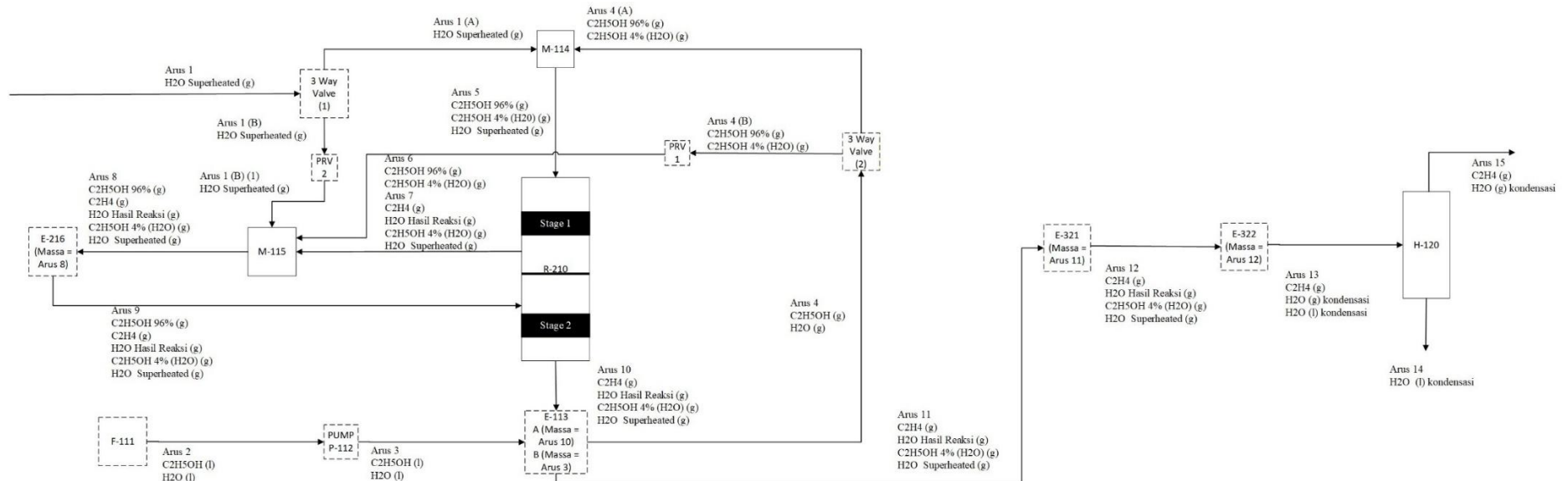
Komponen	Stream 1	Stream 1A	Stream 1B	Stream 1B(1)	Stream 2	Stream 3	Stream 4	Stream 4(A)	Stream 4(B)	Stream 5	Stream 6	Stream 7	Stream 8	Stream 9	Stream 10	Stream 11	Stream 12	Stream 13	Stream 14	Stream 15	Stream 16	Stream 17
C2H5OH (l) (H2O) 4%	0.00	0.00	0.00	0.00	2982.26	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C2H5OH (l) 96%	0.00	0.00	0.00	0.00	27995.87	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H2O Superheated (g)	314632.46	162756.30	151876.16	151876.16	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C2H5OH (g) (H2O) 4%	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	2982.26	624.27	542.22	624.27	542.22	624.27	1166.49	1166.49	1166.49	1166.49	1166.49	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C2H5OH (g) 96%	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	27995.87	14082.50	13013.37	14082.50	13013.37	14082.50	13013.37	13013.37	13013.37	13013.37	13013.37	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C2H4 (g)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H2O (g) Heat Reakul	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H2O (l) (Condensate)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H2O (g) (Condensate)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H2O (l) (compressor)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H2O (g) (Condensate)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C2H4 (l) (Condensate)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Total	314632.46	162756.30	151876.16	151876.16	30978.13	30978.13	30978.13	15606.77	13555.59	178463.07	13555.59	178463.07	248754.83	248754.83	248754.83	248754.83	248754.83	343794.52	343794.52	17048.47	17048.47	17048.47

Gambar 2.1 Process Flow Diagram Produksi Ethylene (Sumber: Dokumen Pribadi Penulis)

2.5 Neraca Massa dan Neraca Panas

2.5.1 Neraca Massa

Block flow diagram (BFD) neraca massa dapat dilihat pada Gambar 2.2.

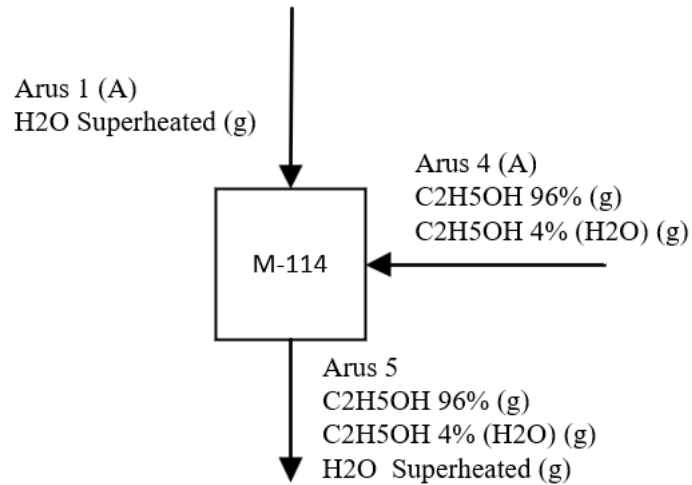


Gambar 2.11 Block Flow Diagram Neraca Massa (Sumber: Dokumen Pribadi Penulis)

Berikut merupakan rincian dari neraca massa setiap alat

2.5.1.1 1st *Superheated Steam & Ethanol Vapor Mixer (M-114)*

Berikut merupakan *block diagram* neraca massa dari 1st *Superheated Steam & Ethanol Vapor Mixer (M-114)* dapat dilihat pada Gambar 2.3.



Gambar 2.12 *Block Diagram* Neraca Masa dari 1st *Superheated Steam & Ethanol Vapor Mixer (M-114)* (Sumber: Dokumen Pribadi Penulis)

Berikut merupakan neraca massa dari 1st *Superheated Steam & Ethanol Vapor Mixer (M-114)* dapat dilihat pada Tabel 2.5.

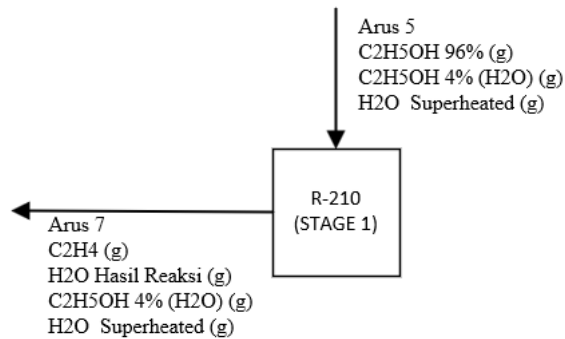
Tabel 2.5 Neraca Massa 1st *Superheated Steam & Ethanol Vapor Mixer (M-114)*

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 1 (A)	Arus 4 (A)	Arus 5
H ₂ O <i>Superheated</i> (g)	162.756.3031	0.00	162.756.3031
C ₂ H ₅ OH (H ₂ O) (g) 4%	0.00	624.2707517	624.2707517
C ₂ H ₅ OH (g) 96%	0.00	14.982.49804	14.982.49804
Sub-Total	162.756.3031	15.606.76879	178.363.0719
Total	178.363.0719		178.363.0719

Sumber: Dokumen Pribadi Penulis

2.5.1.2 Adiabatic Fixed Bed Reactor Stage 1 (R-210)

Berikut merupakan *block diagram* neraca massa dari *Adiabatic Fixed Bed Reactor Stage 1* (R-210) dapat dilihat pada Gambar 2.4.



Gambar 2.4 *Block Diagram* Neraca Massa dari *Adiabatic Fixed Bed Reactor Stage 1* (R-210) (Sumber: Dokumen Pribadi Penulis)

Berikut merupakan neraca massa dari *Adiabatic Fixed Bed Reactor Stage 1* (R-210) dapat dilihat pada Tabel 2.6.

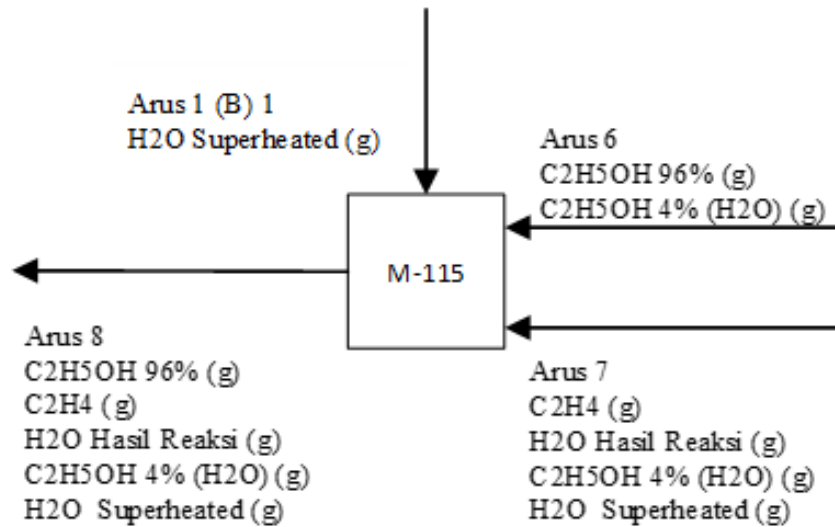
Tabel 2.6 Neraca Massa *Adiabatic Fixed Bed Reactor Stage 1* (R-210)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Arus 5	Arus 7
H ₂ O <i>Superheated</i> (g)	162.756.3031	162756.3031
C ₂ H ₅ OH (H ₂ O) (g) 4%	624.2707517	624.2707517
C ₂ H ₅ OH (g) 96%	14.982.49804	0.00
C ₂ H ₄ (g)	0.00	9.122.185154
H ₂ O Hasil Reaksi (g)	0.00	5.860.312887
Sub-Total	178.363.0719	178.363.0719
Total	178.363.0719	178.363.0719

Sumber: Dokumen Pribadi Penulis

2.5.1.3 2nd Superheated Steam & Ethanol Vapor Mixer (M-115)

Berikut merupakan *block diagram* neraca massa dari 2nd Superheated Steam & Ethanol Vapor Mixer (M-115) dapat dilihat pada Gambar 2.5.



Gambar 2.5 Block Diagram Neraca Massa dari 2nd Superheated Steam & Ethanol Vapor Mixer (M-115) (Sumber: Dokumen Pribadi Penulis)

Berikut merupakan neraca massa dari 2nd Superheated Steam & Ethanol Vapor Mixer (M-115) dapat dilihat pada Tabel 2.7.

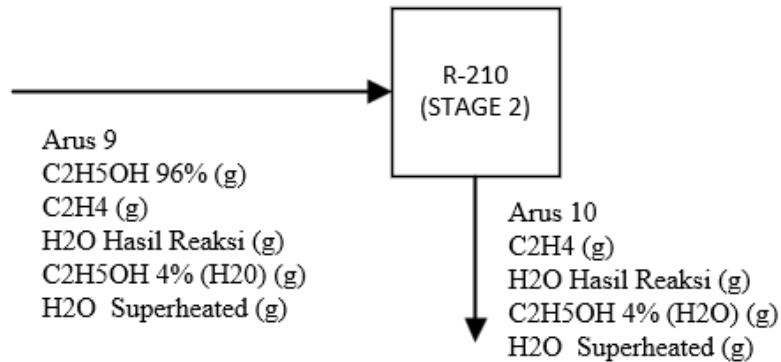
Tabel 2.7 Neraca Massa 2nd Superheated Steam & Ethanol Vapor Mixer (M-115)

Komponen	Input (kg/jam)			Output (kg/jam)
	Arus 1(B) (1)	Arus 6	Arus 7	Arus 8
H ₂ O Superheated (g)	151.876.1557	0.00	162.756.3031	314.632.4589
C ₂ H ₅ OH (H ₂ O) (g) 4%	0.00	542.2237386	624.2707517	1.166.49449
C ₂ H ₅ OH (g) 96%	0.00	13.013.36973	0.00	13.013.36973
C ₂ H ₄ (g)	0.00	0.00	9.122.185154	9.122.185154
H ₂ O Hasil Reaksi (g)	0.00	0.00	5.860.312887	5.860.312887
Sub-Total	151.876.1557	13.555.59347	170.8636616	343.794.8211
Total		343.794.8211		343.794.8211

Sumber: Dokumen Pribadi Penulis

2.5.1.4 Adiabatic Fixed Bed Reactor Stage 2 (R-210)

Berikut merupakan *block diagram* neraca massa dari *Adiabatic Fixed Bed Reactor Stage 2 (R-210)* dapat dilihat pada Gambar 2.6.



Gambar 2.13 *Block Diagram* Neraca Massa dari *Adiabatic Fixed Bed Reactor Stage 2 (R-210)* (Sumber: Dokumen Pribadi Penulis)

Berikut merupakan neraca massa dari *Adiabatic Fixed Bed Reactor Stage 2 (R-210)* dapat dilihat pada Tabel 2.8.

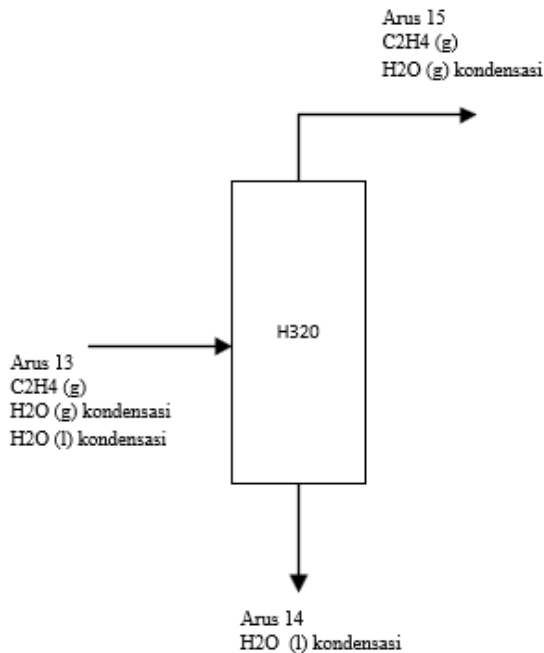
Tabel 2.8 Neraca Massa *Adiabatic Fixed Bed Reactor Stage 2 (R-210)*

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Arus 9	Arus 10
H ₂ O <i>Superheated</i> (g)	314.632.4589	314.632.4589
C ₂ H ₅ OH (H ₂ O) (g) 4%	1.166.49449	1.166.49449
C ₂ H ₅ OH (g) 96%	13.013.36973	0.00
C ₂ H ₄ (g)	9.122.185154	17045.45455
H ₂ O Hasil Reaksi (g)	5.860.312887	10950.41322
Sub-Total	343.794.8211	343.794.8211
Total	343.794.8211	343.794.8211

Sumber: Dokumen Pribadi Penulis

2.5.1.5 Water Separator (H-320)

Berikut merupakan *block diagram* neraca massa dari *Water Separator* (H-320) dapat dilihat pada Gambar 2.7.



Gambar 2.14 *Block Diagram* Neraca Massa dari *Water Separator* (H-320) (Sumber: Dokumen Pribadi Penulis)

Berikut merupakan neraca massa dari *Water Separator* (H-320) dapat dilihat pada Tabel 2.9.

Tabel 2.9 Neraca Massa *Water Separator* (H-320)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	Arus 13	Arus 14	Arus 15	Tertangkap Mist Eliminator
H ₂ O _(l) (Kondensasi)	315.798.9534	315798.9534	0.00	0.00
H ₂ O _(g) (Kondensasi)	10.950.41322	0.00	0.017045455	10.950.39618
C ₂ H ₄ (g)	17.045.45455	0.00	17.045.45455	0.00
Sub-Total	343.794.8211	315.798.9534	17.045.47159	10.950.39618
Total	343.794.8211		343.794.8211	

Sumber: Dokumen Pribadi Penulis

2.5.1.6 Neraca Massa Overall

Berikut merupakan neraca massa *overall* dapat dilihat pada Tabel 2.10.

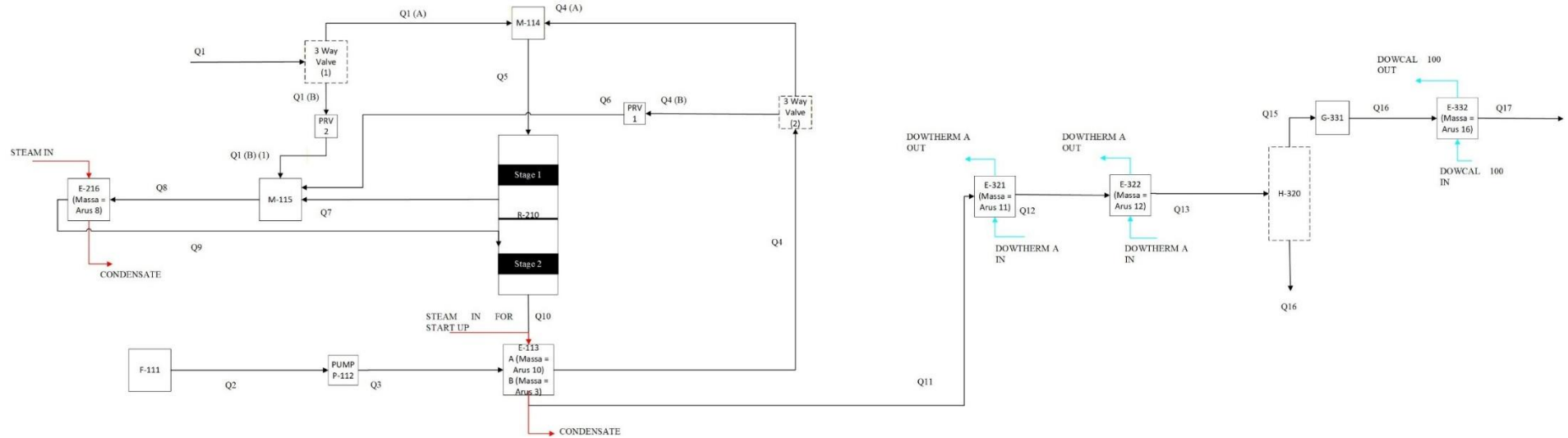
Tabel 2.10 Neraca Massa Overall

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
1. Mixer (M-114)		
H ₂ O <i>Superheated</i> (g)	162.756.3031	0.00
C ₂ H ₅ OH (H ₂ O) (g) 4%	624.2707517	0.00
C ₂ H ₅ OH (g) 96%	14.982.49804	0.00
2. Mixer (M-115)		
H ₂ O <i>Superheated</i> (g)	151.876.1557	0.00
C ₂ H ₅ OH (H ₂ O) (g) 4%	542.2237386	0.00
C ₂ H ₅ OH (g) 96%	13.013.36973	0.00
3. Water Separator (H-320)		
H ₂ O _(l) (Kondensasi)	0.00	315.798.9534
H ₂ O _(g) (Kondensasi)	0.00	0.017045455
C ₂ H ₄ (g)	0.00	17.045.45455
4. Tertangkap Mist Eliminator		
H ₂ O _(g) (Kondensasi)	0.00	10.950.39618
TOTAL	343.794.8211	343.794.8211

Sumber: Dokumen Pribadi Penulis

2.5.2 Neraca Panas

Block flow diagram (BFD) neraca panas dapat dilihat pada Gambar 2.8 .

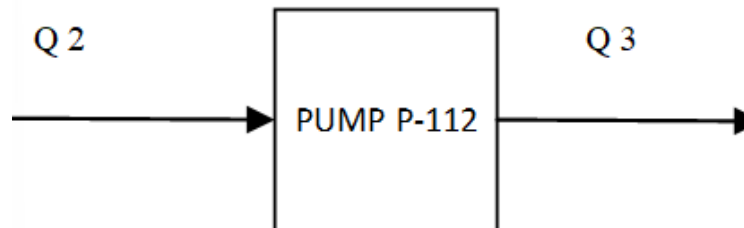


Gambar 2.815 Block Flow Diagram Neraca Panas (Sumber: Dokumen Pribadi Penulis)

Berikut merupakan rincian dari neraca panas setiap alat

2.5.2.1 Ethanol Feed Pump (P-112)

Berikut merupakan *block diagram* neraca panas dari *Ethanol Feed Pump* (P-112) dapat dilihat pada Gambar 2.9.



Gambar 2.9 Block Diagram Neraca Panas dari *Ethanol Feed Pump* (P-112)

Berikut merupakan neraca panas dari *Ethanol Feed Pump* (P-112) dilihat pada Tabel 2.11.

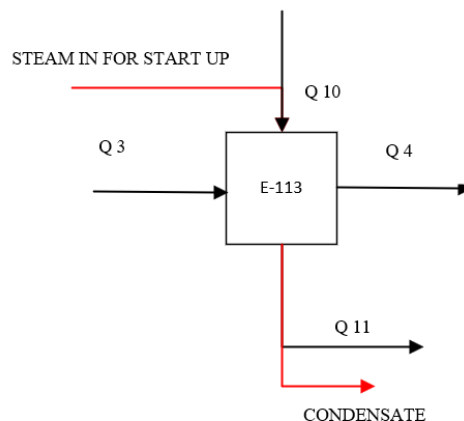
Tabel 2.11 Neraca Panas *Ethanol Feed Pump* (P-112)

Komponen	Input Q 2 (kJ/jam)	Output Q 3 (kJ/jam)
C ₂ H ₅ OH (H ₂ O) (l) 4%	24.435.95	26.096.34
C ₂ H ₅ OH (l) 96%	327.237.43	349.556.81
Disipasi Energi	23.979.77	0.00
TOTAL PANAS	375.653.15	375.653.15

Sumber: Dokumen Pribadi Penulis

2.5.2.2 Ethanol Vaporizer (E-113)

Berikut merupakan *block diagram* neraca panas dari *Ethanol Vaporizer* (E-113) dapat dilihat pada Gambar 2.10.



Gambar 2.10 Block Diagram Neraca Panas dari *Ethanol Vaporizer* (E-113)

Berikut merupakan neraca panas dari *Ethanol Vaporizer* (E-113) sisi arus 3 dan 4 dilihat pada Tabel 2.12.

Tabel 2.12 Neraca Panas *Ethanol Vaporizer* Sisi Arus 3 dan 4 (E-113)

Komponen	Input Q 3 (kJ/jam)	Output Q 4 (kJ/jam)
C ₂ H ₅ OH (H ₂ O) (l) 4%	26.096.34	564.475.94
C ₂ H ₅ OH (l) 96%	349.556.81	8.165.168.51
C ₂ H ₅ OH (H ₂ O) (g) 4%	0.00	331.360.18
C ₂ H ₅ OH (g) 96%	0.00	6.986.651.57
Beban Pemanas	15.672.003.06	0.00
TOTAL PANAS	16.047.656.20	16.047.656.20

Sumber: Dokumen Pribadi Penulis

Berikut merupakan neraca panas dari *Ethanol Vaporizer* (E-113) sisi arus 10 dan 11 dilihat pada Tabel 2.13.

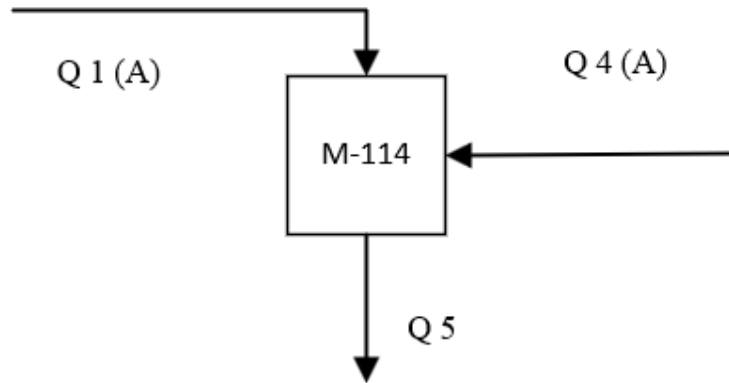
Tabel 2.13 Neraca Panas *Ethanol Vaporizer* Sisi Arus 10 dan 11 (E-113)

Komponen	Input Q 10 (kJ/jam)	Output Q 11 (kJ/jam)
H ₂ O <i>Superheated</i> (g)	213.489.563.64	182.861.973.22
C ₂ H ₅ OH (H ₂ O) (g) 4%	791.508.93	677.957.66
C ₂ H ₅ OH (g) 96%	0.00	0.00
C ₂ H ₄ (g)	12.463.223.51	10.368.284.35
H ₂ O Hasil Reaksi (g)	7.430.253.54	6.364.296.22
Q Diserap Pendinginn	0.00	33.902.038.16
TOTAL PANAS	234.174.549.61	234.174.549.61

Sumber: Dokumen Pribadi Penulis

2.5.2.3 1st Superheated Steam & Ethanol Vapor Mixer (M-114)

Berikut merupakan *block diagram* neraca panas dari 1st Superheated Steam & Ethanol Vapor Mixer (M-114) dapat dilihat pada Gambar 2.11.



Gambar 2.16 Block Diagram Neraca Panas dari 1st Superheated Steam & Ethanol Vapor Mixer (M-114)

Berikut merupakan neraca panas dari 1st Superheated Steam & Ethanol Vapor Mixer (M-114) dapat dilihat pada Tabel 2.14.

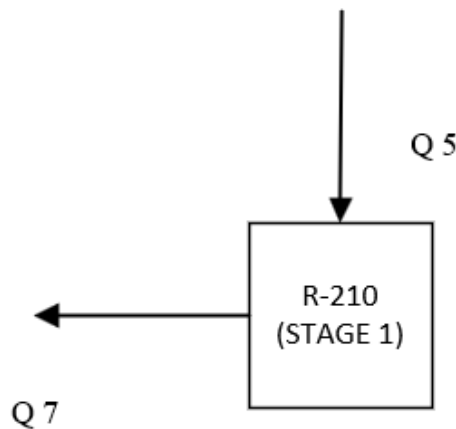
Tabel 2.14 Neraca Panas 1st Superheated Steam & Ethanol Vapor Mixer (M-114)

Komponen	Input (kJ/jam)		Output (kJ/jam)
	Q 1 (A)	Q 4 (A)	Q 5
H ₂ O Superheated (g)	151.905.115.05	26.096.34	151.905.115.05
C ₂ H ₅ OH (H ₂ O) (g) 4%	0.00	177.333.43	177.333.43
C ₂ H ₅ OH (g) 96%	0.00	3.739.033.72	3.739.033.72
TOTAL PANAS	155.821.482.20		155.821.482.20

Sumber: Dokumen Pribadi Penulis.

2.5.2.4 *Adiabatic Fixed Bed Reactor Stage 1 (R-210)*

Berikut merupakan *block diagram* neraca panas dari *Adiabatic Fixed Bed Reactor Stage 1 (R-210)* dapat dilihat pada Gambar 2.12.



Gambar 2.17 Block Diagram Neraca Panas dari *Adiabatic Fixed Bed Reactor Stage 1 (R-210)*

Berikut merupakan neraca panas dari *Adiabatic Fixed Bed Reactor Stage 1 (R-210)* dapat dilihat pada Tabel 2.15.

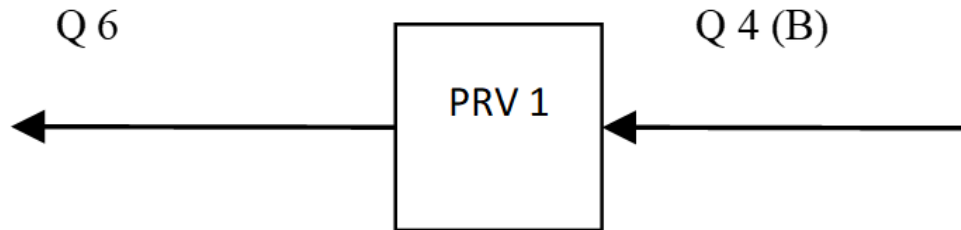
Tabel 2.105 Neraca Panas *Adiabatic Fixed Bed Reactor Stage 1 (R-210)*

Komponen	<i>Input</i> Q 7 (kJ/jam)	<i>Output</i> Q 9 (kJ/jam)
H ₂ O <i>Superheated</i> (g)	151.905.115.05	110.768.738.32
C ₂ H ₅ OH (H ₂ O) (g) 4%	177.333.43	424.866.39
C ₂ H ₅ OH (g) 96%	3.739.033.72	0.00
C ₂ H ₄ (g)	0.00	6.693.935.23
H ₂ O Hasil Reaksi (g)	0.00	3.988.413.67
ΔHr (Aktual + Panas hilang)	0.00	33.945.528.58
TOTAL PANAS	155.821.482.20	155.821.482.20

Sumber: Dokumen Pribadi Penulis

2.5.2.5 Pressure Reducing Valve (PRV 1)

Berikut merupakan *block diagram* neraca panas dari *Pressure Reducing Valve* (PRV 1) dapat dilihat pada Gambar 2.13.



Gambar 2.18 Block Diagram Neraca Panas dari *Pressure Reducing Valve* (PRV 1)

Berikut merupakan neraca panas dari *Pressure Reducing Valve* (PRV 1) dapat dilihat pada Tabel 2.16. Untuk PRV berlaku efek Joule Thomson yaitu secara adiabatic $H_{in} = H_{out}$.

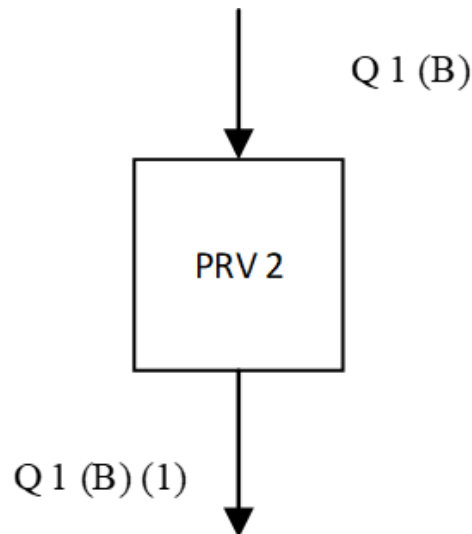
Tabel 2.16 Neraca Panas dari *Pressure Reducing Valve* (PRV 1)

Komponen	Input Q 6 (B) (kJ/jam)	Output Q 8 (kJ/jam)
H ₂ O <i>Superheated</i> (g)	0.00	0.00
C ₂ H ₅ OH (H ₂ O) (g) 4%	154.026.75	153.817.87
C ₂ H ₅ OH (g) 96%	3.247.617.86	3.242.704.93
C ₂ H ₄ (g)	0.00	0.00
H ₂ O Hasil Reaksi (g)	0.00	0.00
TOTAL PANAS	3.401.644.61	3.401.644.61

Sumber: Dokumen Pribadi Penulis

2.5.2.6 Pressure Reducing Valve (PRV 2)

Berikut merupakan *block diagram* neraca panas dari *Pressure Reducing Valve* (PRV 2) dapat dilihat pada Gambar 2.14.



Gambar 2.19 Block Diagram Neraca Panas dari *Pressure Reducing Valve* (PRV 1)

Berikut merupakan neraca panas dari *Pressure Reducing Valve* (PRV 2) dapat dilihat pada Tabel 2.17. Untuk PRV berlaku efek Joule Thomson yaitu secara adiabatic $H_{in} = H_{out}$.

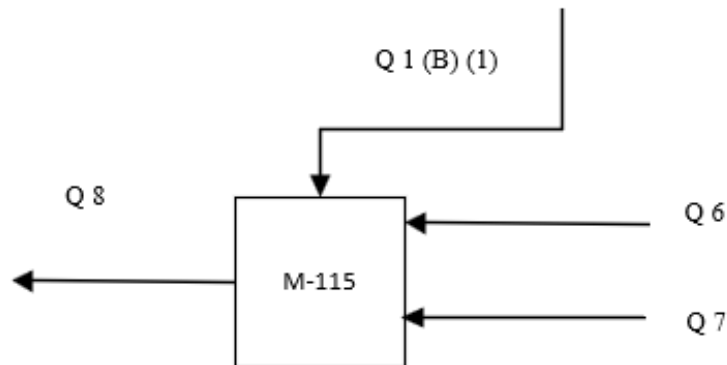
Tabel 2.17 Neraca Panas dari *Pressure Reducing Valve* (PRV 2)

Tabel Komponen	Input Q 1 (B) (kJ/jam)	Output Q 1 (B) (1) (kJ/jam)
H ₂ O <i>Superheated</i> (g)	141.750.362.16	141.685.746.39
TOTAL PANAS	141.750.362.16	141.750.362.16

Sumber: Dokumen Pribadi Penulis

2.5.2.7 2nd Superheated Steam & Ethanol Vapor Mixer (M-115)

Berikut merupakan *block diagram* neraca panas dari 2nd Superheated Steam & Ethanol Vapor Mixer (M-115) dapat dilihat pada Gambar 2.15.



Gambar 2. 20 Block Diagram Neraca Panas dari 2nd Superheated Steam & Ethanol Vapor Mixer (M-115)

Berikut merupakan neraca panas 2nd Superheated Steam & Ethanol Vapor Mixer (M-115) dapat dilihat pada Tabel 2.18.

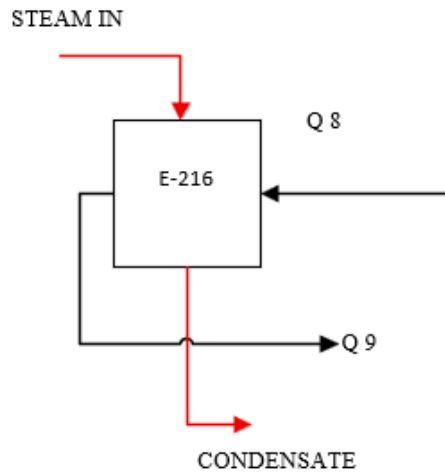
Tabel 2.18 Neraca Panas 2nd Superheated Steam & Ethanol Vapor Mixer (M-115)

Komponen	Input (kJ/jam)			Output (kJ/jam)
	Q 1 (B) 1	Q 6	Q 7	Q 8
H ₂ O Superheated (g)	141.685.746.39	0.00	110.768.738.32	252.454.484.70
C ₂ H ₅ OH (H ₂ O) (g) 4%	0.00	153.817.87	424.866.39	578.684.26
C ₂ H ₅ OH (g) 96%	0.00	3.242.704.93	0.00	3.242.704.93
C ₂ H ₄ (g)	0.00	0.00	6.693.935.23	6.693.935.23
H ₂ O Hasil Reaksi (g)	0.00	0.00	3.988.413.67	3.988.413.67
TOTAL PANAS		266.958.222.80		266.958.222.80

Sumber: Dokumen Pribadi Penulis

2.5.2.8 Heater to Stage 2 (E-216)

Berikut merupakan *block diagram* neraca panas dari *Heater to Stage 2* (E-216) dilihat pada Gambar 2.16.



Gambar 2.21 Block Diagram Neraca Panas dari *Heater to Stage 2* (E-216)

Berikut merupakan neraca panas *Heater to Stage 2* (E-216) dapat dilihat pada Tabel 2.19.

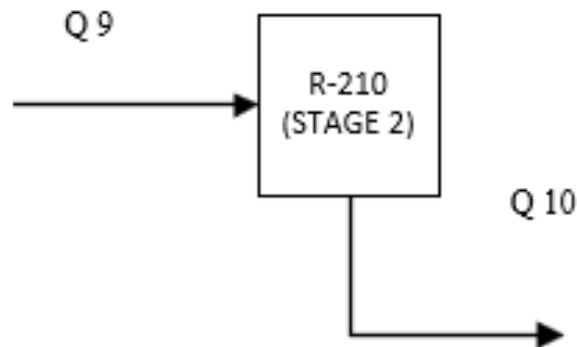
Tabel 2.19 Neraca Panas 2nd *Heater to Stage 2* (E-216)

Komponen	Input	Output
	Q 8 (kJ/jam)	Q 9 (kJ/jam)
H ₂ O <i>Superheated</i> (g)	243.224.269.16	264.946.151.36
C ₂ H ₅ OH (H ₂ O) (g) 4%	901.749.84	982.283.35
C ₂ H ₅ OH (g) 96%	10.341.716.05	11.452.072.74
C ₂ H ₄ (g)	7.798.943.39	8.646.026.98
H ₂ O Hasil Reaksi (g)	4.530.271.05	4.934.860.67
Beban Pemanas	24.164.445.60	0.00
TOTAL PANAS	290.961.395.10	290.961.395.10

Sumber: Dokumen Pribadi Penulis

2.5.2.9 Adiabatic Fixed Bed Reactor Stage 2 (R-210)

Berikut merupakan *block diagram* neraca panas dari *Adiabatic Fixed Bed Reactor Stage 2 (R-210)* dapat dilihat pada Gambar 2.17.



Gambar 2.22 Block Diagram Neraca Panas dari *Adiabatic Fixed Bed Reactor Stage 2 (R-210)*

Berikut merupakan neraca panas dari *Adiabatic Fixed Bed Reactor Stage 2 (R-210)* dapat dilihat pada Tabel 2.20.

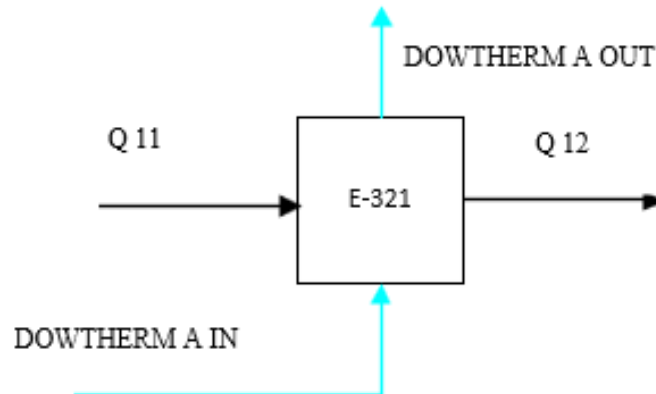
Tabel 2.20 Neraca Panas Adiabatic Fixed Bed Reactor Stage 2 (R-210)

Komponen	Input	Output
	Q 9 (kJ/jam)	Q 10 (kJ/jam)
H ₂ O <i>Superheated</i> (g)	264.946.151.36	213.489.563.64
C ₂ H ₅ OH (H ₂ O) (g) 4%	982.283.35	791.508.93
C ₂ H ₅ OH (g) 96%	11.452.072.74	0.00
C ₂ H ₄ (g)	12.463.223.51	12.463.223.51
H ₂ O Hasil Reaksi (g)	7.430.253.54	7.430.253.54
ΔH_r (Aktual + Panas hilang)	0.00	63.099.434.89
TOTAL PANAS	297.273.984.50	297.273.984.50

Sumber: Dokumen Pribadi Penulis

2.5.2.10 Hot Effluent Cooler (E-321)

Berikut merupakan *block diagram* neraca panas dari *Hot Effluent Cooler* (E-321) dapat dilihat pada Gambar 2.18.



Gambar 2.23 Block Diagram Neraca Panas dari *Hot Effluent Cooler* (E-321)

Berikut merupakan neraca panas dari *Hot Effluent Cooler* (E-321) dapat dilihat pada Tabel 2.21.

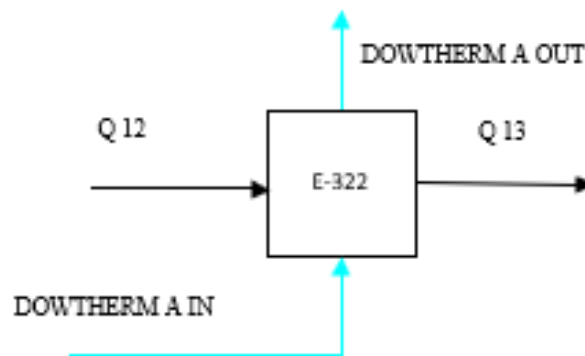
Tabel 2.21 Neraca Panas *Hot Effluent Cooler* (E-321)

Komponen	Input	Output
	Q 11 (kJ/jam)	Q 12 (kJ/jam)
H ₂ O <i>Superheated</i> (g)	182.861.973.22	83.323.203.68
C ₂ H ₅ OH (H ₂ O) (g) 4%	677.957.66	308.919.36
C ₂ H ₅ OH (g) 96%	0.00	0.00
C ₂ H ₄ (g)	10.368.284.35	4.225.083.63
H ₂ O Hasil Reaksi (g)	6.364.296.22	2.899.966.25
Beban Pendingin	0.00	109.515.338.54
TOTAL PANAS	200.272.511.45	200.272.511.45

Sumber: Dokumen Pribadi Penulis

2.5.2.11 Water Condensor (E-322)

Berikut merupakan *block diagram* neraca panas dari *Water Condensor* (E-322) dapat dilihat pada Gambar 2.19.



Gambar 2.24 Block Diagram Neraca Panas dari *Water Condensor* (E-322)

Berikut merupakan neraca panas dari *Water Condensor* (E-322) dapat dilihat pada Tabel 2.22.

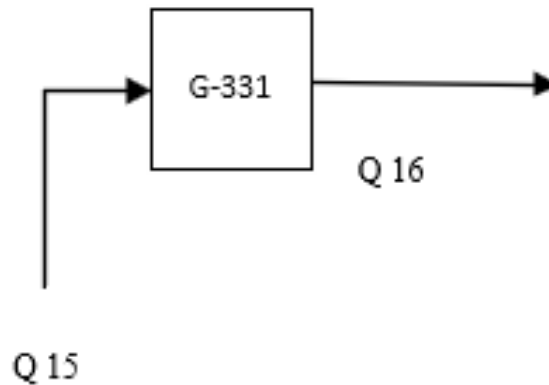
Tabel 2.22 Neraca Panas *Water Condensor* (E-322)

Komponen	Input	Output
	Q 12 (kJ/jam)	Q 13 (kJ/jam)
H ₂ O <i>Superheated</i> (g)	83.323.203.68	0.00
C ₂ H ₅ OH (H ₂ O) (g) 4%	308.919.36	0.00
C ₂ H ₅ OH (g) 96%	0.00	0.00
C ₂ H ₄ (g)	4.225.083.63	682.091.72
H ₂ O Hasil Reaksi (g)	2.899.966.25	0.00
H ₂ O (l) (Kondensasi)	0.00	0.00
H ₂ O (g) (Kondensasi)	0.00	512.041.53
Q Pengembunan (H ₂ O)(l)	0.00	-113.332.122.00
Beban Pendingin	0.00	202.895.161.67
TOTAL PANAS	90.757.172.92	90757172.92

Sumber: Dokumen Pribadi Penulis

2.5.2.12 Ethylene Compressor (G-331)

Berikut merupakan *block diagram* neraca panas dari *Ethylene Compressor* (G-331) dapat dilihat pada Gambar 2.20.



Gambar 2.25 *Block Diagram* Neraca Panas dari *Ethylene Compressor* (G-331)

Berikut merupakan neraca panas dari *Ethylene Compressor* (G-331) dapat dilihat pada Tabel 2.23.

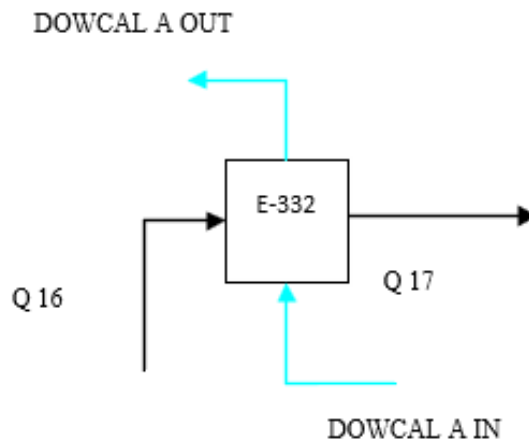
Tabel 2.23 Neraca Panas *Ethylene Compressor* (G-331)

Komponen	Input	Output
	Q 15 (kJ/jam)	Q 16 (kJ/jam)
H ₂ O (g) (Kondensasi)	0.80	0.00
C ₂ H ₄ (g)	682.091.72	0.00
Usaha Aktual Kompresor	2.565.485.94	0.00
Final entalpi + Usaha Aktual Kompresor	0.00	3.247.578.45
TOTAL PANAS	3.247.578.45	3.247.578.45

Sumber: Dokumen Pribadi Penulis

2.5.2.13 Ethylene Condensor (E-332)

Berikut merupakan *block diagram* neraca panas dari *Ethylene Condensor* (E-332) dapat dilihat pada Gambar 2.21.



Gambar 2.2126 Block Diagram Neraca Panas dari *Ethylene Condensor* (E-332)

Berikut merupakan neraca panas dari *Ethylene Condensor* (E-332) dapat dilihat pada Tabel 2.24.

Tabel 2.24 Neraca Panas *Ethylene Condensor* (E-332)

Komponen	Input	Output
	Q 16 (kJ/jam)	Q 17 (kJ/jam)
H ₂ O (l) (<i>Compressor</i>)	8.88	-10.68
C ₂ H ₄ (g)	3.690.665.63	-1.371.204.82
ΔH _{fus}	0.00	-5.68
H ₂ O (s) (Kondensasi)	0.00	-1.75
C ₂ H ₄ (l) (Kondensasi)	0.00	-3.904.273.51
Beban Pendingin	0.00	-1.584.821.92
Total	3.690.674.52	3.690.674.52
TOTAL PANAS	3.690.674.52	3.690.674.52

Sumber: Dokumen Pribadi Penulis

2.5.2.14 Neraca Panas Overall

Berikut merupakan Neraca Panas Overall yang dapat dilihat pada Tabel 2.25.

Tabel 2.25 Neraca Panas Overall

Keterangan Alat	Input Q (kJ/jam)	Output Q (kJ/jam)
P-112	375.653.15	375.653.15
E-113	16.047.656.20	16.047.656.20
M-114	155.821.482.20	155.821.482.20
R-210 S1	155.821.482.20	155.821.482.20
PRV 1	3.401.644.61	3.401.644.61
PRV2	141.750.362.16	141.750.362.16
M-115	266.958.222.80	266.958.222.80
E-216	290.961.395.10	290.961.395.10
R210 S2	297.273.984.50	297.273.984.50
E-321	200.272.511.45	200.272.511.45
E-322	90.757.172.92	90.757.172.92
G-331	3.247.578.45	3.247.578.45
E-332	3.690.674.52	3.690.674.52
Total	1.626.379.820.25	1.626.379.820.25
Selisih		0.00

Sumber: Dokumen Pribadi Penulis

2.6 Tata Letak Pabrik dan Pemetaan

2.6.1 Lay Out Pabrik

Tata letak pabrik adalah penataan optimal berbagai fasilitas di dalam kompleks pabrik, mencakup area kerja karyawan, area perakitan, area penyimpanan bahan baku, serta area produk dan proses produksi. Perancangan tata letak harus mempertimbangkan penempatan alat-alat produksi secara cermat agar aspek keselamatan, keamanan, dan kenyamanan kerja karyawan dapat terjaga. Di luar peralatan yang tercantum pada *Process Flow Diagram* (PFD), bangunan penunjang seperti kantor, bengkel, klinik, kantin, dan pos keamanan sebaiknya ditempatkan pada lokasi yang tidak mengganggu kelancaran arus barang maupun aspek keamanan. Beberapa faktor yang menjadi pertimbangan utama dalam menentukan tata letak pabrik adalah sebagai berikut:

1. Karena pabrik *ethylene* merupakan pabrik yang dibangun baru (bukan hasil pengembangan dari pabrik lama), penentuan *layout* tidak terikat oleh keberadaan bangunan sebelumnya
2. Kemungkinan perluasan pabrik di masa depan tetap perlu diantisipasi

3. Aspek keselamatan menjadi prioritas terkait potensi bahaya kebakaran dan ledakan oleh karena itu, tata letak dirancang agar berjarak aman dari sumber api, material bersuhu tinggi, zat mudah meledak, serta area yang berpotensi menghasilkan asap atau gas beracun
4. Penataan pabrik harus mendukung kelancaran arus distribusi bahan baku, proses produksi, hingga produk akhir
5. Sistem instalasi dan jalur distribusi gas, udara, *steam*, serta listrik perlu dirancang dengan baik agar memudahkan operasional dan perawatan. Posisi unit-unit proses juga diatur agar mudah dijangkau karyawan, sehingga kelancaran operasi dan kemudahan perawatan dapat terjamin.

Secara umum, tata letak pabrik terbagi menjadi beberapa zona utama (Vilbrand, 1959):

1. Zona administrasi, laboratorium, dan ruang kendali, zona administrasi berfungsi sebagai pusat koordinasi kegiatan pabrik, sedangkan laboratorium dan ruang kendali berperan mengawasi proses, kualitas, dan kuantitas bahan baku maupun produk
2. Zona proses dimana tempat berlangsungnya proses produksi dan penempatan peralatan proses. Termasuk di dalamnya zona penyimpanan bahan baku dan produk, serta zona gudang, bengkel, dan garasi yang menampung kebutuhan material dan mendukung perawatan peralatan
3. Zona utilitas dimana pusat penyediaan bahan pendukung proses seperti air, *steam*, media pendingin, dan tenaga listrik

Berikut merupakan perincian luas tanah pabrik yang dapat dilihat pada Tabel 2.32.

Tabel 2.116 Perincian Luas Tanah Pabrik *Ethylene*

No	Bangunan	Ukuran	Luas (m ²)
1	Pos Keamanan	10 x 20	120
2	Ruang <i>Control</i>	25 x 20	500
3	Gudang & <i>Packing</i>	40 x 30	1.200
4	Kantor	90 x 50	4.500
5	Mushola	30 x 20	600
6	Kantin	20 x 15	300
7	Poliklinik	15 x 10	150
8	Laboratorium	25 x 20	500
9	Unit Proses	90 x 50	4.500
10	Bengkel	30 x 30	900
11	Daerah Utilitas	70 x 70	4.900
12	Unit Pengolahan Limbah	50 x 30	1.500
13	Perluasan	103.85 x 100	10.385
14	Parkir	60 x 50	3.000
Total			33.055

Sumber: Dokumen Pribadi Penulis

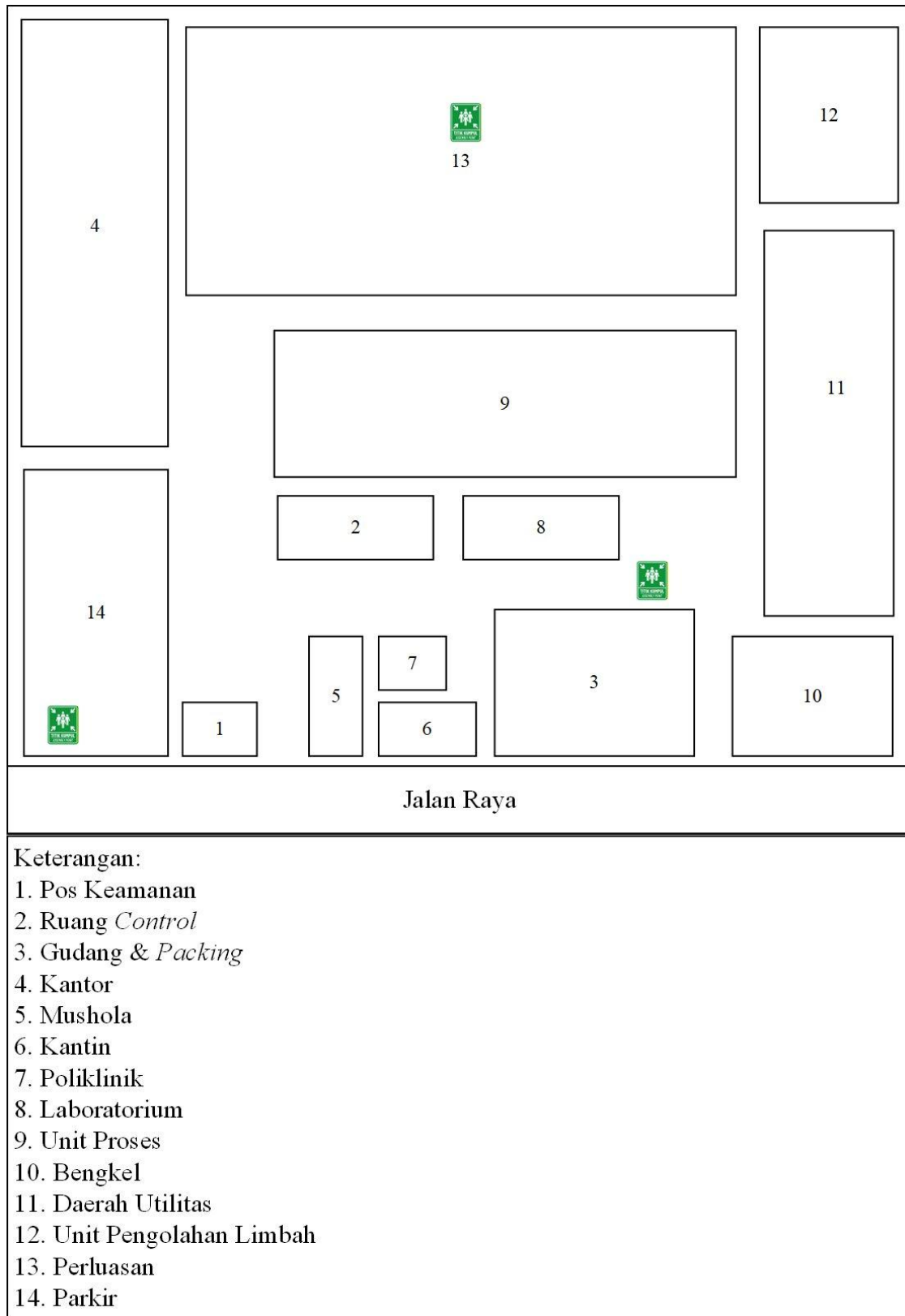
Berikut merupakan perincian luas bangunan pabrik yang dapat dilihat pada Tabel. 2.33.

Tabel 2.27 Perincian Luas Bangunan Pabrik *Ethylene*

No	Bangunan	Ukuran	Luas (m ²)
1	Pos Keamanan	10 x 20	120
2	Ruang <i>Control</i>	25 x 20	500
3	Gudang & <i>Packing</i>	40 x 30	1.200
4	Kantor	90 x 50	4.500
5	Mushola	30 x 20	600
6	Kantin	20 x 15	300
7	Poliklinik	15 x 10	150
8	Laboratorium	25 x 20	500
9	Unit Proses	90 x 50	4.500
10	Bengkel	30 x 30	900
11	Daerah Utilitas	70 x 70	4.900
12	Unit Pengolahan Limbah	50 x 30	1.500
Total			19670

Sumber: Dokumen Pribadi Penulis

Lay out pabrik *Ethylene* dapat dilihat pada Gambar 2.22



Gambar 2.27 Lay Out Pabrik *Ethylene* (Sumber: Dokumen Pribadi Penulis)

Berikut adalah mengenai alasan penempatan layout bangunan industri beserta analisis penentuan 3 titik kumpul darurat yang aman dan strategis bagi seluruh karyawan:

1. Pos Keamanan

- Alasan Letak: Terletak di bagian bawah (depan), tepat di samping area Parkir (14) dan berbatasan dengan Jalan Raya. Posisi ini sangat ideal agar petugas keamanan bisa langsung menyaring, mendata, dan mengontrol setiap orang atau kendaraan yang masuk dari gerbang utama

2. Ruang *Control*

- Alasan Letak: Diletakkan di tengah bawah, tepat di bawah Unit Proses (9) sebelah kiri dan di samping Laboratorium (8). Letak ini memastikan operator memiliki akses fisik dan visual yang sangat dekat ke area produksi utama untuk memantau proses secara cepat

3. Gudang & *Packing*

- Alasan Letak: Ditempatkan di bagian depan sebelah kanan, dekat dengan Jalan Raya. Aliran ini sangat bagus karena truk logistik (kontainer) bisa langsung melakukan bongkar-muat barang tanpa perlu masuk jauh ke dalam pabrik, sehingga lalu lintas kendaraan berat tetap aman

4. Kantor

- Alasan Letak: Diletakkan secara vertikal di sepanjang sisi kiri atas pabrik. Posisi ini menjauhkan staf administrasi dari area bising dan berisiko tinggi seperti Unit Proses (9), Daerah Utilitas (11), dan Unit Limbah (12), sehingga menciptakan ruang kerja yang tenang dan fokus

5. Mushola

- Alasan Letak: Berada di area depan tengah. Lokasi ini sangat strategis karena berada di zona sosial yang mudah diakses oleh semua orang. Baik pekerja kantor (4), operator pabrik, maupun tamu luar, tanpa harus memasuki area produksi yang berbahaya

6. Kantin

- Alasan Letak: Berada di paling depan bawah, tepat di bawah Poliklinik (7) dan Mushola (5) dekat Jalan Raya. Penempatan ini menjaga kebersihan makanan tetap higienis dari debu atau emisi Unit Proses (9), serta memudahkan masuknya pasokan bahan makanan dari luar

7. Poliklinik

- Alasan Letak: Terletak di area depan tengah, di antara Mushola (5) dan Gudang (3). Lokasi ini krusial agar jika terjadi kecelakaan kerja, korban bisa langsung dievakuasi ke ambulans di Jalan Raya dengan rute tercepat dan tanpa hambatan lalu lintas produksi

8. Laboratorium

- Alasan Letak: Berada di tengah bawah, berdampingan dengan Ruang *Control* (2) dan tepat di bawah Unit Proses (9). Kedekatan ini mempermudah petugas lab untuk mengambil sampel produksi secara cepat untuk pengujian mutu (*Quality Control*) sebelum produk akhir dikirim ke Gudang & *Packing* (3)

9. Unit Proses

- Alasan Letak: Sebagai pusat kegiatan, unit ini diletakkan tepat di tengah-tengah pabrik. Posisi sentral ini mengefisiensikan seluruh aliran pipa dan logistik: dekat ke Ruang *Control* (2), dekat ke Daerah Utilitas (11) untuk suplai energi, dan dekat ke Gudang & *Packing* (3)

10. Bengkel

- Alasan Letak: Terletak di sudut kanan bawah pabrik. Penempatan di pojok ini mempermudah pemeliharaan alat berat dan armada logistik (seperti *forklift* gudang) tanpa mengganggu jalannya operasional di Unit Proses (9)

11. Daerah Utilitas

- Alasan Letak: Membujur secara vertikal di sepanjang sisi kanan pabrik. Penempatan ini sangat baik untuk menyalurkan energi (listrik, air, uap panas/*steam*) langsung ke Unit Proses (9) di sebelahnya, sekaligus mengisolasi kebisingan mesin utilitas dari area Kantor (4) di sebelah kiri

12. Unit Pengolahan Limbah

- Alasan Letak: Diletakkan di sudut kanan paling belakang. Ini adalah posisi standar K3 terbaik untuk menghindari pencemaran bau, gas, atau cairan kimia agar tidak mengarah ke area kerja bersih seperti Kantor (4) dan Kantin (6)

13. Perluasan

- Alasan Letak: Merupakan area kosong sangat luas yang diletakkan di bagian belakang atas pabrik. Penempatan lahan cadangan di belakang ini sangat cerdas karena pembangunan ekspansi masa depan tidak akan mengganggu struktur bangunan depan yang sudah mapan

14. Parkir

- Alasan Letak: Terletak di sisi kiri bawah, tepat di bawah Kantor (4). Ini memudahkan akses bagi karyawan kantor dan tamu yang baru datang, serta memisahkan total jalur kendaraan pribadi dari jalur truk logistik di sebelah kanan

Alasan Peletakan 3 Titik Kumpul

1. Titik Kumpul 1 (Di Area Parkir 14 – Kiri Bawah)

- Alasan: Titik ini sangat aman untuk mengevakuasi pekerja dari Kantor (4), Pos Keamanan (1), dan area parkir. Merupakan area terbuka luas yang bebas dari risiko runtuhnya instalasi tinggi, serta sangat dekat dengan gerbang utama jika diperlukan evakuasi lanjutan ke luar pabrik

2. Titik Kumpul 2 (Di Area Terbuka Tengah – Antara Lab 8, Gudang 3, & Unit Proses 9)

- Alasan: Titik ini sangat strategis sebagai penyelamat cepat bagi pekerja di area Unit Proses (9) bagian bawah, Laboratorium (8), Ruang *Control* (2), Gudang & *Packing* (3), serta area sosial di depannya. Jalurnya pendek sehingga pekerja tidak perlu berlari terlalu jauh saat terjadi keadaan darurat

3. Titik Kumpul 3 (Di Tengah Area Perluasan 13 – Belakang):

- Alasan: Karena area No. 13 saat ini masih berupa lahan kosong yang sangat luas, menjadikannya titik kumpul adalah keputusan yang sangat tepat. Pekerja di Unit Proses (9) bagian belakang, Daerah Utilitas (11), dan Unit Limbah (12) bisa langsung menyelamatkan diri ke belakang tanpa harus memutar melewati unit proses tengah yang mungkin sedang berbahaya

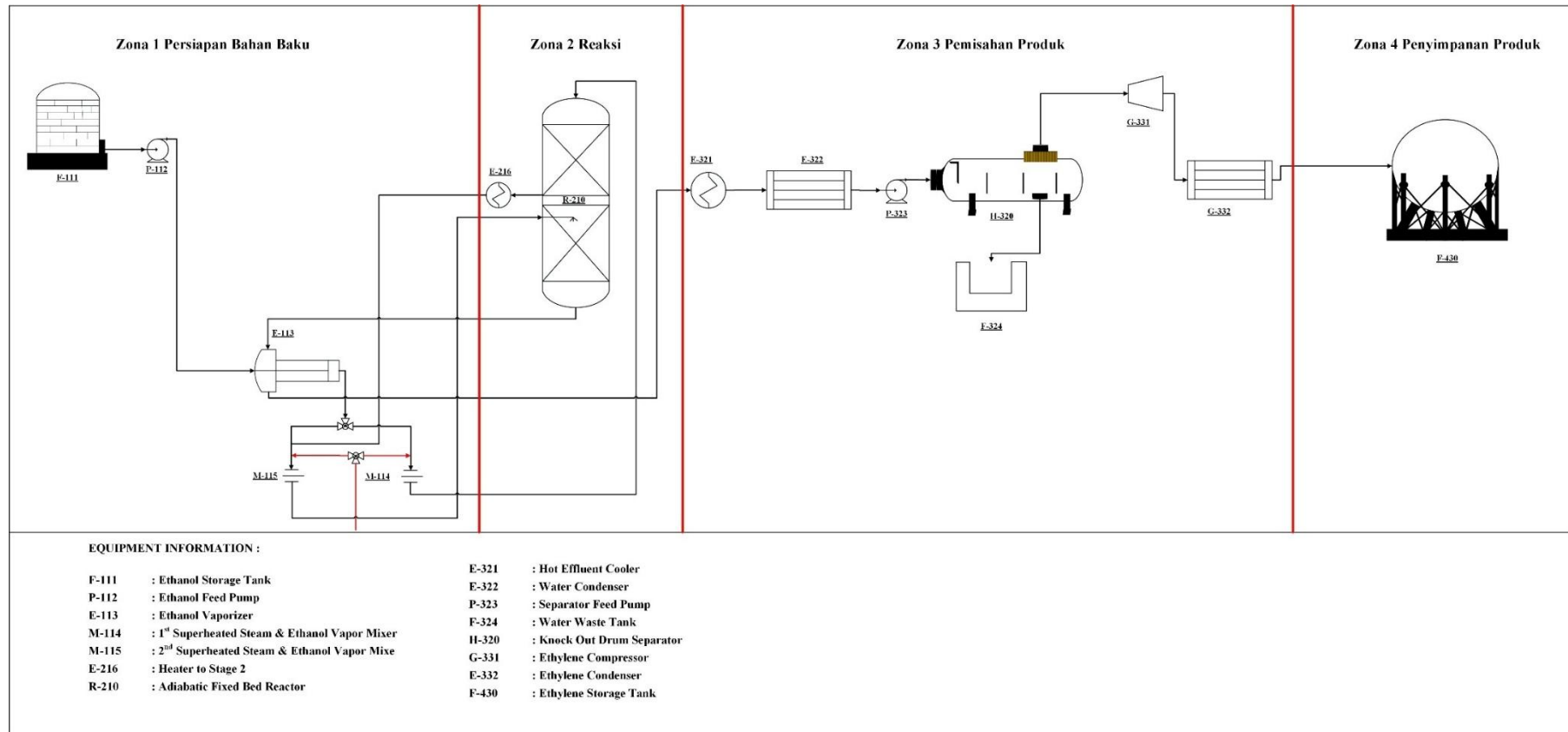
2.6.2 Lay Out Peralatan Proses

Lay out peralatan proses merupakan pengaturan penempatan alat-alat yang digunakan dalam kegiatan produksi. Beberapa aspek yang perlu diperhatikan dalam menentukan tata letak peralatan proses antara lain:

1. Sirkulasi udara, aliran udara di sekitar peralatan proses harus berjalan lancar untuk mencegah terjadinya penumpukan udara pada satu titik, yang berpotensi memicu akumulasi bahan kimia berbahaya bagi keselamatan pekerja
2. Pencahayaan, sistem penerangan pabrik harus memadai secara keseluruhan, dengan tambahan penerangan khusus pada area-area berisiko tinggi

3. Akses dan mobilitas pekerja, jalur pergerakan manusia dalam tata letak perlu dirancang agar pekerja bisa menjangkau seluruh unit peralatan dengan cepat dan mudah. Hal ini penting agar gangguan pada alat proses dapat segera ditangani, sekaligus menjaga keselamatan pekerja selama bertugas
4. Efisiensi biaya, penempatan peralatan proses diupayakan seefisien mungkin dari segi biaya operasional, tanpa mengorbankan kelancaran dan keamanan produksi
5. Jarak antar peralatan, unit-unit proses dengan suhu dan tekanan operasi tinggi ditempatkan terpisah dari peralatan lainnya, sehingga jika terjadi ledakan atau kebakaran, dampak kerusakannya dapat diminimalkan.

Lay out peralatan proses pabrik *Ethylene* dapat dilihat pada Gambar 2.23.



Gambar 2.28 Lay Out Peralatan Proses Pabrik *Ethylene* (Sumber: Dokumen Pribadi Penulis)

2.6.2.1 Peletakan Urutan Aliran Proses (*Process Flow Sequence*)

Perancangan tata letak peralatan proses (*plot plan*) pada Unit Proses (9) pabrik dehidrasi *ethylene* ini menggunakan konfigurasi garis lurus (*I-Flow*). Dasar pertimbangan pemilihan aliran lurus ini merujuk pada prinsip berikut:

- Minimasi Penurunan Tekanan (*Pressure Drop*) dan Kehilangan Energi

Dalam sistem perpipaan pabrik, aliran gas dan uap sangat sensitif terhadap hambatan fisik. Setiap kali pipa berbelok, terjadi turbulensi yang meningkatkan kehilangan tekanan (*pressure drop*) sistem. Konfigurasi garis lurus meminimalkan jumlah penggunaan belokan tajam (*elbows* atau *bends*), sehingga menekan rugi gesekan dan menjaga efisiensi tekanan gas sebelum masuk pada setiap alat. Hal ini sesuai dengan penjelasan ilmiah mengenai kerugian tekanan akibat instalasi perpipaan di dalam buku Towler & Sinnott Tahun 2008 pada Bab 5, Sub 5.4 (*Pumps and Compressors*), Halaman 248 yang berbunyi “*Any obstruction to flow will generate turbulence and cause a pressure drop. So, pipe fittings such as bends, elbows, reducing or enlargement sections, and tee junctions will increase the pressure drop in a pipeline.*” Dari kalimat tersebut bisa dipahami bahwa setiap hambatan terhadap aliran akan menimbulkan turbulensi dan menyebabkan penurunan tekanan. Oleh karena itu, fitting pipa seperti belokan (*bends*), siku (*elbows*), bagian penyempitan atau pelebaran, dan sambungan tee akan meningkatkan penurunan tekanan dalam pipa.

- Penyelarasan Fisik dengan *Process Flow Diagram* (PFD)

Urutan fisik peralatan di lapangan harus disusun secara linier mengikuti arah konseptual transfer masa yang digambarkan pada *Process Flow Diagram* (PFD). Hal ini bertujuan untuk memberikan visualisasi alur operasi yang logis dan menghindari pola aliran silang yang rumit. Sesuai dengan aturan penggambaran tata letak diagram proses, urutan peralatan utama harus mengikuti alur pemrosesan yang berkesinambungan dari kiri ke kanan tapak pabrik. Hal ini sesuai dengan penjelasan di dalam buku Towler & Sinnott Tahun 2008 pada Bab 4 (*Flowsheeting*), Halaman 156 yang berbunyi “*The stream line numbers should follow consecutively from left to right of the layout, as far as is practicable, so that when reading the flowsheet, it is easy to locate a particular line and the associated column containing the data.*” Dari kalimat tersebut bisa dipahami bahwa jalur aliran harus mengikuti secara berurutan dari kiri ke kanan tata letak, sejauh hal itu praktis untuk dilakukan, sehingga ketika membaca *flowsheet*, akan mudah untuk menemukan jalur tertentu dan kolom data yang terkait.

2.6.2.2 Pembagian Zona Peralatan proses

Menurut buku Towler & Sinnott, 2008, halaman 8 dan 9, *pembagian zona terbagi menjadi 6 yaitu raw material storage (stage 1), feed preparation (stage 2), reaction (stage 3), product separation (stage 4), product purification (stage 5), product storage (6)*. Tetapi sebenarnya pemilihan zona ini tidak ada aturan baku yang dapat diberikan dalam pemilihan batas zona karena pemilihan yang terbaik adalah tergantung pada masalah penilaian dan ketersesuaian pada proses yang dimiliki. Hal ini diperkuat oleh buku Towler & Sinnott, 2008, halaman 53 yang berbunyi : “*No hard and fast rules can be given on the selection of suitable boundaries for all types of material balance problems. Selection of the best subdivision for any particular process is a matter of judgment, and depends on insight into the structure of the problem*”. Maka dari itu zona peralatan proses ini dibagi dan disesuaikan menjadi 4 saja sesuai dengan kebutuhan lapangan. Pembagian zona tersebut meliputi:

A. Zona 1: Area Persiapan Bahan Baku (*Feed Preparation Area*)

- Peralatan meliputi:

Ethanol Storage Tank (F-111), Ethanol Feed Pump (P-112), Ethanol Vaporizer (E-113), 1st Superheated Steam & Ethanol Vapor Mixer (M-114), dan 2nd Superheated Steam & Ethanol Vapor Mixer (M-115)

- Fungsi:

Berfungsi sebagai persiapan bahan baku sebelum masuk menuju *Adiabatic Fixed Bed Reactor (R-210)* Cairan *ethanol* fasa liquid dari tangki penyimpanan dipompa dan diuapkan secara termal di dalam *Ethanol Vaporizer (E-115)* untuk diubah menjadi fase uap

B. Zona 2: Area Reaksi Utama (*Reaction Area*)

- Peralatan meliputi:

Adiabatic Fixed Bed Reactor (R-210) dan *Heater to Stage 2 (E-216)*

- Fungsi:

Berfungsi sebagai utama tempat terjadinya reaksi dari *ethanol* fasa gas menjadi *ethylene* fasa gas

C. Zona 3: Area Pemisahan Produk (*Separation Area*)

- Peralatan:

Hot Effluent Cooler (E-321), *Water Condenser* (E-322), *KO Drum Separator* (H-320), *Separator Feed Pump* (P-123), *Water Waste Tank* (F-324), *Ethylene Compressor* (G-131), dan *Ethylene Condenser* (E-332)

- Fungsi:

Mendinginkan dan proses pengembunan bertahap (E-321 dan E-322), memisahkan fasa gas *ethylene* dari fasa liquid air di (H-320), serta menaikkan tekanan gas *ethylene* menggunakan *compressor* (G-131)

D. Zona 4: Area Penyimpanan Produk (*Product Storage Area*)

- Peralatan:

Ethylene Storage Tank (F-430)

- Fungsi:

Berfungsi menyimpan produk *ethylene* cair bertekanan tinggi secara aman sebelum didistribusikan ke konsumen

2.6.2.3 Perincian Peletakan Peralatan Proses

Penempatan fisik peralatan proses pada sisi kiri, tengah, dan kanan pabrik dirancang dengan memprioritaskan keselamatan operasional sebagai aspek utama. Hal ini sesuai dengan buku Towler & Sinnott, 2008, halaman 275 mengenai prinsip perancangan di Bab 5, Sub 5.7 (*Control and Instrumentation*), dimana berbunyi “*To operate at the lowest production cost, commensurate with the other objectives - putting safety first.*” Secara harfiah ini bisa dimaknai selain pabrik harus meminimalkan biaya produksi seminimal mungkin harus juga dengan mengutamakan keselamatan sebagai prioritas pertama. Berikut adalah perincian untuk perletakan peralatan proses

A. Sisi Kiri

Ethanol Storage Tank (F-111) dan *Ethanol Feed Pump* (P-112), diletakkan di sisi kiri dekat gerbang masuk utama untuk memudahkan akses truk tangki pengirim bahan baku *ethanol* dari luar tanpa harus memutar melewati area *Adiabatic Fixed Bed Reactor* (R-210) panas di tengah pabrik. Pompa P-112 diletakkan langsung di samping F-111 untuk memperpendek pipa isap (*suction line*) guna menghindari kehilangan tekanan berlebih (*pressure drop*) yang dapat memicu kavitasi pompa.

B. Area Tengah Pabrik

Adiabatic Fixed Bed Reactor (R-210) dan *Heater to Stage 2* (E-216). Unit ini beroperasi pada suhu tinggi dan ditempatkan secara terpusat di tengah area proses untuk melokalisasi bahaya panas dari batas terluar pabrik. *Heater to Stage 2* (E-216) diletakkan sangat dekat dengan *Adiabatic Fixed Bed Reactor* (R-210) untuk meminimalkan kehilangan uap panas sepanjang pipa transfer

C. Sisi Kanan

Ethylene Compressor (G-331) *Compressor* gas *ethylene* diletakkan di sisi kanan bawah, sejauh mungkin dari area administrasi (kantor) dan ruang *control* di sisi kiri untuk meredam paparan kebisingan ekstrem dan getaran mekanis dari peralatan berputar berdaya besar. *Ethylene Storage Tank* (F-430), gas *ethylene* merupakan senyawa hidrokarbon yang sangat mudah terbakar. Oleh karena itu, tangki bola bertekanan F-430 diletakkan terisolasi di sudut kanan paling belakang pabrik guna menghindari risiko bahaya kebakaran Domino jika terjadi kegagalan sistem (*loss of containment*)