

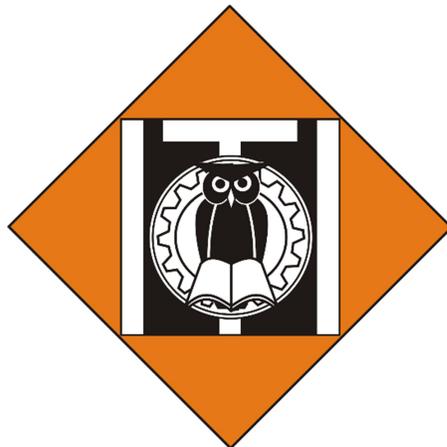
**PRA-RANCANGAN PABRIK ETILEN DARI
BAHAN BAKU ETANOL DENGAN KAPASITAS
200.000 TON/TAHUN**

TUGAS AKHIR

Disusun Oleh:

Septian Hardi Prasetya (1142403008)

Lira Aprilia Pujianti (1142403009)



**Program Studi Teknik Kimia
Institut Teknologi Indonesia
Tangerang Selatan
2024**

HALAMAN PERNYATAAN ORISINALITAS

Laporan penulisan ini adalah hasil karya saya sendiri dan semua sumber baik yang dikutip maupun dirujuk telah saya nyatakan dengan benar.

Nama 1 : LIRA APRILIA PUJANTI

NRP : 1142403009

Tanda tangan :

Nama 1 : SEPTIAN HARDI PRASETYA

NRP : 1142403008

Tanda tangan :

Tanggal :

HALAMAN PENGESAHAN

Laporan Tugas Akhir yang diajukan oleh:

Nama : 1. **Septian Hardi Prasetya / 1142403008**
2. **Lira Aprilia Pujianti / 1142403009**

Judul : **PRA-RANCANGAN PABRIK ETILEN DARI BAHAN
BAKU ETANOL DENGAN KAPASITAS 200.000
TON/TAHUN**

Telah berhasil dipertahankan di hadapan Dewan Penguji dan diterima sebagai bagian persyaratan yang diperlukan untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik pada Program Studi Teknik Kimia, Institut Teknologi Indonesia

DEWAN PEMBIMBING

Pembimbing 1 : Dr. Ir. Sidik Marsudi, M.Si, I.P.M.

Pembimbing 2 : -

DEWAN PENGUJI

Penguji 1 : Prof. Dr. Ratnawati, M.Eng.Sc., IPM.

Penguji 2 : Dr. Ir. Kudrat Sunandar, ST. M.T., IPM.

Penguji 3 : Dra. Emiziar Tarmizi, M.Si

Ditetapkan di : Tangerang Selatan

Tanggal : **20 Agustus 2024**

Mengetahui,
Ketua Program Studi Teknik Kimia

Dr. Ir. Aniek Sri Handayani, M.T., IPM.

HALAMAN REVISI

Pertanyaan dari penguji 1 : Prof. Dr. Ratnawati, M.Eng.Sc., IPM.

A. Sebelum revisi

1. Penentuan kapasitas perlu diperbaiki
 - a. kenapa kenaikan nilai ekspor dari tahun 2021 (0) ke 2022 (2.900 ton) tidak dihitung persen pertumbuhannya?

Tahun	Jumlah Ekspor (ton)	Pertumbuhan per Tahun (%)
2016	114.400	
2017	120.080	4.97
2018	121.580	1.25
2019	66.920	-44.96
2020	5.500	-91.78
2021	0	-100.00
2022	2.900	-
Rata-rata Pertumbuhan (%)		-46,11

- b. Ditambahkan alasan kenapa kapasitas produksi lebih besar dari peluang pasar?
2. Penentuan pemanas (*dowtherm*) di reaktor kurang tepat, suhu pemanas lebih rendah dibanding umpan yang dipanaskan
2. Seleksi proses diisi dengan data yang kuantitatif saja

	Pyrolysis Hydrocracking	Dehidrasi
Status teknologi	Tersedia	Tersedia
Bahan baku	<ul style="list-style-type: none">• Crude Oil• Naphta	Etanol
Reaksi Kimia	$C_2H_6 \rightleftharpoons C_2H_4 + H_2$	$C_2H_5OH \rightarrow C_2H_4 + H_2O$
Katalis	-	ZSM 5 Zeolit

Konversi	30-70%	95 - 99%
Produk Samping	Asetilen, Benzene, 1,3-Butadienae	Dietil Eter, Metana, Etana, 1,3-Butadiena, Propilena, Karbondioksida, Hidrogen, Air
Kondisi Operasi	T : 750-900°C P = 2 - 47,7 atm	T : 300 – 500 °C P = 6,86 atm
Vessel/Reaktor bertekanan tinggi	Ya	Tidak
Vessel/Reaktor bertemperatur tinggi	Ya	Tidak

B. Hasil Revisi

1. Penentuan kapasitas Produksi

- a. Data ekspor tahun 2021 dikeluarkan dari data dengan mempertimbangkan pada tahun tersebut terjadi anomali yang kemungkinan besar disebabkan karena kondisi pandemi Covid.

Tahun	Jumlah Ekspor (ton)	Pertumbuhan per Tahun (%)
2016	114.400	
2017	120.080	4.97
2018	121.580	1.25
2019	66.920	-44.96
2020	5.500	-91.78
2022	2.900	-47,27
Rata-rata Pertumbuhan (%)		-35,56

- b. Pertimbangan kapasitas produksi lebih besar dibanding selisih atau peluang pasar yang ada telah ditambahkan di BAB I bagian 1.3 Penentuan Kapasitas Produksi berikut :

Dengan hasil tinjauan dari analisis peluang pasar di Indonesia dan analisis

kapasitas ekonomi di Dunia yang berada pada rentang 58.000 – 9.000.000 ton, maka kapasitas produksi pabrik yang akan didirikan yaitu sebesar 200.000 ton/tahun. Hal ini ditentukan untuk memenuhi kebutuhan etilen di Indonesia berdasarkan peluang pasar dan peluang substitusi impor serta melihat peluang pasar dunia. Selain itu, pemilihan kapasitas produksi sebesar 200.000 ton/tahun juga mempertimbangkan hal berikut:

1. Dapat dilihat di tabel 1.6 bahwa kapasitas ekonomi dunia dibawah 200.000 ton/tahun hanya ada 2 dari 11 pabrik yang kami dapatkan datanya, kebanyakan kapasitas produksi etilen di dunia berada diatas 200.000 ton/tahun.
2. Di Indonesia, kapasitas produksi PT CAP yang merupakan satu-satunya produsen etilen di Indonesia memiliki kapasitas produksi 900.000 ton/tahun serta PT Lotte yang pabriknya dalam tahap pembangunan berencana memiliki kapasitas produksi sebesar 1.000.000 ton/tahun.

2. Suhu reaktor dijaga pada kondisi operasi 430°C dengan memanfaatkan *dowtherm* sebagai media pemanas. Suhu *dowtherm* sebagai pemanas reaktor diperbaiki menjadi $T_{in} = 450^{\circ}\text{C}$ dan $T_{out} = 435^{\circ}\text{C}$ sehingga mengubah perhitungan neraca energi dan perubahan kebutuhan *dowtherm* menjadi 526.577 kg/jam.

3. Seleksi proses hanya menampilkan data yang kuantitatif

	Pyrolysis Hydrocracking	Dehidrasi
Status teknologi	Tersedia	Tersedia
Bahan baku	<ul style="list-style-type: none"> • Crude Oil • Naphta 	Etanol
Reaksi Kimia	$C_2H_6 \rightleftharpoons C_2H_4 + H_2$	$C_2H_5OH \rightarrow C_2H_4 + H_2O$
Katalis	Tidak Menggunakan	ZSM 5 Zeolit

Konversi	30-70%	95 - 99%
Produk Samping	Asetilen, Benzene, 1,3- Butadienae	Dietil Eter, Metana, Etana, 1,3- Butadiena, Propilena, Karbondioksida, Hidrogen, Air
Kondisi Operasi	T : 750-900°C P = 2 - 47,7 atm	T : 300 - 500 °C P = 6,86 atm

Tangerang Selatan, Agustus 2024

Penguji 1,



Prof. Dr. Ratnawati, M.Eng.Sc., IPM

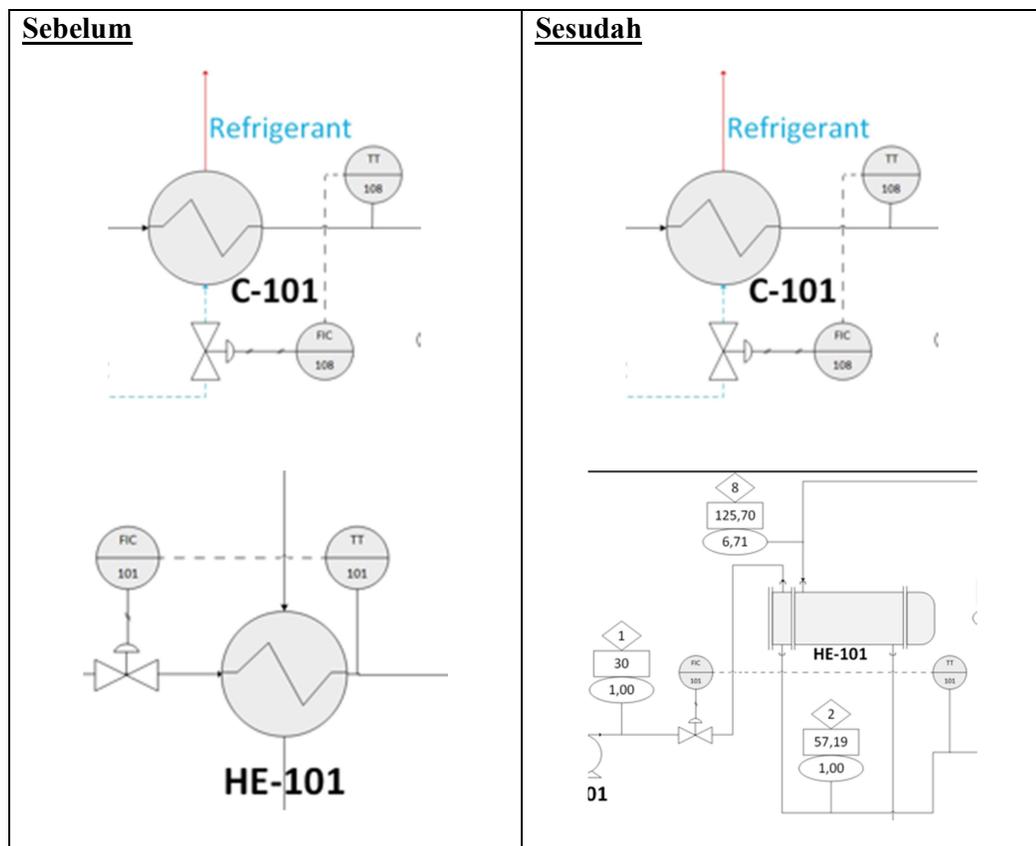
Pertanyaan dari penguji 2 : Dr. Ir. Kudrat Sunandar, ST. M.T., IPM.

A. Sebelum revisi

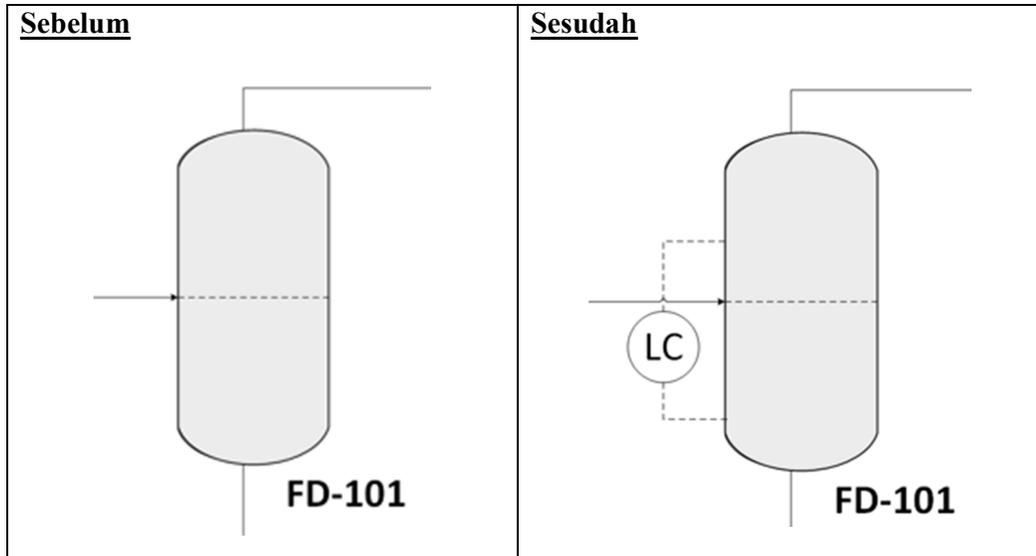
1. Perbaiki PFD
2. Sistem Kontrol, bagaimana cara mengecek volume tangki Etilen penuh atau belum?
3. Analisis pasar, mengapa kapasitas produksi melebihi selisih atau peluang yang ada?
4. Utilitas, Kebutuhan Udara di *Furnace* berapa banyak? Apakah Tangki penyimpanan udara perlu dibuat?
5. Rumus perhitungan Neraca Energi di Reaktor keliru
6. Bagaimana prinsip kerja Alat Furnace?

B. Hasil Revisi

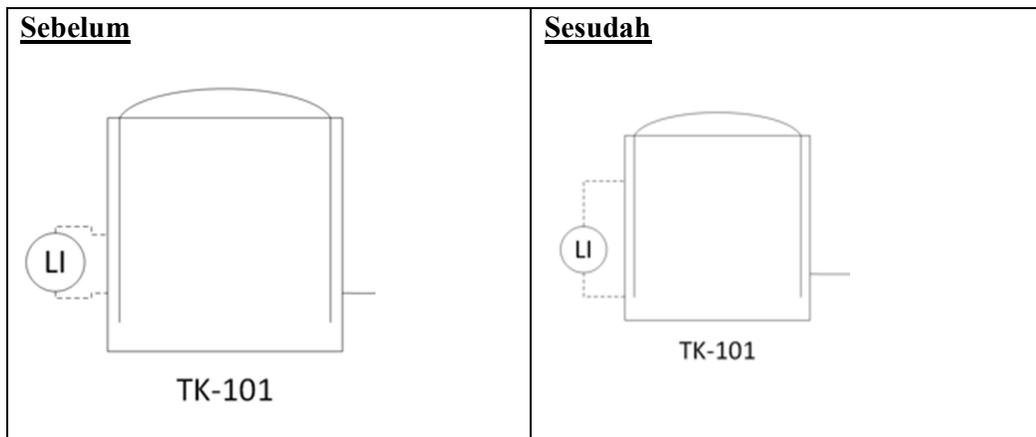
1. Perbaiki PFD
 - a. Icon Heater Exchanger dan Cooler dibedakan



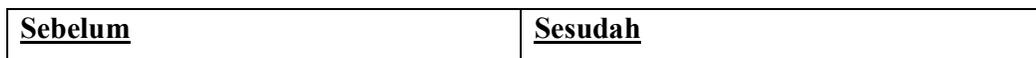
b. Flash Drum ditambahkan Level Controller

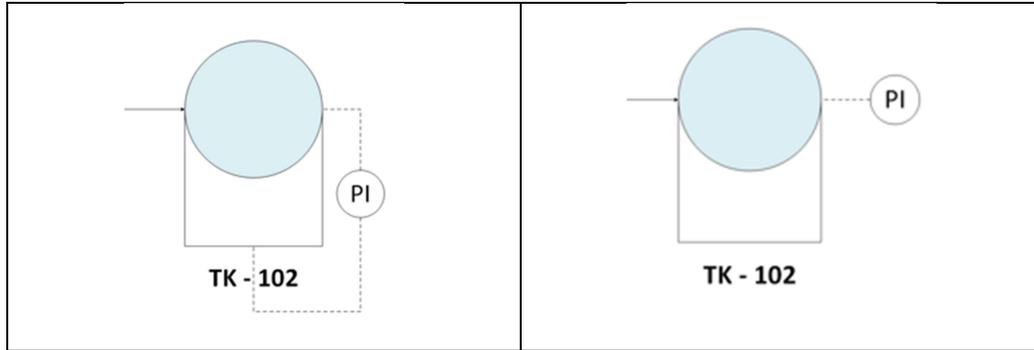


c. Garis Level Indicator di TK-101 diperbaiki



2. Menggunakan *Pressure Indicator*, icon PFD diperbaiki





3. Pertimbangan kapasitas produksi lebih besar dibanding selisih atau peluang pasar yang ada telah ditambahkan di BAB I bagian 1.3 Penentuan Kapasitas Produksi berikut :

Dengan hasil tinjauan dari analisis peluang pasar di Indonesia dan analisis kapasitas ekonomi di Dunia yang berada pada rentang 58.000 – 9.000.000 ton, maka kapasitas produksi pabrik yang akan didirikan yaitu sebesar 200.000 ton/tahun. Hal ini ditentukan untuk memenuhi kebutuhan etilen di Indonesia berdasarkan peluang pasar dan peluang substitusi impor serta melihat peluang pasar dunia. Selain itu, pemilihan kapasitas produksi sebesar 200.000 ton/tahun juga mempertimbangkan hal berikut:

1. Dapat dilihat di tabel 1.6 bahwa kapasitas ekonomi dunia dibawah 200.000 ton/tahun hanya ada 2 dari 11 pabrik yang kami dapatkan datanya, kebanyakan kapasitas produksi etilen di dunia berada diatas 200.000 ton/tahun.
2. Di Indonesia, kapasitas produksi PT CAP yang merupakan satu-satunya produsen etilen di Indonesia memiliki kapasitas produksi 900.000 ton/tahun serta PT Lotte yang pabriknya dalam tahap pembangunan berencana memiliki kapasitas produksi sebesar 1.000.000 ton/tahun.

4. *Supply* panas *furnace* berasal dari pembakaran *fuel gas* dengan *excess* udara 25%. Kandungan panas LNG dengan LHV sebesar 47.129 kJ/kg. Berdasarkan hasil perhitungan, udara yg dibutuhkan sebanyak 1679 kg/jam, udara tidak membutuhkan tangka penyimpanan, udara diambil langsung menggunakan kompresor menuju *Furnace*
- Spesifikasi alat *Furnace* dapat dilihat dibawah ini

5. Rumus perhitungan neraca energi telah diperbaiki

<u>Sebelum</u>	<u>Setelah direvisi</u>
$H_{in} + \Sigma Q_{reaksi} + Q = H_{out}$	$H_{in} + Q = H_{out} + \Sigma Q_{reaksi}$

6. Menambahkan uraian terkait prinsip kerja di BAB III Rancangan Proses dan Perhitungan Perancangan Alat Furnace:

Alat utama lainnya yang perlu dilengkapi dengan system pengendalian yaitu Furnace. Furnace (fired heater) adalah suatu peralatan yang digunakan untuk memanaskan fluida kerja di dalam tube hingga mencapai suhu yang dibutuhkan pada proses berikutnya dengan menggunakan sumber panas yang berasal dari pembakaran bahan bakar Natural gas secara terkendali oleh burner di dalam fire box. Alat ini berfungsi untuk menaikkan temperature bahan baku etanol yang sudah berupa gas dari temperatur 240°C menjadi 430°C.

Konstruksi dasar furnace biasanya terdiri dari ruang baja yang berbentuk persegi panjang atau silinder yang dilapisi dengan bata tahan api, sedangkan pipa-pipa pembuluh yang digunakan merupakan baja tahan karat atau baja paduan khusus untuk suhu tinggi dengan konfigurasi penyusunan tube dapat dilakukan secara vertikal maupun horizontal pada dinding furnace. Furnace terdiri dari dua bagian utama yaitu bagian yang menerima panas secara konveksi (convection section) dari panas yang terbawa oleh aliran flue gas dan bagian yang menerima panas langsung secara radiasi (radiation section atau combustion chamber) dari panas reaksi pembakaran bahan bakar.

Perpindahan panas yang terjadi di dalam furnace menggunakan panas radiasi dan panas konveksi dengan sekitar 70% beban proses diserap di daerah radiasi dan 30% diserap di daerah konveksi. Fluida yang akan dipanaskan terlebih dahulu masuk ke dalam convection section untuk menghindari terjadinya termally shock karena pertambahan suhu yang tiba-tiba kemudian fluida akan dialirkan ke radiation section hingga mencapai suhu yang diinginkan. (Pertamina, 2010)

Perhitungan Perancangan Alat Furnace

Kebutuhan Panas

- *Fuel Duty* (q_f) : 63.308.508,65 kJ/h = 60.008.065,07 BTU/h

Seksi Radiasi

1) Menentukan dimensi tube

$$1 \text{ tube : } L = 32 \text{ ft}$$

(Kern, 1965)

$$D_o = 16 \text{ in} = 1,3 \text{ ft}$$

$$a'' = 4,19 \text{ ft}^2/\text{f}$$

2) Menentukan total *duty* (Q)

Penentuan total *duty* (Q) menggunakan persamaan berikut.

$$Q = \frac{q_f}{\eta_{\text{Radian}}} \quad (\text{Evans, 1980})$$

Dimana : Efisiensi Seksi Radian (η_{Radian}) = 0,7

$$Q = \frac{60.008.065,07 \text{ BTU/h}}{0,7}$$

$$Q = 86.268.063,65 \text{ BTU/h}$$

3) Menentukan panas *netto* yang dibutuhkan (q_n)

Penentuan panas *netto* yang dibutuhkan (q_n) menggunakan persamaan berikut.

$$q_n = \frac{Q}{\eta_{\text{furnace}}} \quad (\text{Evans, 1980})$$

Dimana : Efisiensi Furnace (η_{furnace}) = 0,85

$$q_n = \frac{86.268.063,65 \text{ BTU/h}}{0,85}$$

$$q_n = 101.491.840,88 \text{ BTU/h}$$

4) Menentukan *radiant surface* (A_{Rt})

Penentuan *radiant surface* (A_{Rt}) menggunakan persamaan berikut.

$$A_{Rt} = \frac{q_f}{\text{Average Flux Radiant Section}} \quad (\text{Evans, 1980})$$

$$A_{Rt} = \frac{60.008.065,07 \text{ BTU/h}}{12.000 \text{ BT /h.ft}^2}$$

$$A_{Rt} = 5.000,67 \text{ ft}^2$$

5) Menentukan panjang total tube yang dibutuhkan di seksi radiasi

Penentuan panjang total tube menggunakan persamaan berikut.

$$L_{\text{Total}} = \frac{ARt}{a''} \quad (\text{Evans, 1980})$$

Dimana : *Surface area per ft tube* (a'') = 4,19 ft²/ft

$$L_{\text{Total}} = \frac{5.000,76 \text{ ft}^2}{4,19 \text{ ft}^2/\text{ft}}$$

$$L_{\text{Total}} = 1.194,43 \text{ ft}$$

6) Menentukan total surface tube

Penentuan *total surface tube* menggunakan persamaan berikut.

$$A_{\text{St}} = \pi \cdot D_o \cdot L \quad (\text{Evans, 1980})$$

$$A_{\text{St}} = 3,14 \times 1,3 \text{ ft} \times 1.194,43 \text{ ft}$$

$$A_{\text{St}} = 5.000,67 \text{ ft}^2$$

7) Menentukan jumlah tube seksi radian

Penentuan jumlah tube seksi radian menggunakan persamaan berikut.

$$N_t = \frac{L_{\text{Total}}}{L} \quad (\text{Evans, 1980})$$

$$N_t = \frac{1.194,43 \text{ ft}}{32 \text{ ft}}$$

$$N_t = 38 \text{ tube}$$

8) Menentukan center to center (CC)

Menurut Kern (1965), nilai CC/D_o pada furnace pada rentang 1,5-2,5 dengan 2 sebagai nilai terbaik. Maka nilai CC adalah sebagai berikut.

$$CC = 2 \cdot D_o \quad (\text{Evans, 1980})$$

$$CC = 2 \cdot 1,3 \text{ ft}$$

$$CC = 2,6 \text{ ft}$$

9) Menentukan dimensi seksi radiasi

Penentuan dimensi seksi radiasi menggunakan perbandingan lebar, tinggi, dan panjang adalah 1 : 2 : 3 (Kern, 1965). Maka nilai lebar, tinggi, dan panjang adalah sebagai berikut.

$$\text{Lebar (W)} = 1/3 \cdot 32 \text{ ft} = 10,67 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi (H)} = 2/3 \cdot 32 \text{ ft} = 21,33 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang (L)} = 32 \text{ ft}$$

10) Menentukan cold plate area shield tube (A_{cp})

Penentuan cold plate area shield tube (A_{cp}) menggunakan persamaan berikut.

$$A_{cp} = L \cdot N_t \cdot CC \quad (\text{Evans, 1980})$$

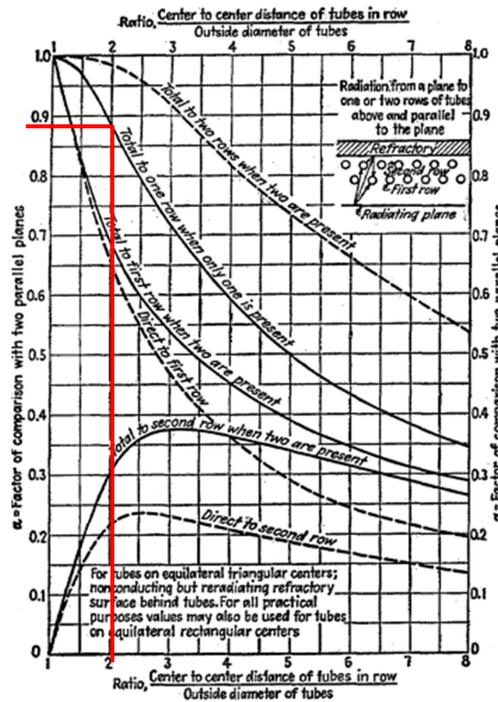
$$A_{cp} = 32 \text{ ft} \cdot 38 \cdot 2,6 \text{ ft}$$

$$A_{cp} = 4.053 \text{ ft}^2$$

11) Menentukan nilai efisiensi absorpsi panas pada tube (α)

Penentuan nilai α menggunakan pada Gambar C.26 dengan cara melakukan plotting CC/D_o terhadap kurva “Total to one row when only one is present”.

Berdasarkan Gambar C.26 didapat nilai efisiensi absorpsi panas pada tube (α) sebesar 0,88.



Gambar C.26 Nilai efisiensi absorpsi panas pada tube
(Sumber : Kern, 1965)

12) Menentukan luas permukaan furnace (A_t)

Penentuan luas permukaan furnace (A_t) menggunakan persamaan berikut.

$$A_t = (2 \cdot W \cdot H) + 2 \cdot L (W + H) + (2 \cdot W \cdot L) \quad (\text{Kern, 1965})$$

$$A_t = (2 \cdot 10,67 \text{ ft} \cdot 21,33 \text{ ft}) + 2 \cdot 32 \text{ ft} (10,67 \text{ ft} + 21,33 \text{ ft}) + (2 \cdot 10,67 \text{ ft} \cdot 32 \text{ ft})$$

$$A_t = 3.185,78 \text{ ft}^2$$

13) Menentukan luas permukaan refractory (A_R)

Penentuan luas permukaan *refractory* (A_R) menggunakan persamaan berikut.

$$A_R = A_t - (\alpha \cdot A_{cp}) \quad (\text{Kern, 1965})$$

$$A_R = 3.185,78 \text{ ft}^2 - (0,88 \cdot 4.035 \text{ ft}^2)$$

$$A_R = 145,78 \text{ ft}^2$$

14) Menentukan volume furnace (V)

Penentuan volume furnace (V) menggunakan persamaan berikut.

$$V = L \cdot W \cdot H \quad (\text{Kern, 1965})$$

$$V = 32 \text{ ft} \cdot 10,67 \text{ ft} \cdot 21,33 \text{ ft}$$

$$V = 7.281,78 \text{ ft}^3$$

15) Menentukan *mean beam length* (L_{beam})

Penentuan *mean beam length* (L_{beam}) menggunakan persamaan berikut.

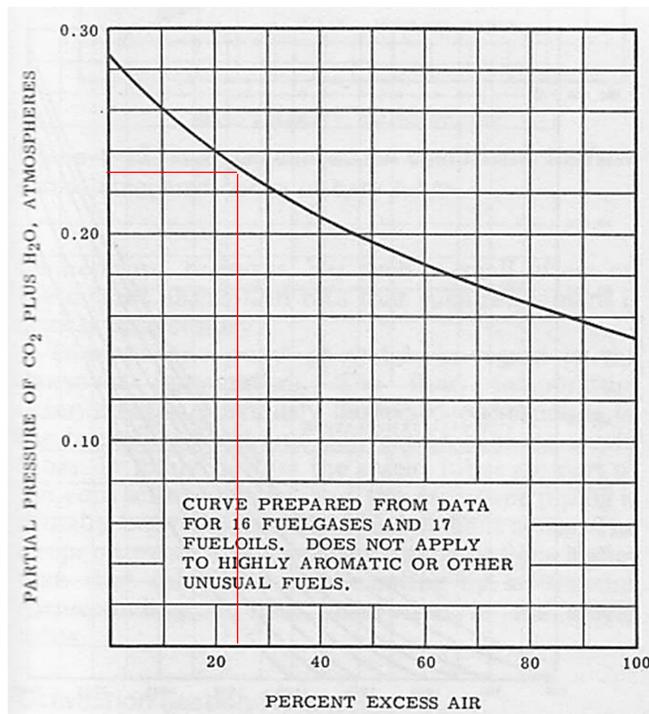
$$L_{\text{beam}} = 2/3 \sqrt[3]{V} \quad (\text{Kern, 1965})$$

$$L_{\text{beam}} = 2/3 \sqrt[3]{7.281,78 \text{ ft}^3}$$

$$L_{\text{beam}} = 12,92 \text{ ft}$$

16) Menentukan Tekanan parsial CO_2 dan H_2O

Penentuan tekanan parsial CO_2 dan H_2O dalam proses pembakaran gas dengan 25% *excess* udara menggunakan Gambar C.27.



Gambar C.27 Kurva Tekanan parsial CO_2 dan H_2O

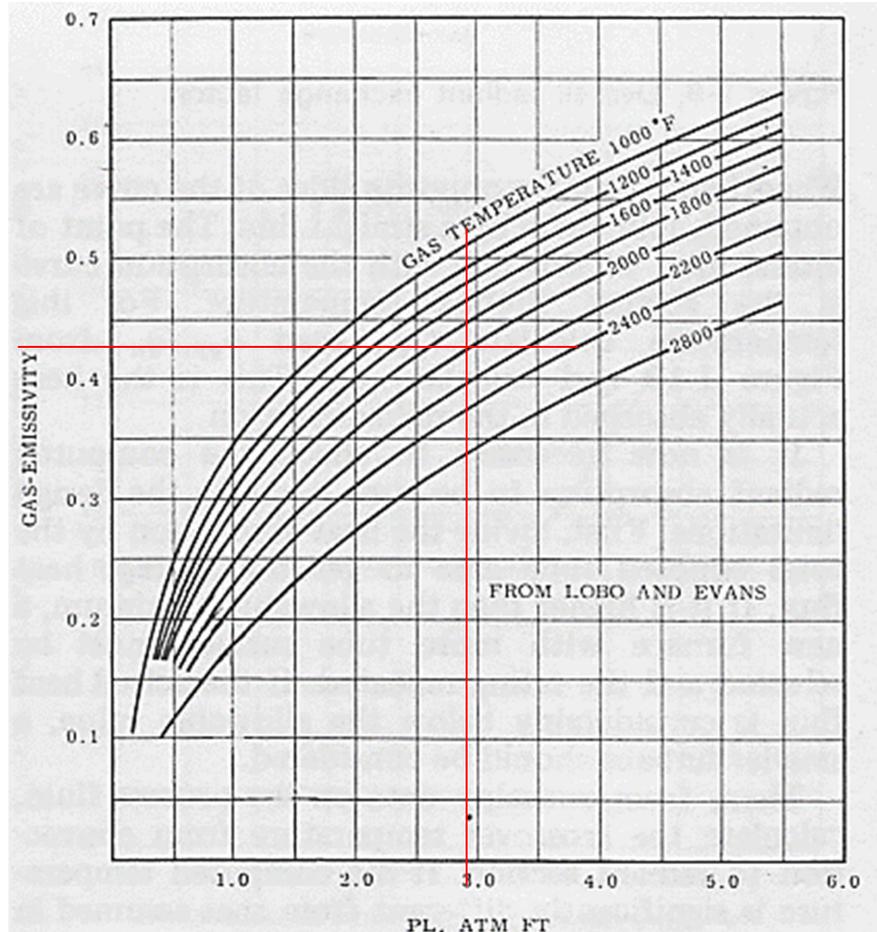
(Sumber : Evans, 1980)

Berdasarkan Gambar C.27 diperoleh tekanan parsial $PCO_2 + PH_2O$ sebesar 0,23.

17) Menentukan emisivitas gas

Penentuan emisivitas gas dalam proses pembakaran menggunakan Gambar C.28 dengan melakukan *plotting* P.L dengan temperatur gas (T_g) yang akan dilakukan *trial and error* selanjutnya.

$$(PCO_2 + PH_2O) \cdot L = 0,23 \cdot 32 \text{ ft} = 2,97 \text{ ft.}$$



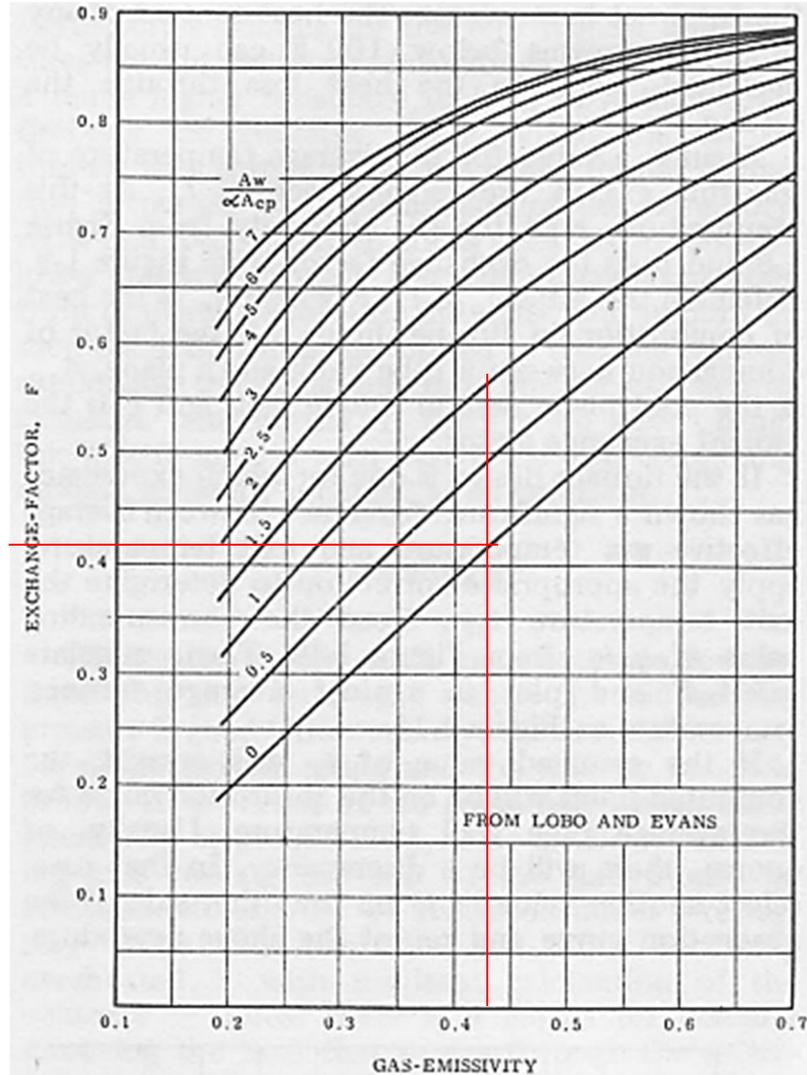
Gambar C.28 Kurva Gas Emissivity

(Sumber : Evans, 1980)

18) Menentukan nilai *exchange factor*

Penentuan *exchange factor* dalam proses pembakaran menggunakan Gambar C.29

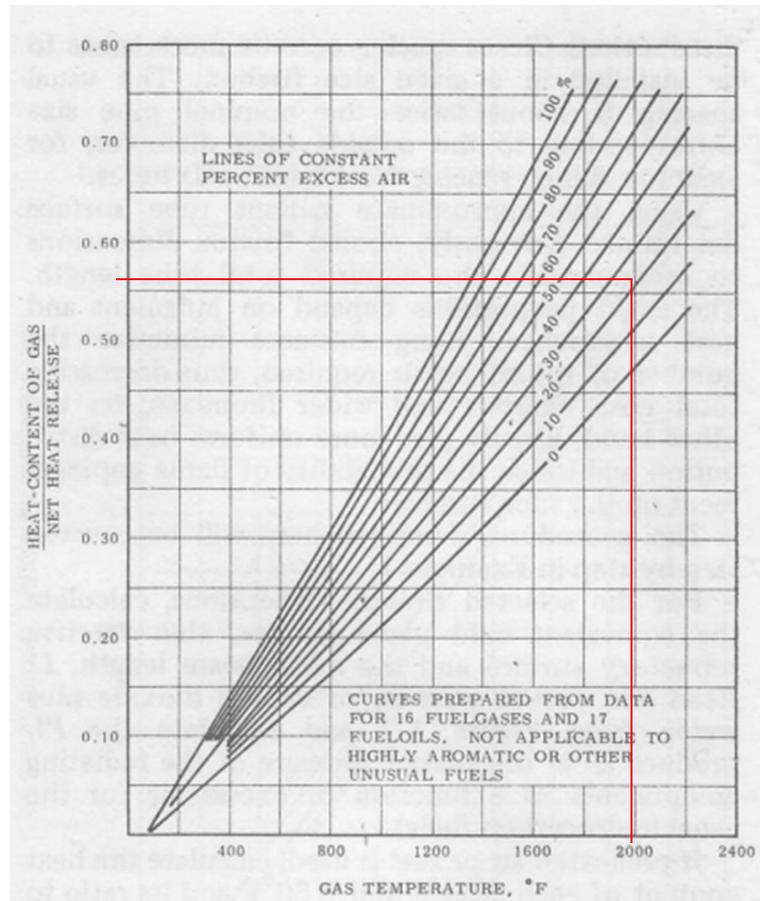
dengan melakukan *plotting* nilai *gas emissivity* dengan kurva $\frac{AR}{\alpha \cdot Acp}$.



Gambar C.29 Kurva *Exchange Factor*
(Sumber : Evans, 1980)

19) Menentukan nilai $\frac{q_g}{q_n}$

Penentuan $\frac{q_g}{q_n}$ menggunakan Gambar C.30 dengan melakukan *plotting* nilai temperatur gas (T_g) dengan kurva persen *excess* udara.



Gambar C.30 Kurva *Heat Content of Flue Gas*
(Sumber : Evans, 1980)

20) Menentukan suhu *fire box*

Trial I

$$T_g = 1.000^\circ\text{F}$$

$$\text{Emissivity Gas} = 0,43 \quad (\text{Gambar C.27})$$

$$\text{Exchange factor} = 0,43 \quad (\text{Gambar C.29})$$

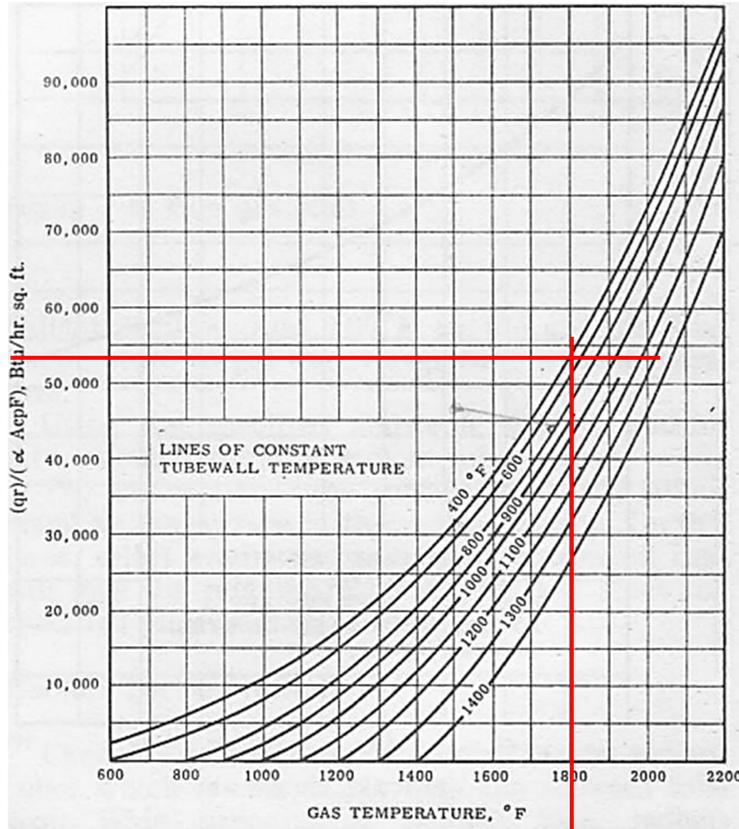
$$\frac{q_n}{\alpha \cdot A_{cp} \cdot F} = 77.460,64 \text{ BTU/ft}^2 \cdot \text{h}$$

$$\frac{q_g}{q_n} = 0,26 \quad (\text{Gambar C.30})$$

$$\frac{q_n}{\alpha \cdot A_{cp} \cdot F} = \left(1 - \frac{q_g}{q_n}\right) \cdot \frac{q_n}{\alpha \cdot A_{cp} \cdot F} = 57.320,87 \text{ BTU/ft}^2 \cdot \text{h}$$

Untuk membuktikan suhu *fire box* (T_g) dapat diterima, maka dilakukan *plotting*

nilai $\frac{q_n}{\alpha \cdot A_{cp} \cdot F}$ dan T_g pada Gambar C.31.



Gambar C.31 Kurva *Total Heat Absorption in Radian Section*
(Sumber: Evans, 1980)

Berdasarkan Gambar C.31 didapat titik yang memotong kurva, sehingga T_g dapat diterima dan didapatkan T_s sebesar 1000F. Setelah melakukan penentuan nilai T_s dilakukan penentuan nilai $\frac{q_r}{ARt}$ sebagai berikut.

$$\frac{q_r}{ARt} = 11.820 \text{ BTU/ft}^2 \cdot \text{h}$$

Nilai $\frac{q_r}{ARt} < 12.000 \text{ BTU/ft}^2 \cdot \text{h}$, sehingga spesifikasi memenuhi syarat desain.

$$\frac{q_r}{ARt} = \sim 12.000 \text{ BTU/ft}^2 \cdot \text{h}$$

$$q_r = 60.008.065,07 \text{ BTU/h}$$

Seksi Konveksi

- 1) Menentukan beban panas untuk bagian konveksi (q_c)

Penentuan beban panas untuk bagian konveksi (q_c) menggunakan persamaan berikut.

$$q_c = Q - q_r \quad (\text{Evans, 1980})$$

$$q_c = 86.268.063,65 \text{ BTU/h} - 75.103.962,25 \text{ BTU/h}$$

$$q_c = 26.259.998,57 \text{ BTU/h}$$

2) Menentukan panas melalui *stack* (q_s)

Penentuan beban panas untuk bagian konveksi (q_c) menggunakan persamaan berikut.

$$\frac{q_s}{q_n} = 1 - \frac{q_c + q_r}{q_n} \quad (\text{Evans, 1980})$$

$$\frac{q_s}{q_n} = 1 - \frac{26.259.998,57 + 60.008.065,07}{101.491.840,88} \quad (36.462.366,85)$$

$$q_s = 127.880,05 \text{ BTU/h}$$

3) Menentukan *crossover temperature* (T_c)

Penentuan beban panas untuk bagian konveksi (q_c) menggunakan persamaan berikut.

$$T_c = T_{s_{out}} - 0,7 (T_{s_{out}} - T_{s_{in}}) \quad (\text{Evans, 1980})$$

Dimana : Suhu fluida masuk seksi konveksi ($T_{s_{in}}$) : $240^\circ\text{C} = 464 \text{ F}$

Suhu fluida keluar seksi konveksi ($T_{s_{out}}$) : $430^\circ\text{C} = 806 \text{ F}$

$$T_c = 806 \text{ F} - 0,7 (806 \text{ F} - 464 \text{ F})$$

$$T_c = 542,80 \text{ F}$$

4) Menentukan ΔT_{LMTD}

$$\begin{aligned} \text{Suhu bagian panas} &= T_g - T_c \\ &= 2000 \text{ F} - 542,80 \text{ F} \\ &= 1.457,2 \text{ F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Suhu bagian dingin} &= T_s - T_{s_{in}} \\ &= 1.100 \text{ F} - 464 \text{ F} \\ &= 636 \text{ F} \end{aligned}$$

Penentuan nilai ΔT_{LMTD} menggunakan persamaan berikut.

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_g - T_c) - (T_s - T_{s_{in}})}{\ln \frac{T_g - T_c}{T_s - T_{s_{in}}}}$$

(Evans, 1980)

$$\Delta T_{LMTD} = 990,5 \text{ F}$$

5) Menentukan average temperature gas (T_{gas})

$$T_{Feed} = \frac{T_s \text{ in} + T_c}{2} \quad (\text{Evans, 1980})$$

$$= \frac{464 \text{ F} + 542,8 \text{ F}}{2}$$

$$= 503,4 \text{ F}$$

$$T_{Gas} = T_{Feed} + \Delta T_{LMTD} \quad (\text{Evans, 1980})$$

$$= 503,4 \text{ F} + 990,5 \text{ F}$$

$$= 1.439,90 \text{ F}$$

Spesifikasi lengkap alat *Furnace* dapat dilihat dibawah ini

- | | | |
|--|---|---|
| a. Jenis Alat | : | <i>Fire Box Furnace</i> |
| b. Fungsi alat | : | Menaikan temperature bahan baku etanol gas dari 240°C menjadi 430°C |
| c. Kondisi operasi | | |
| Tekanan (atm) | : | 6,86 atm |
| Temperatur Masuk bagian Konveksi (°C) | : | 230 (Gas Etilen) |
| Temperatur Keluar bagian Konveksi (°C) | : | 430 (Gas Etilen) |
| Temperatur Masuk bagian Radiasi (°C) | : | 450 (Dowtherm) |
| Temperatur Keluar bagian Radiasi (°C) | : | 435 (Dowtherm) |
| Laju alir umpan (F) konveksi | : | 45.675,82 kg/h |
| Laju alir umpan (F) radiasi | : | 527.046,57 kg/h |
| d. Radian Section | | |
| Beban Panas (kJ/h) | : | 63.311.860,26 |
| Luas Pindah Panas (m ²) | : | 464,57 |
| Temperatur Firebox (°C) | : | 1093,3 |
| e. Convection Section | | |
| Beban Panas (kJ/h) | : | 27.705.874 |
| Luas Pindah Panas (m ²) | : | 61,9 |
| Temperatur bagian panas (°C) | : | 791,78 |
| Temperatur bagian dingin (°C) | : | 335,55 |
| Panas melalui Stack (kJ/h) | : | 134.921 |
| f. Dimensi | : | |

- : - Lebar : 3,25 m
- Tinggi : 6,5 m
- Panjang : 9,74 m
- Jumlah Tube = 38
- Diameter Tube = 0,4 m
- g. Bahan/Material Kontruksi Alat : Carbon Steel SA-285
- h. Harga satuan : Rp 30.829.995.036
- i. Jumlah alat : 1

Tangerang Selatan, Agustus 2024
Penguji 2,

Dr. Ir. Kudrat Sunandar, ST. M.T., IPM.

Pertanyaan dari penguji 3 : Dra. Emiziar Tarmizi, M.Si.

A. Sebelum revisi

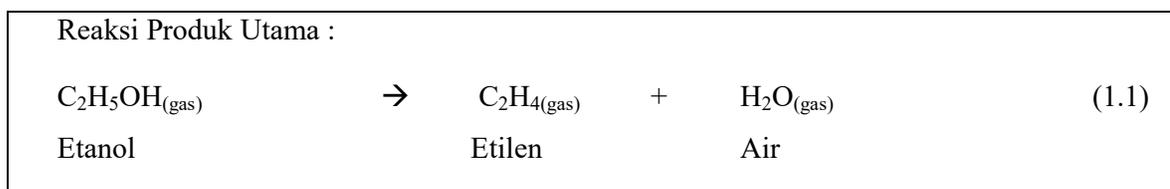
1. Penulisan nama komponen belum konsisten contohnya penulisan yang benar dari butadiena adalah 1,3-butadiena
2. Tabel 12 halaman 8 Executive Summary, hilangkan yang dikurungkansymbol reaksi reversibel tidak sesuai

	Pyrolysis Hydrocracking	Dehidrasi
Status teknologi	Tersedia	Tersedia
Bahan baku <i>(bahannya apa, bukan sumbernya dari mana)</i>	<ul style="list-style-type: none"> • Crude Oil • Naphta 	Etanol
Reaksi Kimia	$C_2H_5 \leftrightarrow C_2H_4 + H_2$	$C_2H_5OH \rightarrow C_2H_4 + H_2O$
Katalis <i>(Tuliskan namanya)</i>	-	ZSM 5 Zeolit
Konversi	30-70%	95 - 99%
Produk Samping	Asetilen, Benzene, Butadiene	Dietil Eter, Metana, Etana, Butadiene, Propilene, Karbondioksida, Hidrogen, Air
Kondisi Operasi	T : 750-900°C P = 2 – 47,7 atm	T : 300 – 500 °C P = 6,86 atm

3. Berapa suhu kondisi operasi agar etanol bisa terdehidrasi menjadi etilen?

B. Hasil Revisi

1. Penulisan komponen telah diperbaiki dan diseragamkan khususnya untuk 1,3-butadiena, contoh pada BAB II Rancangan Proses berikut



Reaksi Produk Samping :							
$2 \text{C}_2\text{H}_5\text{OH}_{(\text{gas})}$	\rightarrow	$\text{C}_4\text{H}_{10}\text{O}_{(\text{gas})}$	+	$\text{H}_2\text{O}_{(\text{gas})}$	(1.2)		
Etanol		Dietil Eter		Air			
$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}_{(\text{gas})} + \text{H}_2_{(\text{gas})}$	\rightarrow	$\text{C}_2\text{H}_6_{(\text{gas})}$	+	$\text{H}_2\text{O}_{(\text{gas})}$	(1.3)		
Etanol	Hidrogen	Etana		Air			
$3\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}_{(\text{gas})}$	\rightarrow	$2\text{C}_3\text{H}_6_{(\text{gas})}$	+	$3\text{H}_2\text{O}_{(\text{gas})}$	(1.4)		
Etanol		Propilen		Air			
$2\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}_{(\text{gas})}$	\rightarrow	$\text{C}_4\text{H}_6_{(\text{gas})}$	+	$2\text{H}_2\text{O}_{(\text{gas})}$	+	$\text{H}_2_{(\text{gas})}$	(1.5)
Etanol		1,3-Butadiena		Air		Hidrogen	
$5 \text{C}_2\text{H}_5\text{OH}_{(\text{gas})} + 3\text{H}_2\text{O}_{(\text{gas})}$	\rightarrow	4CO_2	+	$6\text{CH}_4_{(\text{gas})}$	(1.6)		
Etanol	Air	Karbondioksida		Metana			

2. Tabel 12 telah diperbaiki seperti dibawah

	Pyrolysis Hydrocracking	Dehidrasi
Status teknologi	Tersedia	Tersedia
Bahan baku	<ul style="list-style-type: none"> • Crude Oil • Naphta 	Etanol
Reaksi Kimia	$\text{C}_2\text{H}_6 \rightleftharpoons \text{C}_2\text{H}_4 + \text{H}_2$	$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH} \rightarrow \text{C}_2\text{H}_4 + \text{H}_2\text{O}$
Katalis	-	ZSM 5 Zeolit
Konversi	30-70%	95 - 99%
Produk Samping	Asetilen, Benzene, 1,3-Butadienae	Dietil Eter, Metana, Etana, 1,3-Butadiena, Propilena, Karbondioksida, Hidrogen, Air
Kondisi Operasi	T : 750-900°C P = 2 – 47,7 atm	T : 300 – 500 °C P = 6,86 atm

3. Reaksi dehidrasi etanol dapat terjadi apabila berada pada suhu operasi seperti yang ditampilkan pada tabel 12 yakni berada diantara 300-500°C, suhu operasi yang kami pilih mengikuti example 1 pada paten US009663414B2 yakni pada 430°C

Tangerang Selatan, Agustus 2024
Penguji 3,

Dra. Emiziar Tarmizi, M.Si.

HALAMAN PERNYATAAN PERSETUJUAN PUBLIKASI LAPORAN UNTUK KEPENTINGAN AKADEMIS

Sebagai civitas akademik Institut Teknologi Indonesia, saya yang bertandatangan di bawah ini:

Nama **1. Septian Hardi Prasetya / 1142403008**
 2. Lira Aprilia Pujianti / 1142403009

Program Studi **Teknik Kimia**
Jenis Karya **Laporan Tugas Akhir**

Demi pengembangan ilmu pengetahuan, menyetujui untuk memberikan kepada Institut Teknologi Indonesia **Hak Bebas Royalti Non-eksklusif (*Non-exclusive Royalty-Free Right*)** atas karya ilmiah saya yang berjudul : **“PRARANCANGAN PABRIK ETILEN DARI BAHAN BAKU ETANOL DENGAN KAPASITAS PRODUKSI 200.000 TON/TAHUN”** beserta perangkat yang ada (jika diperlukan). Dengan Hak Bebas Royalti Non-eksklusif ini Institut Teknologi Indonesia berhak menyimpan, mengalih media/formatkan, mengelola dalam bentuk angka dan data (*database*), merawat, dan mempublikasikan laporan saya selama tetap mencantumkan nama saya sebagai penulis /pencipta dan sebagai pemilik Hak Cipta.

Demikian pernyataan ini saya buat dengan sebenarnya

Dibuat di : Tangerang Selatan
Pada tanggal : 20 Agustus 2024

Yang menyatakan:

Septian Hardi Prasetya

Lira Aprilia Pujianti

ABSTRAK

Nama	1. Septian Hardi Prasetya / 1142403008 2. Lira Aprilia Pujianti / 1142403009
Nama Pembimbing	1. Dr. Ir. Sidik Marsudi, M.Si, I.P.M.
Program Studi	Teknik Kimia
Judul	Pra-Rancangan Pabrik Etilen dari Etanol dengan Kapasitas 200.000 Ton/Tahun

Etilen merupakan hidrokarbon yang mempunyai nama IUPAC etena dengan rumus kimia yaitu C_2H_4 . Di dunia industri sebagian besar etilen digunakan sebagai bahan baku produksi polimer seperti pembuatan plastik dan bahan pengemas lainnya. Di Indonesia sendiri, perusahaan penghasil etilen masih sangat sedikit yaitu hanya PT. Chandra Asri Petrokimia dengan kapasitas produksi 900.000 ton/tahun. Dengan hasil produksi perusahaan ini masih belum cukup memenuhi kebutuhan etilen di Indonesia. Dari data Badan Pusat Statistik Indonesia pada tahun 2022 Indonesia telah mengimpor etilen sebesar 820.630 ton. Besarnya nilai impor ini sejalan dengan data *The Observatory of Economy Complexity (OEC)* yang menunjukkan bahwa Indonesia menduduki peringkat ketiga negara pengimpor etilen terbesar di dunia. Dari data impor tersebut menunjukkan bahwa pemenuhan kebutuhan etilen di Indonesia masih sangat bergantung pada hasil impor luar negeri. Untuk itu, sebagai usaha untuk memenuhi kebutuhan etilen dan meningkatkan substitusi impor perlu adanya pendirian industri petrokimia hulu. Dalam Rencana Induk Pembangunan Industri (RIPIN) 2015-2035 salah satu industri petrokimia hulu yang akan dikembangkan di Indonesia yaitu Etilena.

Pabrik direncanakan akan dibangun di daerah Tarahan Kec. Kabitung Kab. Lampung Selatan dengan kapasitas 200.000 ton/tahun. Proses yang digunakan adalah dehidrasi etanol dengan konversi sebesar 95% dan selektivitas terhadap etilen sebesar 99%. Proses berlangsung pada temperature $430^{\circ}C$ dan tekanan 6,86 atm. Proses pemurnian melalui tiga tahapan menggunakan *flash drum*, *molecular sieve*, dan terakhir Distilasi Kriogenik sehingga menghasilkan etilen dengan kemurnian 99,86% vol sesuai dengan persyaratan spesifikasi etilen sebagai bahan baku produksi bahan polimer.

Dari hasil analisis ekonomi, diperoleh ;

1	Proses pembangunan dan instalasi pabrik dilakukan dalam 1 tahun.	
	Total Modal	= Rp 3.807.065.644.329
	Modal Sendiri (81,5%)	= Rp 3.102.776.828.946
	Pinjaman Bank (18,5%)	= Rp 704.288.815.383
2	Suku bunga per tahun (BRI)	= 8%
3	Jangka waktu pinjaman	= 5 Tahun
4	<i>Break Even Point</i> (BEP) tahun pertama	= 57,45 %
5	<i>Internal rate of Return</i> (IRR)	= 47,98 %
6	<i>Minimum Payback Period</i> (MPP)	= 2 Tahun 6 bulan
7	<i>Net cash flow present value</i>	= Rp 10.035.003.557.650

Dengan Mengasumsikan bahwa kondisi perekonomian Indonesia tetap dalam keadaan stabil dari analisa ekonomi diatas maka dapat disimpulkan bawah pendirian pabrik Etilen dengan kapasitas 200.000 ton/tahun layak didirikan.

Mengetahui,
Ketua Program Studi Teknik Kimia

Dr. Ir. Aniek Sri Handayani, MT., IPM

ABSTRACT

Name	1. Septian Hardi Prasetya / 1142403008 2. Lira Aprilia Pujianti / 1142403009
Thesis Advisor	Dr. Ir. Sidik Marsudi, M.Si, I.P.M.
Department	<i>Chemical Engineering</i>
Title	<i>Pre Design Ethylene Plant from Ethanol with Capacity 200.000 Ton/Year</i>

Ethylene is a hydrocarbon that has the IUPAC's name ethene with the chemical formula C_2H_4 . In the world industrial, most ethylene is used as a raw material for polymer production such as making plastic and other packaging materials. In Indonesia, there is only one ethylene producing plant, namely only PT. Chandra Asri Petrokimia with a production capacity of 900,000 tons/year. With the production results of this company, it is still not enough to meet the ethylene needs in Indonesia. From data from the Central Statistics Agency of Indonesia in 2022, Indonesia imported 820,630 tons of ethylene. The large import value is in line with The Observatory of Economy Complexity OEC data which shows that Indonesia is ranked third as the largest ethylene importing country in the world. The import data shows that the provision of ethylene needs in Indonesia is still very dependent on foreign imports. For this reason, as an effort to meet ethylene needs and increase import substitution, it is necessary to establish an upstream petrochemical industry. In the 2015-2035 Industrial Development Master Plan (RIPIN), one of the upstream petrochemical industries that will be developed in Indonesia is Ethylene.

The plant is planned to be built in the Tarahan area, Kabitung District, South Lampung Regency with a capacity of 200,000 tons/year. The production process is ethanol dehydration with a conversion of 95% and a selectivity to ethylene of 99%. The process operates at temperature of $430^{\circ}C$ and a pressure of 6.86 atm. The purification process goes through three stages using Flash drum, molecular Sieve, and finally Cryogenic Distillation to produce ethylene with a purity of 99.86% vol in accordance with the requirements of ethylene specifications as a raw material for polymer material production.

From the results of the economic analysis obtained;

1 The construction and installation of the plant is about 1 year.

Total Capital Investment = Rp 3.807.065.644.329

Self Investment = Rp 3.102.776.828.946

Bank Loan = Rp 704.288.815.383

2. Interest rate per year = 8 %

3. Loan term = 5 Years

4. Break even Point (BEP) First year = 57,45 %

5. Internal Rate of Return (IRR) = 47,98 %

6. Minimum Payback Period (MPP) = 2 Years 6 months

7. Net cash flow present value = Rp 10.035.003.557.650

Assuming that Indonesia's economic conditions remain stable from the above economic analysis, it can be concluded that the establishment of an Ethylene plant with a capacity of 200,000 tons/year is feasible.

KATA PENGANTAR

Puji syukur kehadirat Tuhan Yang Maha Esa, karena berkat rahmat-Nya penulis dapat menyelesaikan laporan tugas akhir yang berjudul “Pra Rancangan Pabrik Etilen dari Etanol dengan Kapasitas 200.000 Ton/Tahun”

Dalam penulisan laporan tugas akhir ini penulis menyampaikan ucapan terima kasih dengan tulus kepada;

1. Dr. Ir. Sidik Marsudi, M.Si, I.P.M., selaku pembimbing 1 yang telah membantu penulis dalam melakukan penyelesaian tugas akhir dan penyempurnaan laporan ini,
2. Dr. Ir. Aniek Sri Handayani, M.T., I.P.M., selaku ketua program Teknik Kimia Institut Teknologi Indonesia,
3. Dr. Ir. Kudrat Sunandar M.T., I.P.M, selaku koordinator tugas akhir program studi Teknik Kimia Institut Teknologi Indonesia,
4. Prof. Dr.Ir. Enjarlis, M.T., I.P.M, selaku dosen pembimbing akademik angkatan 2023,
5. Orang tua penulis tercinta yang senantiasa mendukung dan mendoakan penulis,
6. Teman-teman RPL Teknik Kimia Institut Teknologi Indonesia angkatan 2023 yang telah memberikan dukungan dan semangat dalam penyusunan laporan tugas akhir ini,
7. Diri penulis sendiri yang sudah berjuang untuk menyelesaikan tugas akhir ini dengan baik.

Penulis menyadari bahwa penyusunan laporan tugas akhir ini masih banyak kekurangan, untuk itu kritik dan saran yang membangun sangat diharapkan. Penulis berharap semoga tugas akhir ini dapat bermanfaat bagi pembaca.

Tangerang Selatan, Agustus 2024

Penulis

DAFTAR ISI

HALAMAN PERNYATAAN ORISINALITAS.....	ii
HALAMAN PENGESAHAN.....	iii
HALAMAN REVISI.....	iv
HALAMAN PERNYATAAN PERSETUJUAN PUBLIKASI LAPORAN UNTUK KEPENTINGAN AKADEMIS.....	xxvi
ABSTRAK.....	xxvii
ABSTRACT.....	xxix
KATA PENGANTAR.....	xxxi
DAFTAR ISI.....	xxxii
DAFTAR GAMBAR.....	xxxvi
DAFTAR TABEL.....	xxxvii
BAB 1.....	1
Pendahuluan.....	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Data Analisis Pasar.....	2
1.2.1 Data Produksi.....	2
1.2.2 Data Konsumsi.....	3
1.2.3 Data Impor.....	4
1.2.4 Data Ekspor.....	4
1.3 Penentuan Kapasitas Pabrik.....	5
1.4 Penentuan Lokasi.....	7
BAB 2 TEKNOLOGI PROSES.....	11
2.1 Teknologi yang Tersedia.....	11

2.2 Seleksi Proses	12
2.2.1 Efisiensi Proses	13
2.2.2 Keamanan Teknologi.....	13
BAB 3_RANCANGAN PROSES	14
3.1 Uraian Proses.....	14
3.1.1 Deskripsi Proses.....	14
3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif Massa.....	17
3.1.3 Diagram Alir Kuantitatif Energi	19
3.1.4 Sistem Pengendalian Alat Utama.....	20
3.1.5 Kebutuhan Utilitas.....	22
3.2 Tata Letak Alat.....	27
3.3 Tata Letak Pabrik.....	29
BAB 4_SPESIFIKASI ALAT	32
4.1 Peralatan Proses.....	32
4.1.1 Tangki Penyimpanan Bahan Baku Etanol (TK-101)	32
4.1.2 Heat Exchanger (HE-101)	33
4.1.3 Vaporizer (VR-101).....	34
4.1.4 Kompresor (Co-101)	34
4.1.5 Heat Exchanger (HE-102)	35
4.1.6 Furnace (F-101).....	35
4.1.7 Reaktor (R-101)	36
4.1.8 Flash Drum (FD-101).....	37
4.1.9 Molecular Sieve	38
4.1.10 Kompresor (Co-102).....	39
4.1.11 Cooler (C-101)	39

4.1.12 Cryogenic Distillation.....	40
4.1.13 Tangki Penyimpanan Produk (TK-102)	41
4.1.14 Tangki Penyimpanan Limbah Cair (TK-103).....	41
4.2 Peralatan Utilitas.....	42
4.2.1 Spesifikasi Tangki Air Bersih.....	42
BAB 5 ASPEK KESELAMATAN, KESEHATAN KERJA, DAN LINGKUNGAN	51
5.1 Deskripsi Singkat.....	51
5.2 Pertimbangan Aspek Keselamatan Pabri	52
5.3 Pertimbangan Aspek Kesehatan dan Keselamatan Kerja	57
5.4 Pertimbangan Aspek Lingkungan Pabrik	57
BAB 6 ANALISIS KELAYAKAN PABRIK	60
6.1 Manajemen Perusahaan.....	60
6.1.1 Diagram organisasi.....	60
6.1.2 Perincian Jabatan dan Penggolongan Gaji.....	66
6.1.3 Penggiliran tugas	67
6.2 Kelayakan Ekonomi.....	69
6.2.1 Asumsi dan Parameter	69
6.2.2 Fixed Capital (Modal Tetap).....	70
6.2.3 Modal kerja (working capital).....	70
6.2.4 Biaya Produksi	71
6.2.6 Penjualan dan Keuntungan	77
6.2.7 Break Even Point.....	80
6.2.8 Analisis Ekonomi	81
6.2.9 Kesimpulan kelayakan pendirian pabrik	83
Daftar Pustaka	85

LAMPIRAN 1 DATA	87
LAMPIRAN 2_NERACA MASSA DAN ENERGI	113
LAMPIRAN 3_UTILITAS.....	158
LAMPIRAN 4_PERANCANGAN ALAT PROSES DAN UTILITAS	164
LAMPIRAN 5_ANALISIS EKONOMI	224

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Peta Lokas Pendirian Pabrik	8
Gambar 3. 1 Diagram Blok Proses Produksi Etilen.....	15
Gambar 3.2. Diagram Alir Kualitatif Massa.....	18
Gambar 3.3 Diagram Alir Kualitatif Energi.....	19
Gambar 3.4 Diagram Alir Unit Pengolahan Air.....	22
Gambar 3.5 Tata Letak Alat	27
Gambar 3.6 Layout Tata Letak Pabrik.....	29
Gambar 6.1 Struktur Organisasi Pabrik Etilen.....	57
Gambar 6.2 Kurva BEP	87

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Data Produksi Etilen di Indonesia	2
Tabel 1. 2 Data Konsumsi Etilen di Indonesia	3
Tabel 1. 3 Data Impor Etilen ke Indonesia	4
Tabel 1. 4 Data Ekspor Etilen dari Indonesia	5
Tabel 1. 5 Selisih antara Penawaran dan Permintaan Etilen pada Tahun Pendirian Pabrik..	6
Tabel 1. 6 Kapasitas Ekonomis Pabrik Etilen	6
Tabel 1.7 Daftar Produsen Etanol di Indonesia.....	8
Tabel 3.1 Reaksi Utama dan Reaksi Samping serta Selektivitas pada Proses Dehidrasi Etanol.....	16
Tabel 3.2 Tabel kebutuhan Utilitas Air Pabrik Etilen.....	21
Tabel 3.3 Tabel Kebutuhan Steam.....	21
Tabel 3.4 Tabel Kebutuhan Listrik.....	23
Tabel 3.5. Kebutuhan Refrigerant pada Pabrik Etilen.....	24
Tabel 3.6 Kebutuhan Bahan Bakar pada Pabrik Etilen.....	24
Tabel 3.7 Jumlah Limbah dari Proses Dehidrasi Etanol.....	25
Tabel 6. 1 Perincian Jabatan dan Penggolongan Gaji Karyawan.....	62
Tabel 6.2 Pengaturan Shift Kerja.....	64
Tabel 6. 3 Asumsi dan Parameter untuk Analisis Kelayakan Ekonomi.....	65
Tabel 6. 4 Fixed Capital Investment.....	66
Tabel 6. 5 Modal Kerja.....	66
Tabel 6. 6 Biaya Produksi Etilen dari Tahun ke-1 sampai Tahun ke-10.....	68
Tabel 6.7 Proyeksi Penjualan dan Keuntungan	85
Tabel 6.8 Break Even Point	86
Tabel 6. 9 Kalkulasi Net Cash Flow at Present Value	87

Tabe 6.10. Tabel Perhitungan IRR	89
Tabel 6.11 Hasil Analisis Ekonomi.....	90

BAB 1

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Etilen merupakan hidrokarbon yang mempunyai nama IUPAC etena dengan rumus kimia yaitu C_2H_4 . Di dunia industri sebagian besar etilen digunakan sebagai bahan baku produksi polimer seperti pembuatan plastic dan bahan pengemas lainnya.

Etilen merupakan salah satu produk kimia terbesar di dunia serta merupakan salah satu bahan baku yang penting pada industri petrokimia. Sebagian besar etilen digunakan untuk memproduksi polietilen (HDPE, LDPE), etilen oksida/etilen glikol, dan etilen diklorida/vinil klorida.

Menurut OEC atau *The Observatory of Economic Complexity* etilen merupakan produk ke 554 yang paling banyak diperdagangkan di dunia. Dan berdasarkan data dari *trade map*, peningkatan tahunan impor dunia ke Indonesia untuk produk etilen berada pada angka 10,2% , sedangkan untuk peningkatan tahunan export dunia masih di angka -2%.

Di Indonesia sendiri, perusahaan penghasil etilen masih sangat sedikit yaitu hanya PT. Chandra Asri Petrokimia dengan kapasitas produksi 900.000 ton/tahun. Dengan hasil produksi perusahaan ini masih belum cukup memenuhi kebutuhan etilen di Indonesia. Dari data Badan Pusat Statistik Indonesia pada tahun 2022 Indonesia telah mengimpor etilen sebesar 820.630 ton. Besarnya nilai impor ini sejalan dengan data OEC yang menunjukkan bahwa Indonesia menduduki peringkat ketiga negara pengimpor etilen terbesar di dunia.

Dari data impor tersebut menunjukkan bahwa pemenuhan kebutuhan etilen di Indonesia masih sangat bergantung pada hasil impor luar negeri. Untuk itu, sebagai usaha untuk memenuhi kebutuhan etilen dan meningkatkan substitusi impor perlu adanya pendirian industri petrokimia hulu. Dalam Rencana Induk Pembangunan Industri (RIPIN) 2015-2035 salah satu industri petrokimia hulu yang akan dikembangkan di Indonesia yaitu Etilena.

Bahan baku untuk membuat etilen memiliki berbagai macam sumber tergantung dari proses yang dipilih untuk membuat etilen tersebut. Salah satu bahan baku pembuatan etilen adalah etanol dengan proses dehidrasi. Indonesia memiliki pabrik-pabrik penghasil etanol. Dari data kebutuhan etilen di Indonesia dan ketersediaannya sumber bahan baku menunjukkan bahwa pendirian pabrik etilen di Indonesia memiliki peluang yang cukup besar.

1.2 Data Analisis Pasar

1.2.1 Data Produksi

Satu-satunya produsen etilen di Indonesia adalah PT Chandra Asri Petrochemical dengan kapasitas produksi 900.000 ton/tahun. Dari laporan Tahunan PT.Chandra Asri Petrokimia jumlah produksi etilen dari tahun 2016 – 2022 yaitu :

Tabel 1. 1 Data Produksi Etilen di Indonesia (PT. Chandra Asri Petrokimia, 2022)

Tahun	Jumlah Produksi (ton)
2016	771.000
2017	855.000
2018	829.000
2019	721.000
2020	867.000
2021	864.000
2022	724.000

Dari laporan tahunan PT CAP disebutkan sekitar setengah dari produksi etilen digunakan oleh PT. Chandra Asri Petrokimia sebagai bahan baku untuk produksi Polietilen dan Stiren Monomer dan menjual setengah sisanya kepada pelanggan industri dalam negeri.

Saat ini, PT Chandra Asri Petrochemical merupakan satu-satunya produsen Etilen di Indonesia dengan kapasitas produksi 900.000 ton/tahun. Pada tahun 2019, PT Lotte Chemical Indonesia telah melakukan pembangunan (*ground breaking*) kompleks pabrik Petrokimia dengan nilai investasi US\$ 3,5 miliar atau setara Rp 43 triliun. Pabrik dengan luas area 100 hektar ini memproduksi berbagai macam produk dimana salah satunya adalah Etilen dengan kapasitas produksi 1.000.000 ton/tahun yang targetnya akan mulai beroperasi pada tahun 2025 (sumber: Kemenperin, 2018). Sehingga proyeksi produksi etilen di Indonesia dapat dilihat pada gambar 1.1

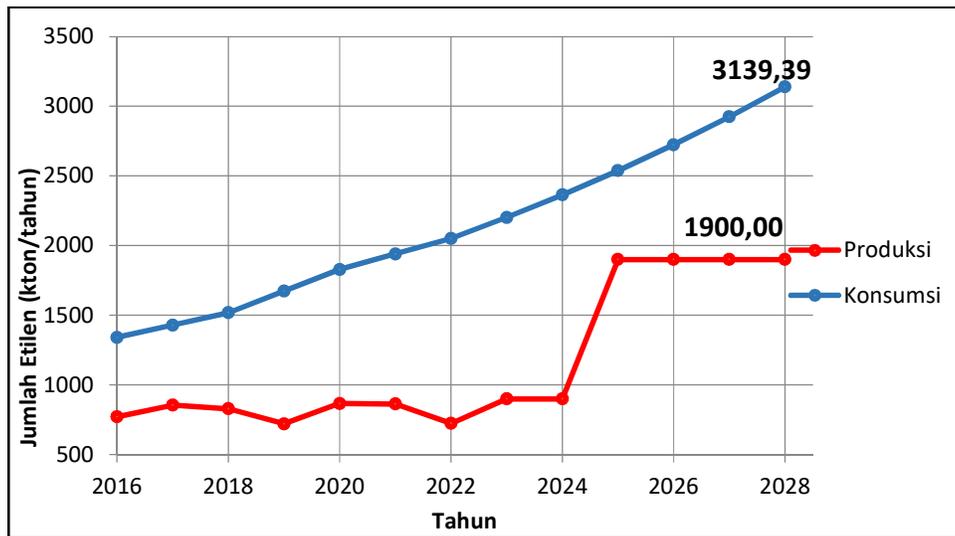
1.2.2 Data Konsumsi

Banyaknya kegunaan dari Etilen, membuat perusahaan menggunakan Etilen sebagai bahan baku utama maupun penunjang dalam proses produksinya, kebutuhan Etilen di Indonesia terus meningkat. Berdasarkan data dari PT Chandra Asri Petrochemical data kebutuhan Etilen dari tahun 2016 sampai 2022 Etilen di Indonesia ditunjukkan dalam Tabel berikut.

Tabel 1. 2 Data Konsumsi Etilen di Indonesia (PT. Chandra Asri Petrokimia, 2022)

Tahun	Jumlah Konsumsi (ton)	Pertumbuhan per Tahun (%)
2016	1.341.000	
2017	1.429.500	6,60
2018	1.518.000	6,19
2019	1.673.500	10,24
2020	1.829.000	9,29
2021	1.940.000	6,07
2022	2.051.000	5,72
Rata-rata Pertumbuhan (%)		7,35

Dari data ditunjukkan bahwa konsumsi etilen di Indonesia meningkat setiap tahunnya dengan rata-rata persen pertumbuhan per tahun 7,35%. Dengan nilai rata-rata persen pertumbuhan per tahun tersebut, jumlah konsumsi dapat diproyeksikan seperti pada Gambar 1.1



Gambar 1.1. Grafik Proyeksi Jumlah Produksi dan Konsumsi di Indonesia

1.2.3 Data Impor

Berdasarkan data yang didapatkan dari Badan Pusat Statistik (BPS) Indonesia, didapatkan jumlah impor etilen Indonesia dari tahun 2016 - 2022 yaitu sebagai berikut :

Tabel 1. 3 Data Impor Etilen ke Indonesia (BPS, 2023)

Tahun	Jumlah Impor (ton)	Pertumbuhan per Tahun (%)
2016	645.350	
2017	620.710	-3,82
2018	633.450	2,05
2019	706.300	11,50
2020	792.260	12,17
2021	825.240	4,16
2022	850.630	3,08
Rata-rata Pertumbuhan (%)		4,86

Dari data ditunjukkan bahwa jumlah impor etilen di Indonesia cenderung meningkat setiap tahunnya dengan rata-rata persen pertumbuhan per tahun 4,86%. Dengan nilai rata-rata persen pertumbuhan per tahun tersebut pada tahun 2028 jumlah Impor Indonesia mencapai 1.130 kton/tahun, jumlah impor yang diproyeksikan ditampilkan pada Gambar 1.2

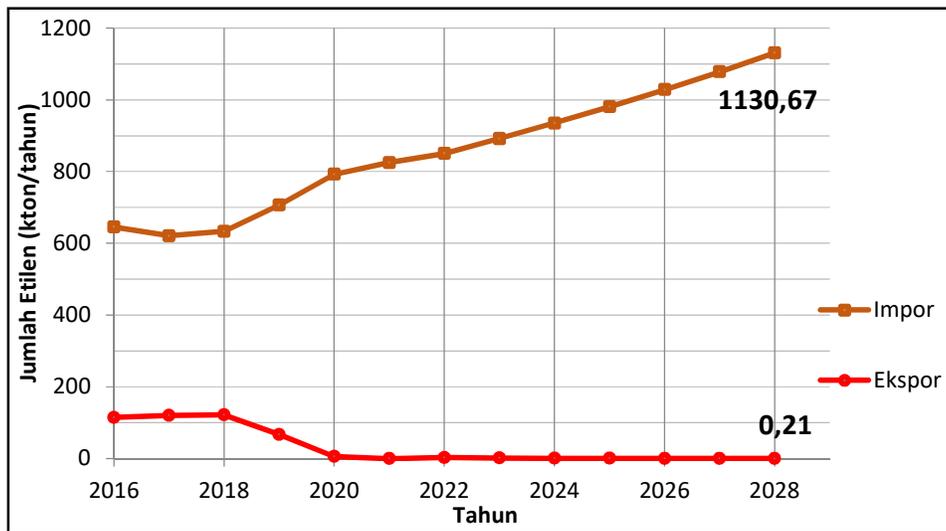
1.2.4 Data Ekspor

Berdasarkan data yang didapatkan dari Badan Pusat Statistik (BPS) Indonesia, didapatkan jumlah ekspor etilen Indonesia dari tahun 2016 - 2022 yaitu sebagai berikut :

Tabel 1. 4 Data Ekspor Etilen dari Indonesia (BPS, 2023)

Tahun	Jumlah Ekspor (ton)	Pertumbuhan per Tahun (%)
2016	114.400	
2017	120.080	4.97
2018	121.580	1.25
2019	66.920	-44.96
2020	5.500	-91.78
2022	2.900	-47,27
Rata-rata Pertumbuhan (%)		-35,56

Dari data ditunjukkan bahwa jumlah ekspor etilen di Indonesia cenderung menurun setiap tahunnya sehingga didapat rata-rata persen pertumbuhan per tahun -35,56%. Pada tahun 2021 tidak ada data ekspor Etilen yang keluar dari Indonesia, anomali ini disebabkan pada tahun 2021 terjadi pandemi Covid. Hasil proyeksi menunjukkan pada tahun 2028 jumlah ekspor Etilen Indonesia hanya 2.100 ton/tahun. Jumlah ekspor yang diproyeksikan dapat dilihat pada Gambar 1.2



Gambar 1.2 Grafik Proyeksi Jumlah Impor dan Ekspor Etilen di Indonesia

1.3 Penentuan Kapasitas Pabrik

Penentuan kapasitas produksi ditinjau dari data analisis peluang pasar hasil perhitungan selisih supply dan demand serta data kapasitas ekonomi berdasarkan data kapasitas produksi etilen di dunia.

Penentuan proyeksi data untuk analisis peluang pasar dilakukan dengan mempertimbangkan waktu yang dibutuhkan dari mulai proses perencanaan (pra-rancangan pabrik), rancang pabrik, proses pencarian investor, pembangunan pabrik, hingga sampai pabrik beroperasi diperkirakan membutuhkan waktu 5 tahun. Untuk itu, data diproyeksikan di tahun 2028 dimana perkiraan pabrik akan mulai beroperasi.

Tabel 1. 5 Selisih antara Penawaran dan Permintaan Etilen pada Tahun Pendirian Pabrik

	Penawaran (ton)		Permintaan (ton)	
		Produksi	1.900.000	Konsumsi
	Impor	1.130.670	Ekspor	210
Total	3.030.670		3.139.600	
Selisih	108.930			

Perhitungan :

$$\begin{aligned}
 \text{Penawaran + peluang} &= \text{Permintaan} \\
 (\text{Produksi + Impor}) + \text{peluang} &= (\text{Konsumsi + Ekspor}) \\
 (1.900.000 + 1.130.670) \text{ ton} + \text{peluang} &= (3.139.390 + 210) \text{ ton} \\
 3.030.670 \text{ ton} + \text{peluang} &= 3.139.600 \text{ ton} \\
 \text{Peluang} &= 3.139.600 - 3.030.670 \text{ ton} \\
 \text{Peluang} &= 108.930 \text{ ton}
 \end{aligned}$$

Dari hasil perhitungan di atas terlihat bahwa peluang pasar etilen di Indonesia yaitu sebesar 108.930 ton.

Selain ditinjau dari peluang pasar, pentuan kapasitas produksi juga didasarkan dari kapasitas ekonomis yang diambil dari data kapasitas produksi pabrik etilen dunia yang disajikan pada tabel berikut.

Tabel 1. 6 Kapasitas Ekonomis Pabrik Etilen (Yakovleva, et al. 2016)

No	Perusahaan	Negara	Kapasitas Produksi (ton)
1.	Oswal Petrochemical	India	58.000
2.	Petrobras	Maceio, Brazil	60.000
3.	Braskem	Triunfo, Brazil	260.000
4.	Nova Chemical Coporation	Joffre, Alberta, Canada	819.466
5.	Chandra Asri Petrochemical	Indonesia	900.000
6.	Gachsaran Petrochemical Company	Iran	1.000.000
7.	National Industrialization Co (Tasnee)	Jubail, Saudi Arabia	1.000.000
8.	Dow Chemical Company	Belanda	1.800.000

9.	Exxon Mobil Singapore Chemical Plant	Singapura	1.900.000
10.	Formosa Petrochemical Corporation	Mailiao, Taiwan	2.935.000
11.	Saudi Basic Industries Corp (Sabic)	Jubail, Saudi Arabia	9.000.000

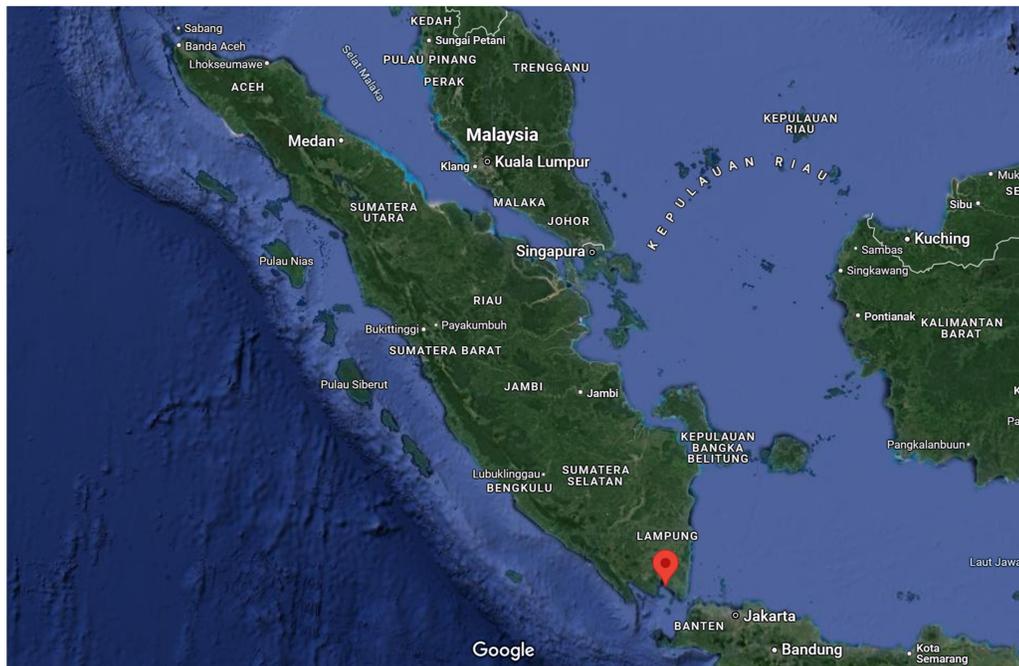
Dengan hasil tinjauan dari analisis peluang pasar di Indonesia dan analisis kapasitas ekonomi di Dunia yang berada pada rentang 58.000 – 9.000.000 ton, maka kapasitas produksi pabrik yang akan didirikan yaitu sebesar 200.000 ton/tahun. Hal ini ditentukan untuk memenuhi kebutuhan etilen di Indonesia berdasarkan peluang pasar dan peluang substitusi impor serta melihat peluang pasar dunia. Selain itu, pemilihan kapasitas produksi sebesar 200.000 ton/tahun juga mempertimbangkan hal berikut:

1. Dapat dilihat di tabel 1.6 bahwa kapasitas ekonomi dunia dibawah 200.000 ton/tahun hanya ada 2 dari 11 pabrik yang kami dapatkan datanya, kebanyakan kapasitas produksi etilen di dunia berada diatas 200.000 ton/tahun.
2. Di Indonesia, kapasitas produksi PT CAP yang merupakan satu-satunya produsen etilen di Indonesia memiliki kapasitas produksi 900.000 ton/tahun serta PT Lotte yang pabriknya dalam tahap pembangunan berencana memiliki kapasitas produksi sebesar 1.000.000 ton/tahun.

1.4 Penentuan Lokasi

Pabrik etilen direncanakan akan beroperasi pada tahun 2028, penentuan lokasi pabrik menjadi salah satu hal terpenting dalam mendirikan suatu pabrik. Lokasi pabrik akan berpengaruh secara langsung terhadap kelangsungan produksi, pemasaran dan masalah transportasi.

Faktor-faktor yang menjadi pertimbangan dalam menentukan lokasi pabrik terbagi menjadi factor primer (sumber bahan baku, daerah pemasaran dan transportasi) dan factor sekunder (persediaan air sumber pembangkit tenaga listrik, cuaca, angin, kondisi masyarakat, keamanan sekitar lokasi, keadaan tanah, ketersediaan tenaga kerja dan lain sebagainya). Berdasarkan factor-faktor tersebut, maka pabrik yang akan didirikan akan berlokasi di daerah Tarahan Kec. Kabitung Kab. Lampung Selatan.



Gambar 1.1 Peta Lokasi Pendirian Pabrik.

1. Ketersediaan bahan baku

Bahan baku utama yang dipilih untuk pembuatan etilen adalah etanol. Di Indonesia sendiri terdapat beberapa pabrik etanol seperti pada tabel berikut.

Tabel 1.7 Daftar Produsen Etanol di Indonesia

Perusahaan	Lokasi	Kapasitas (kiloliter/tahun)
PT Aneka Kimia Nusantara	Mojokerto	14.597
PT Indo Acidatama	Surakarta	61.542
PT Molindo Raya	Malang	40.239
PT Etanol Ceria Abadi	Jombang	9.468
PT PTPN X	Mojokerto	23.670
PT Medco International	Lampung	47.340
PT Indo Lampung Distilery	Lampung	39.450
PT Energi Argo Nusantara	Mojokerto	28.799
TOTAL		265.104

Sumber : 2023 Program Etanol, Kementerian ESDM Upaya Genjot Pasokan Bahan Baku (bisnis.com)

Terdapat dua perusahaan produsen etanol yakni PT Indo Lampung Distillery dan PT Medco Energi Internasional yang berlokasi di daerah Lampung, sehingga memudahkan *supply* bahan baku.

2. Daerah pemasaran

Lokasi Lampung cukup strategis karena secara geografis berdekatan dengan Kawasan Industri Cilegon yang kebanyakan industri-industrinya merupakan konsumen etilen.

3. Transportasi

Pembelian bahan baku dapat dilakukan melalui jalan darat dan laut (impor) sedangkan penjualan dapat dilakukan melalui jalur laut. Pendirian pabrik di daerah Lampung dilakukan dengan pertimbangan kemudahan sarana transportasi laut yang mudah dijangkau, terdapat 9 pelabuhan yang berlokasi di sekitar Lampung dan lokasi daerah Tarahan berada dekat dengan akses pelabuhan tersibuk di Provinsi Lampung yakni Pelabuhan Panjang.

4. Penyediaan Fasilitas

Dalam pendirian suatu pabrik, tenaga listrik, bahan bakar, dan ketersediaan air adalah merupakan faktor penunjang. Ketersediaan sumber air merupakan faktor dipertimbangkan dalam penentuan lokasi pabrik Etilen ini. Karena air sangat diperlukan untuk air proses, air pendingin, air umpan boiler, air untuk domestik dan air layanan umum. Sumber air didapatkan dari air laut karena lokasi Tarahan berdekatan dengan garis pantai sedangkan sumber tenaga listrik didapatkan dari PLTU Tarahan.

5. Ketersediaan Tenaga Kerja

Ketersediaan tenaga kerja juga merupakan faktor yang harus dipertimbangkan. Karena tanpa tenaga kerja, alat – alat proses yang ada didalam pabrik tidak dapat dijalankan. Sumber daya manusia dalam pendirian pabrik Etilen ini diperoleh dari daerah Lampung khususnya daerah Tarahan, Kabupaten Lampung Selatan dan sekitarnya. Angkatan kerja di provinsi Lampung pada tahun 2022 sebanyak 4.595.931 orang dan yang belum bekerja sebanyak 207.965 orang. Sedangkan untuk Kabupaten Lampung Selatan sendiri angkatan kerja sebanyak 509.078 dan yang belum bekerja sebanyak 27.019. Nilai rata-rata upah pekerja di sektor Industri Besar dan Sedang pada tahun 2020 adalah sekitar 3,46 juta rupiah per bulan. (BPS Lampung, 2022)

6. Lahan

Lokasi Tarahan berada di daerah pantai sehingga memiliki kontur tanah yang datar, Saat ini pemerintah pusat telah memasukkan 4 kawasan Industri di Provinsi Lampung yang

masuk dalam RPJMN (Rencana Pembangunan Jangka Menengah Nasional) periode tahun 2020-2024. Salah satu kawasan industri tersebut adalah Kawasan Industri Katibung Lampung Selatan (Dinas Kominfotik Provinsi Lampung, 2021). Kawasan Industri ini memiliki lahan yang cukup luas untuk mendirikan pabrik etilen disana.

7. Iklim

Keadaan iklim juga mempengaruhi dalam penentuan lokasi pabrik. Lokasi pabrik yang dipilih harus memiliki iklim yang tidak terlalu ekstrim dan aman dari bencana alam seperti gunung meletus, gempa bumi, tsunami. Lampung Selatan memiliki iklim tropis. Hampir sebagian besar bulan ditandai dengan curah hujan kecil. Suhu rata-rata tahunan di Lampung Selatan adalah 27.0 °C dengan Suhu maksimum mencapai 36.0 °C dan curah hujan rata-rata 153 mm³. Bulan terkering adalah bulan Juli dengan curah hujan 77 mm³. Kelembaban rata-rata berada pada nilai 81,79% sehingga termasuk kelembaban udara yang tinggi. (BPS Lampung, 2022).

BAB 2

TEKNOLOGI PROSES

2.1 Teknologi yang Tersedia

Teknologi proses pembuatan etilen terus mengalami perkembangan untuk mendapatkan efisiensi yang lebih baik terhadap kualitas dan kuantitas etilen yang dihasilkan. Etilena secara tradisional diproduksi melalui *Steam Cracking* hidrokarbon, dan metode ini tetap menjadi yang utama metode dalam industri. Namun, baru-baru ini muncul alternatif metode produksi etilen yang lebih ramah lingkungan untuk mengurangi emisi gas rumah kaca dan ketergantungan pada bahan bakar fosil. Dehidrasi etanol katalitik digunakan sebagai alternatif ramah lingkungan untuk produksi etilen. (Chung-Yen Wu, 2017)

Proses pembuatan etilen terdapat beberapa macam proses, antara lain dehidrasi etanol dan pirolisis hidrokarbon (thermal cracking).

1. Pirolisis *Hydrocracking*

Pirolisis hidrokarbon atau sering disebut sebagai thermal cracking, merupakan metode yang paling banyak dipakai dalam pembuatan etilen. Secara umum, reaksi yang terjadi pada pirolisis hidrokarbon seperti berikut:



Proses pirolisis merupakan reaksi kesetimbangan endotermis, dengan menggunakan prinsip Le Chatelier maka untuk menggeser kesetimbangan ke arah produk, proses harus dilakukan pada temperature yang tinggi.

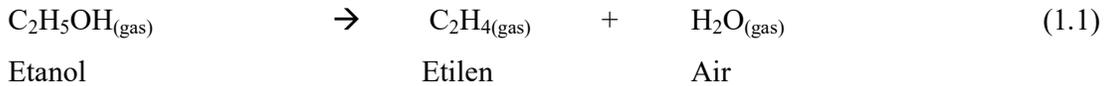
Temperatur proses pirolisis yang tinggi memungkinkan terbentuknya hasil samping seperti asetilen, 1,3-Butadienae dan benzene. Hasil samping ini dapat menimbulkan masalah lain karena dapat meninggalkan akumulasi karbon dalam dinding tube yang dapat menyebabkan penurunan tekanan. Steam dapat ditambahkan kedalam umpan untuk meningkatkan yield ethylene dan mengurangi akumulasi karbon. Bahan baku di-preheating dan dilarutkan dengan steam (tekanan steam antara 207-552 kPa) kemudian direngkah. Campuran antara etana dan steam masuk ke dalam reaktor tubular pada suhu 750-900°C. Produk keluaran reaktor memiliki temperatur tinggi dan dimanfaatkan untuk pembuatan *steam* (Hershkowitz et.al, 2017).

2. Proses Dehidrasi Etanol

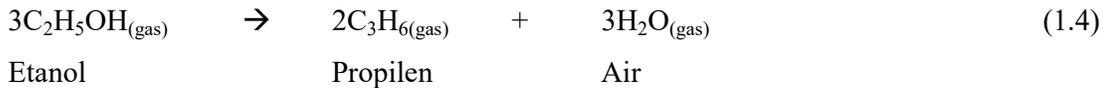
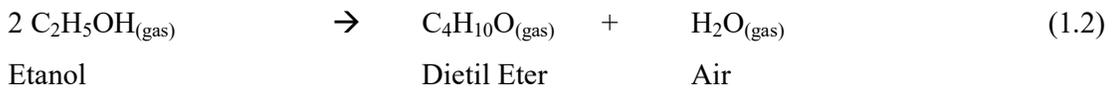
Dehidrasi etanol merupakan cara sederhana untuk menghasilkan gas etilen (etena). Reaksi dehidrasi etanol berlangsung pada reaksi yang endotermik dalam fasa gas. Reaksi ini menggunakan reaktor multitubular baik isothermal maupun adiabatic dengan bantuan katalis. Selektivitas tertinggi terhadap etilen terjadi pada suhu operasi 300-500°C (Mohsenzadeh dkk., 2017)

Produk utama pada proses dehidrasi etanol adalah etilen, namun pada proses ini juga terjadi beberapa produk samping yang ditunjukkan pada persamaan reaksi berikut.

Reaksi Produk Utama :



Reaksi Produk Samping :



2.2 Seleksi Proses

Pemilihan proses dilakukan dengan membandingkan faktor-faktor yang ada dalam proses produksi, diantaranya efisiensi proses, keamanan proses, dan lainnya. Berikut penjelasan untuk seleksi proses dari kedua proses yang tersedia.

2.2.1 Efisiensi Proses

Teknologi dari kedua literatur yang telah dijelaskan diatas memiliki beberapa perbedaan yang cukup signifikan, seperti suhu operasi, produk samping, hingga konversi yang dihasilkan dari proses tersebut.

Pada proses pertama yaitu Pirolisis *Hydrocracking*, proses berlangsung pada temperature operasi yang tinggi yaitu diantara 750 – 900°C, sedangkan pada proses kedua, Dehidrasi Etanol, proses berlangsung pada temperature yang tidak terlalu tinggi, yaitu pada rentang 300 - 500°C.

Dari segi konversi bahan baku menjadi produk, konversi pada proses Dehidrasi Etanol lebih besar yaitu 95-99% sedangkan proses pirolisis *Hydrocracking* hanya sekitar 30-70%.

Dari perbedaan diatas dapat disimpulkan bahwa proses Dehidrasi Etanol dapat dikatakan lebih efisien dari Proses Pirolisi *Hydrocracking*.

2.2.2 Keamanan Teknologi

Proses Dehidrasi Etanol dengan kondisi operasi temperature yang lebih rendah dari proses Pirolisis *Hydrocracking*, maka dapat disimpulkan bahwa Proses Dehidrasi Etanol memiliki keamanan proses yang lebih baik dibandingkan Proses Pirolisis *Hydrocracking*.

Tabel 2.1 Ringkasan Seleksi Proses Produksi Etilen

	Pyrolisis Hydrocracking	Dehidrasi
Status teknologi	Tersedia	Tersedia
Bahan baku	<ul style="list-style-type: none"> • Crude Oil • Naphta 	Etanol
Reaksi Kimia	$C_2H_6 \rightleftharpoons C_2H_4 + H_2$	$C_2H_5OH \rightarrow C_2H_4 + H_2O$
Katalis	-	ZSM 5 Zeolit
Konversi	30-70%	95 - 99%
Produk Samping	Asetilen, Benzene, 1,3-Butadienae	Dietil Eter, Metana, Etana, 1,3-Butadiena, Propilena, Karbondioksida, Hidrogen, Air
Kondisi Operasi	T : 750-900°C P = 2 – 47,7 atm	T : 300 – 500 °C P = 6,86 atm

BAB 3

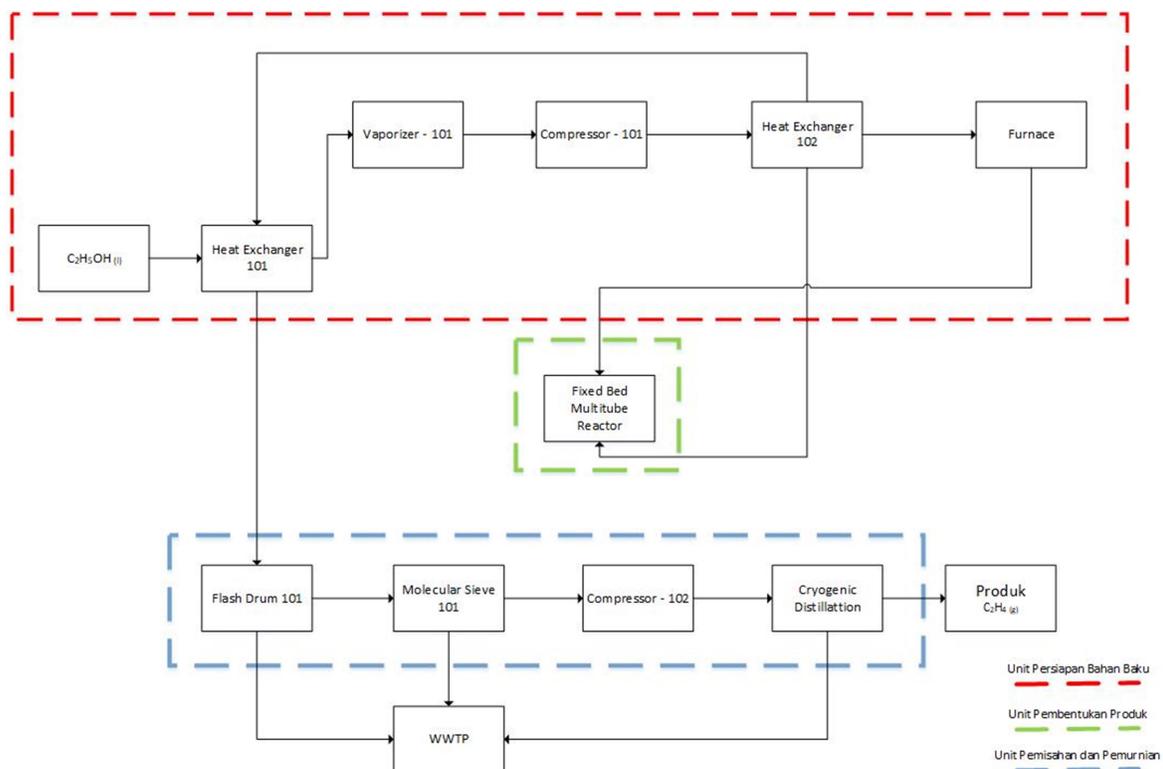
RANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses

Proses inti pembuatan etilen dengan dehidrasi etanol adalah merubah etanol menjadi etilen dan air. Dasar referensi dari proses pembuatan ini yaitu Paten US009663414B2 milik Coupard, dkk (2017) serta jurnal terkait produksi etilen yang ditulis oleh Mohsenzadeh (2017).

3.1.1 Deskripsi Proses

Proses Dehidrasi Etanol untuk memproduksi Etilen terdiri dari tiga tahapan yaitu tahap persiapan, tahap reaksi serta tahap pemisahan dan pemurnian. Blok Flow Diagram untuk proses pembuatan etilen dapat dilihat pada gambar berikut ini.



Gambar 3. 1 Diagram Blok Proses Produksi Etilen

3.1.1a Perlakuan Awal Bahan Baku

Proses dehidrasi etanol menjadi etilen berlangsung dalam fasa gas, sehingga bahan baku etanol yang berfasa cair perlu dirubah menjadi fasa uap. Tahap pertama umpan etanol diumpankan ke dalam *heat exchanger 101* (HE-101) untuk dinaikkan temperaturnya dari 30°C menjadi 57,19°C pada tekanan 1 atm. Selanjutnya bahan baku etanol akan diuapkan di *vaporizer* sampai temperature 89,8°C. Kemudian aliran umpan dikompresi sampai tekanan 6,86 atm dan terjadi perubahan temperature menjadi 114,39°C. Setelah itu aliran umpan dinaikan lagi temperaturnya pada *heat exchanger 102* (HE-102) hingga temperature mencapai 240°C. Proses pemanasan yang terjadi di HE-101 dan HE-102 akan memanfaatkan panas dari aliran produk keluaran reaktor, sehingga aliran umpan akan ditukar panasnya dengan aliran produk dari reaktor. Setelah dari HE-102, aliran umpan akan masuk ke *furnace* untuk mencapai temperature operasi di reaktor yaitu 430°C.

3.1.2b Proses Utama

Aliran bahan baku etanol keluaran dari *furnace* dimasukkan ke dalam reaktor. Reaksi dehidrasi etanol bersifat endotermis yang berlangsung pada reaktor *fixed bed multitube*, dengan sifat reaksi endotermis ini maka temperature perlu dijaga sehingga reaktor beroperasi secara isothermal dengan katalis ZSM-5. Reaksi terjadi pada kondisi operasi pada temperatur 430°C dan tekanan 6,86 atm. Konversi etanol mencapai 95% (Coupard, dkk, 2017) dengan selektivitas terhadap etilen sebesar 99% (Mohsenzadeh, 2017).

Selain reaksi utama yang merubah etanol menjadi etilen dan air, dalam reaktor pun terjadi reaksi yang menghasilkan produk samping. Adapun reaksi utama dan reaksi samping dengan selektivitasnya dapat dilihat pada Tabel 3.1 berikut ini.

Tabel 3.1 Reaksi Utama dan Reaksi Samping serta Selektivitas pada Proses Dehidrasi Etanol.

Produk	Reaksi	Selektivitas
Etilen	$C_2H_5OH_{(gas)} \rightarrow C_2H_4_{(gas)} + H_2O_{(gas)}$	0,99
Diethyl Eter	$2 C_2H_5OH_{(gas)} \rightarrow C_4H_{10}O_{(gas)} + H_2O_{(gas)}$	0,001
Etana	$C_2H_5OH_{(gas)} + H_2_{(gas)} \rightarrow C_2H_6_{(gas)} + H_2O_{(gas)}$	0,002
Propilen	$3C_2H_5OH_{(gas)} \rightarrow 2C_3H_6_{(gas)} + 3H_2O_{(gas)}$	0,001

1,3-Butadiena	$2C_2H_5OH_{(gas)} \rightarrow C_4H_6_{(gas)} + 2H_2O_{(gas)} + H_2_{(gas)}$	0,005
Karbon Dioksida	$5 C_2H_5OH_{(gas)} + 3H_2O_{(gas)} \rightarrow 4Karbondioksida + 6CH_4_{(gas)}$	0,001

(Sumber : Mohsenzadeh dkk, 2017)

Proses pembuatan etilen dengan bahan baku etanol diproses dengan menggunakan satu reaktor. Reaksi berlangsung dengan nilai Weight Hourly space velocity sebesar 5 jam-1 pada tekanan 6,86 atm dengan suhu umpan masuk 430oC dan suhu keluar 430oC. Reaksi yang terjadi pada reaktor tersebut bersifat endotermis dalam fasa gas, sehingga diperlukan Heat Transfer Fluid untuk mempertahankan suhu pada kondisi operasi yang telah ditentukan. Heat Transfer Fluid yang digunakan adalah Dowtherm A dengan suhu HTF masuk yaitu sebesar 450oC dan keluar pada suhu 430oC. Katalis yang digunakan pada proses pembuatan etilen adalah Zeolite ZSM-5.

3.1.3c Pemisahan dan Pemurnian Produk

Untuk dapat memenuhi spesifikasi produk etilen dipasaran yang digunakan sebagai bahan baku pembuatan plastik, maka produk harus masuk pada *polymer grade* agar dapat terjadi proses polimerisasi. Syarat terjadinya proses polimerisasi yang baik, etilen harus memiliki kemurnian 99,85 – 99,95 %vol etilen (Kochar et.al, 1981). Agar produk memiliki kemurnian tinggi, maka proses pemisahan dan pemurnian dilakukan dengan *flash drum*, *molecular sieve*, dan terakhir distilasi kriogenik.

Aliran produk keluaran reaktor sebelum ke tahap pemisahan dan pemurnian akan dilewatkan kembali ke HE-102 dan HE-101 untuk dimanfaatkan panasnya pada tahap perlakuan awal untuk memanaskan bahan baku etanol. Pada tahap pemisahan dan pemurnian pertama, aliran produk yang sudah dimanfaatkan panasnya akan masuk ke *Flash Drum* dengan temperature 50°C dan tekanan 6,56 atm. Asumsi proses mengalami penurunan tekanan 0,15 atm dari reaktor yg melalui setiap penukar panas (Kern, 1965). Pada *flash drum* ini terdapat aliran air pendingin agar aliran produk memiliki temperature sesuai dengan kondisi operasi yang ditentukan pada *flash drum* yaitu 30°C.

Setelah dari *flash drum* aliran produk akan melalui *molecular sieve* untuk menghilangkan kandungan air dan gas hydrogen secara keseluruhan. Hal ini perlu dilakukan karena fluida akan memasuki tahap akhir pemurnian dengan distilasi kriogenik. Distilasi kriogenik

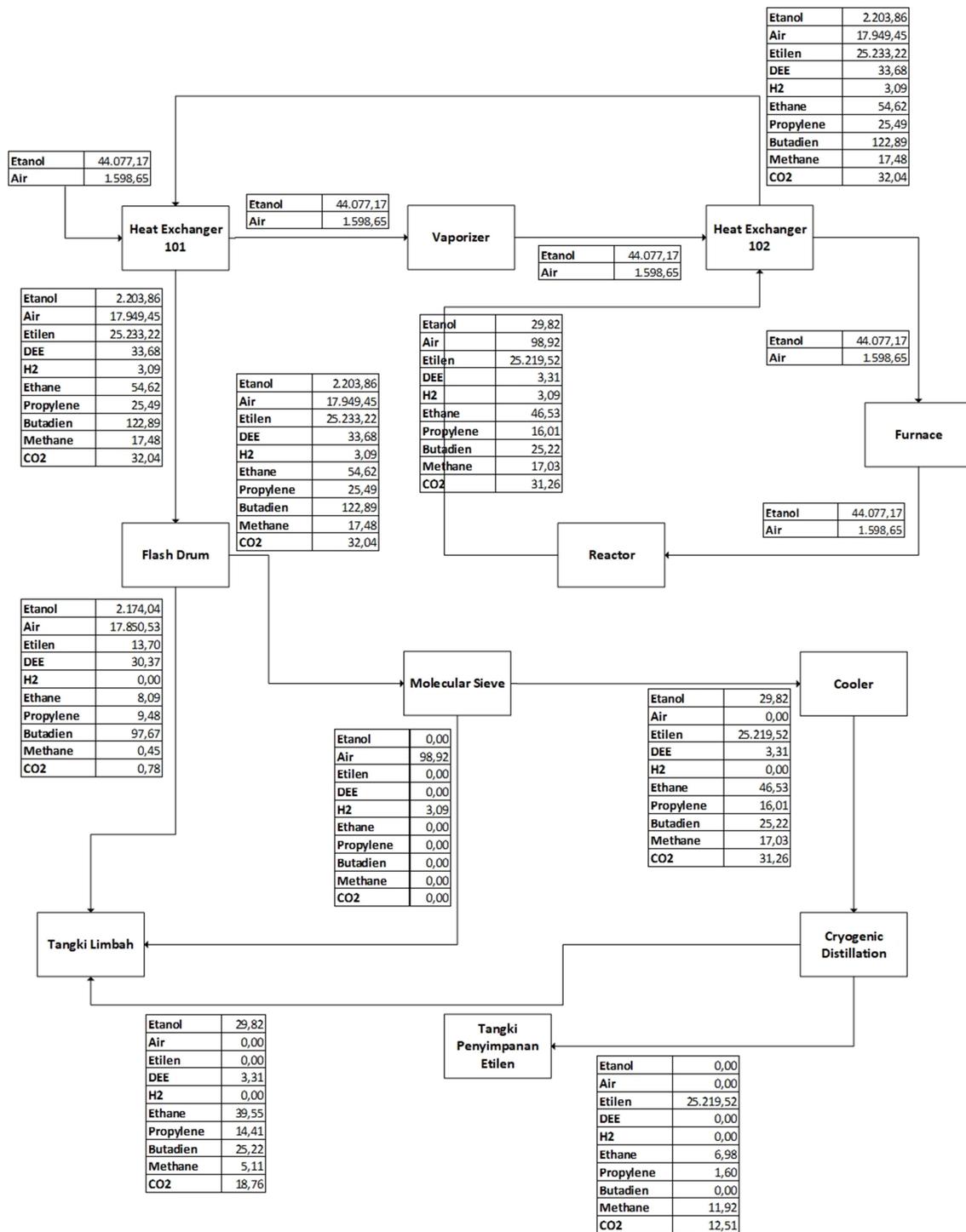
beroperasi pada suhu yang sangat rendah, sehingga keberadaan air dalam aliran dapat membahayakan peralatan karena titik beku air yang cukup tinggi dibandingkan komponen lain dalam aliran (Mohsenzadeh dkk, 2017).

Proses pemurnian pada distilasi kriogenik bertujuan untuk menghilangkan pengotor lain seperti sisa etanol serta produk samping dietil eter, metana, etana, propilen, 1,3-Butadiena, dan karbon dioksida. Distilasi dilakukan pada kondisi operasi dengan temperature *feed* -24,14°C, temperatur *bubble* -19,58°C dan temperature *dew point* -28,70°C dan tekanan 22 atm. Produk etilen akan keluar sebagai aliran distilat dengan kemurnian 99,86 %vol, sedangkan pengotor lainnya akan terpisah sebagai aliran bottom. Kemudian produk akan disimpan di dalam tangki penyimpanan bertekanan 22 atm.

3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif Massa

Perhitungan neraca massa ditujukan untuk menentukan laju alir dan komposisi dari masing-masing aliran. Proses pembuatan etilen berbahan baku etanol menggunakan metode dehidrasi dengan kapasitas 200.000 ton/tahun menggunakan bahan baku etanol dengan kemurnian 96,5%. Pabrik beroperasi 24 jam per hari selama 330 hari per tahun.

Kebutuhan umpan etanol didapatkan dengan menghitung secara stoikiometri untuk menghasilkan produk etilen sebesar 901,88 kmol/jam. Perhitungan dilakukan dengan menggunakan reaksi stoikiometri pembentukan etilen dengan konversi 95% dengan selektivitas pembentukan etilen 99%. Hasil perhitungan neraca massa pada setiap proses dapat dilihat sebagai berikut.

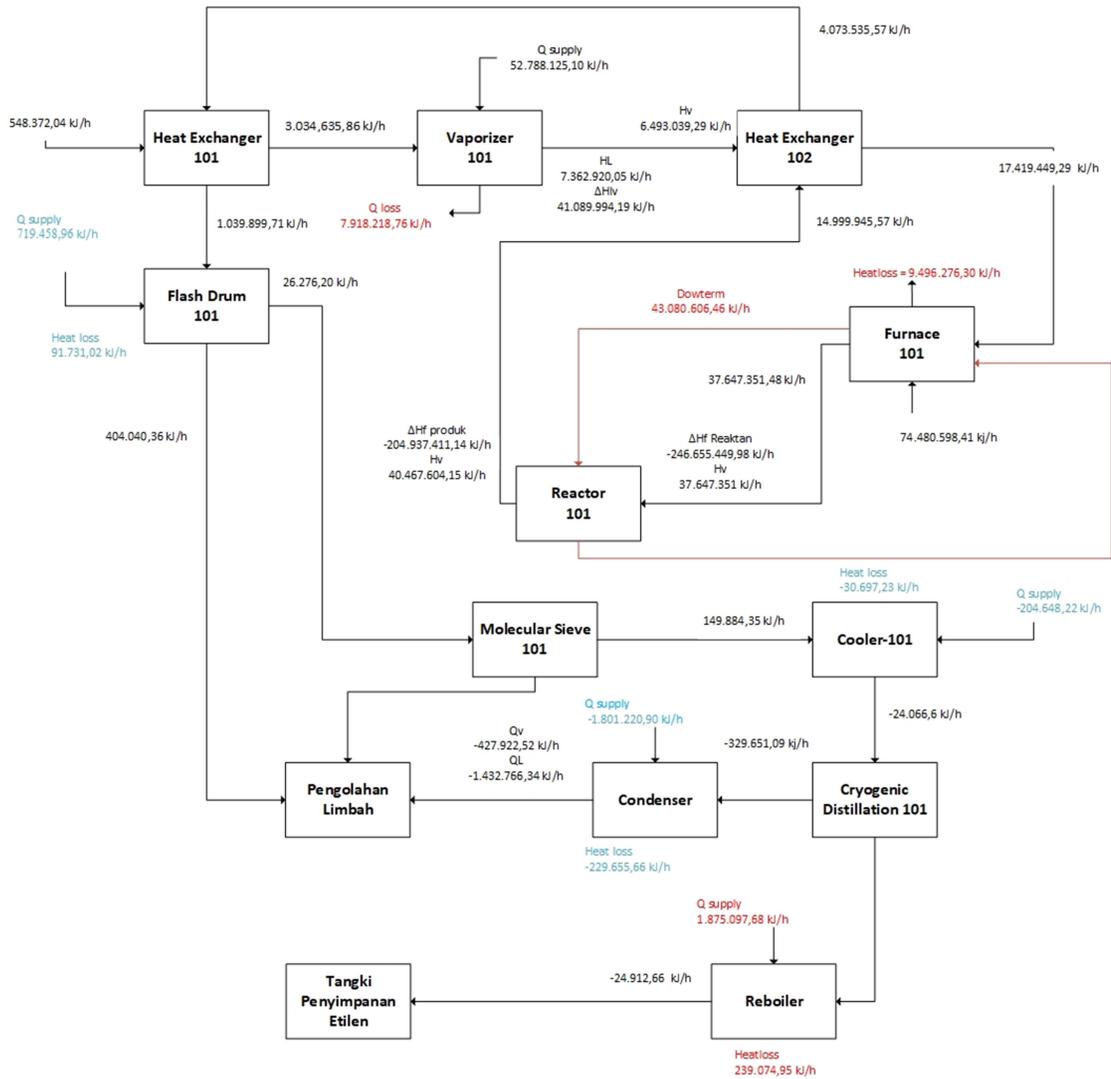


Gambar 3.2. Diagram Alir Kualitatif Massa

3.1.3 Diagram Alir Kuantitatif Energi

Diagram alir kuantitatif energi menunjukkan aliran energi untuk setiap unit yang memang ada panas masuk dan keluar. Perhitungan neraca energi ditujukan untuk mengetahui jumlah panas yang dibutuhkan atau dilepas dari setiap alat proses, sehingga kebutuhan pemanas (*steam*) atau pendingin (air pendingin atau *refrigerant*) dapat diketahui jumlahnya. Produk Etilen keluaran reaktor memiliki suhu yang tinggi dimanfaatkan panasnya pada *Heat Exchanger* HE-101 dan HE-102 untuk memanaskan umpan Etanol sehingga bisa mengurangi beban panas dari *Vaporizer* VR-101 dan *Furnace* F-101

Reaksi Dehidrasi etanol merupakan reaksi endotermis atau melepaskan panas, Reaktor dirancang isotermis dengan pemanas *Dowtherm* untuk menjaga suhu masuk dan keluaran reaktor sama. Hasil perhitungan neraca energi pada setiap proses dapat dilihat sebagai berikut.



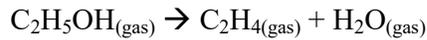
Gambar 3.3 Diagram Alir Kualitatif Energi

3.1.4 Sistem Pengendalian Alat Utama

Pengendalian alat bertujuan untuk mempertahankan variable yang dikendalikan pada nilai yang diinginkan, sehingga proses dapat terus berjalan optimum. Alat-alat utama pada proses dehidrasi etanol yaitu

3.1.4a Reaktor (R-101)

Reaksi utama adalah dehidrasi etanol yang menghasilkan etilen sesuai pada persamaan berikut :



Proses ini berlangsung pada kondisi operasi dengan temperatur 430°C dan tekanan 6,86 atm. Pada proses ini juga terjadi reaksi samping sehingga kondisi operasi harus dipertahankan agar nilai selektivitas sesuai dengan yang diinginkan dan menghasilkan produk akhir yang sesuai spesifikasi produk. Reaksi yang terjadi bersifat endotermis sehingga variabel penting yang perlu di kendalikan yaitu temperature, maka dari itu pada Reaktor (R-101) dilengkapi dengan *Temperature Indicator Control (TIC)* untuk menjaga suhu reaksi agar tetap sesuai dengan suhu operasi. TIC ini akan memberikan sinyal kepada valve *heat transferred fluid* atau HTF (dowtherm A) untuk mengatur laju alir dari HTF tersebut untuk segera mengembalikan temperature operasi.

3.1.4.b Furnace-101

Alat utama lainnya yang perlu dilengkapi dengan system pengendalian yaitu Furnace. Furnace (fired heater) adalah suatu peralatan yang digunakan untuk memanaskan fluida kerja di dalam tube hingga mencapai suhu yang dibutuhkan pada proses berikutnya dengan menggunakan sumber panas yang berasal dari pembakaran bahan bakar Natural gas secara terkendali oleh burner di dalam fire box. Alat ini berfungsi untuk menaikkan temperature bahan baku etanol yang sudah berupa gas dari temperatur 240°C menjadi 430°C.

Konstruksi dasar furnace biasanya terdiri dari ruang baja yang berbentuk persegi panjang atau silinder yang dilapisi dengan bata tahan api, sedangkan pipa-pipa pembuluh yang digunakan merupakan baja tahan karat atau baja paduan khusus untuk suhu tinggi dengan konfigurasi penyusunan tube dapat dilakukan secara vertikal maupun horizontal pada dinding furnace. Furnace terdiri dari dua bagian utama yaitu bagian yang menerima panas secara konveksi (convection section) dari panas yang terbawa oleh aliran flue gas dan bagian yang menerima panas langsung secara radiasi (radiation section atau combustion chamber) dari panas reaksi pembakaran bahan bakar.

Perpindahan panas yang terjadi di dalam furnace menggunakan panas radiasi dan panas konveksi dengan sekitar 70% beban proses diserap di daerah radiasi dan 30% diserap di daerah konveksi. Fluida yang akan dipanaskan terlebih dahulu masuk ke dalam convection section untuk menghindari terjadinya termally shock karena pertambahan suhu yang tiba-tiba

kemudian fluida akan dialirkan ke radiation section hingga mencapai suhu yang diinginkan. (Pertamina, 2010)

Alat ini perlu dilengkapi dengan system pengendalian *Temperatur Control (TC)*. Besar kecilnya nilai akan diterima dalam bentuk sinyal elektrik oleh sensor, dan akan diteruskan menuju alat penunjuk, kemudian sinyal diteruskan menuju transduser untuk diubah menjadi sinyal pneumatic yang akan memberikan sinyal kepada valve bahan bakar untuk mengatur laju alir bahan bakar *furnace*.

3.1.4.c Distilasi

Alat utama lainnya yang perlu dilengkapi dengan system pengendalian yaitu Distilasi. Alat ini berfungsi untuk memurnikan produk etilen sehingga memiliki kemurnian 99,86% vol. Alat ini perlu dilengkapi dengan system pengendalian *Temperatur Control (TC)*. Besar kecilnya nilai akan diterima dalam bentuk sinyal elektrik oleh sensor, dan akan diteruskan menuju alat penunjuk, kemudian sinyal diteruskan menuju transduser untuk diubah menjadi sinyal pneumatic yang akan memberikan sinyal kepada valve *refrigerant* untuk mengatur laju alir refrigerant untuk mengatur temperature operasi.

3.1.5 Kebutuhan Utilitas

Utilitas merupakan bagian penting untuk mendukung kegiatan operasional pabrik. Utilitas yang dibutuhkan pada Pabrik Etilen yaitu meliputi.

1. Unit Penyediaan Air

Kebutuhan air dibagi menjadi beberapa bagian besar sesuai dengan table berikut.

Tabel 3.2 Tabel kebutuhan Utilitas Air Pabrik Etilen

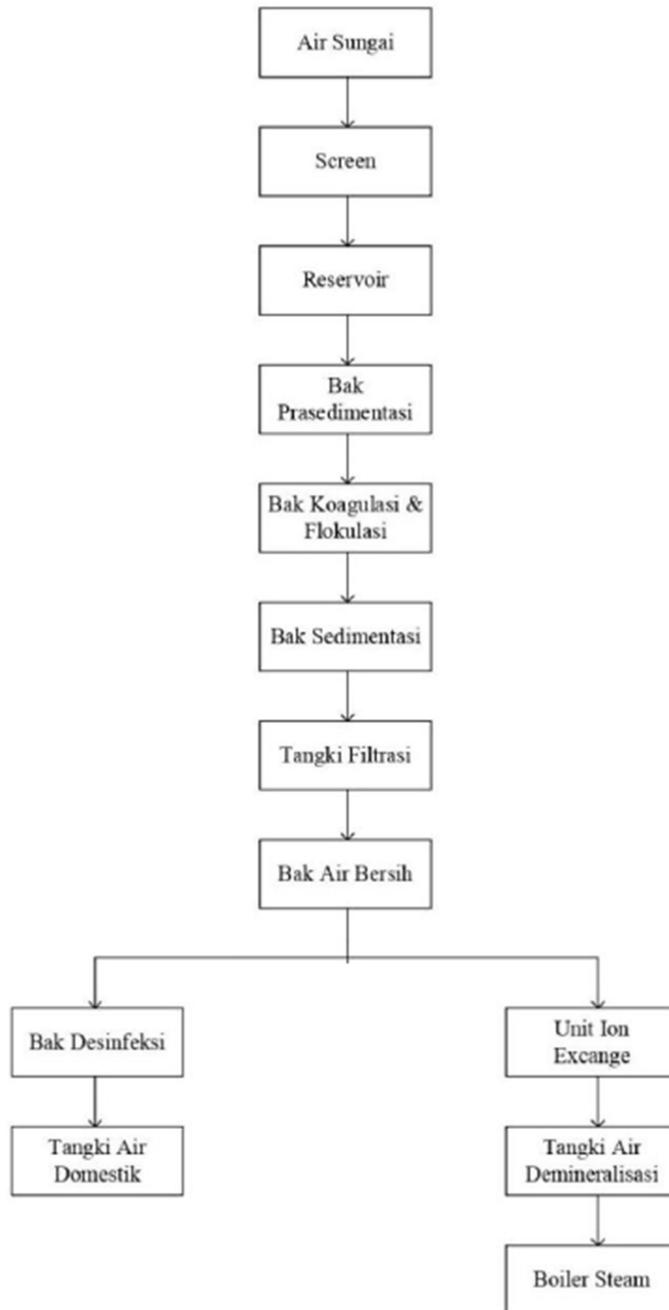
No	Kebuthan Air	Star Up (Kg/jam)	Kontinyu (Kg/jam)
1	Air Umpan Boiler	33.589,5	-
2	Make Up Boiler		3.358.95
3	Air Pendingin	329,5	329,5
4	Air Domestik	451,774	451,774
Total		33356,941	3709,312

2. Unit Penyediaan Steam

Tabel 3.3 Tabel Kebutuhan *Steam*

No	Alat	Kebutuhan Steam (Kg/h)
1	Vaporizer	25.471,82
2	Reboiler	903,30
Total Kebutuhan Steam		26.375,122
Total Kebutuhan Steam + Safety factor 10%		29.012,635

3. Unit Pengolahan Air



Gambar 3.4 Diagram Alir Unit Pengolahan Air

Unit pengolahan air terbagi beberapa tahapan di antaranya:

- a. Screen filter, yang berfungsi menyaring kotoran seperti kayu, daun, ranting, dan lain-lain
- b. Reservoir, berfungsi untuk menampung air yang keluar dari saringan atau screen filter
- c. Bak Pra sedimentasi, berfungsi sebagai tempat mengendapkan kotoran kotoran pada air sungai
- d. Bak Koagulasi dan flokulasi berfungsi sebagai tempat mengikat partikel partikel padat dalam air sungai dengan penambahan bahan kimia koagulan, yaitu Alumunium Sulfat ($Al_2(SO_4)_3$)
- e. Bak Sedimentasi berfungsi sebagai tempat mengendapkan kotoran yang mempunyai ukuran partikel yang sangat halus
- f. Tangki Filtrasi, dengan sand filter yang berfungsi untuk menyaring material tersuspensi dalam air
- g. Bak Penampung air bersih berfungsi untuk menampung air bersih setelah tahap filtrasi
- h. Bak Desinfeksi berfungsi untuk menjernihkan air, membunuh bakteri dan membersihkan kotoran dalam air
 $2NaCl + 2 H_2O \rightarrow H_2 + Cl_2 + 2 NaOH$
- i. Ion Exchange berfungsi menghilangkan ion dari dalam air
Reaksi pertukaran kation:
 $2 NaR + CaCl_2 \rightarrow CaR + 2 NaCl$
Reaksi pertukaran anion:
 $2 RCl + Na_2SO_4 \rightarrow R_2SO_4 + 2 NaCl$
- j. Penyaluran air bersih untuk kebutuhan domestic, media cooling tower, boiler, dan air proses melalui tahapan demineralisasi dengan ion exchange

4. Unit Penyediaan Listrik

Tabel 3.4 Tabel Kebutuhan Listrik

Pemakaian Listrik	Daya (HP/jam)
Daya untuk Proses	2.564,93
Daya untuk Penunjang	8,1

Total Daya	2.573,03
Total daya + Safety Factor 10%	2830,36
Total Daya dalam KWH	2.110,58

5. Unit Penyediaan *Refrigerant*

Refrigerant yang digunakan pada pabrik etilen adalah Propilen R-1270 dengan rumus molekul C_3H_6 . *Refrigerant* digunakan untuk media pendingin pada *Cooler 1* (C-101), distilasi kriogenik (DC-101) dan *chiller*. R-1270 pada tekanan 1 atm memiliki titik didih sebesar $-48^\circ C$. Pemilihan R-1270 karena tidak mengandung *Ozone Depleting Potential* (ODP) yang dapat menimbulkan terjadinya pemanasan global, sehingga dapat dikatakan ramah lingkungan (Widodo dan Mokhammad, 2019). Selain itu, R-1270 tidak bersifat toksik dan memiliki performa yang baik, sehingga ideal untuk digunakan. (<https://www.boconline.co.uk/>). Kebutuhan *refrigerant* ditunjukkan pada table berikut ini.

Tabel 3.5. Kebutuhan Refrigerant pada Pabrik Etilen

No	Alat	Kebutuhan <i>Refrigerant</i> (Kg/h)
1	<i>Cooler-101</i>	1.776,37
2	<i>Kondenser Distillation Cryogenic</i>	81.633,14
3	<i>Chiller</i>	220,25
Total Kebutuhan <i>Refrigerant</i>		83.629,76

6. Penyediaan Bahan Bakar

Bahan Bakar yang dibutuhkan pada pabrik etilen ini yaitu Solar dan Natural Gas. Solar digunakan sebagai bahan bakar boiler dan *Generator* sebagai sumber listrik Cadangan. Sedangkan Natural Gas digunakan sebagai bahan bakar pada *Furnace*.

Tabel 3.6 Kebutuhan Bahan Bakar pada Pabrik Etilen

Bahan Baku	Kebutuhan
Solar (lt/hari)	69.773,93
Natural gas (kg/hari)	37.928,54

7. Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang dihasilkan dari Proses Dehidrasi Etanol yaitu berupa sisa etanol dan air serta produk samping dari proses. Selain itu juga terdapat limbah padat yaitu katalis ZSM-5. Keduanya akan dikumpulkan terlebih dahulu yang selanjutnya akan diserahkan kepada pihak ketiga untuk diolah lebih lanjut. Biaya untuk pengolahan limbah dihitung dengan dasar perhitungan sesuai Peraturan Pemerintah No.52 Tahun 2008 tentang Jenis dan Tarif atas Penerimaan Negara Bukan Pajak yang Berlaku pada Kementerian Negara Lingkungan Hidup. Jumlah Limbah yang dihasilkan adalah sebagai berikut.

Tabel 3.7 Jumlah Limbah dari Proses Dehidrasi Etanol

No.	Jenis Limbah	Nama Alat	Jumlah Limbah
1.	Padat - Sisa katalis ZSM-5	Reaktor	8823,29 kg/tahun
2.	Cair - Aliran bawah <i>Flash Drum</i> - Aliran bawah <i>Molecular Sieve</i> - Aliran keluaran <i>reboiler pada distilasi kriogenik</i>	<i>Flash Drum</i> <i>Molecular Sieve</i> <i>Reboiler</i>	160.008.393,6 kg/tahun 4.519.920 kg/tahun 1.078.591.578 kg/tahun

3.2 Tata Letak Alat

Perencanaan tata letak peralatan merupakan salah satu bagian penting dari perencanaan Pembangunan pabrik. Pengaturan tata letak alat ini bertujuan agar alur proses produksi berjalan lancar dan efisien, memberikan keleluasaan, keamanan, keselamatan, serta kenyamanan bagi karyawan saat bekerja, serta memperkecil berhentinya produksi akibat kerusakan mesin. Dalam penyusunan tata letak alat proses, terdapat dua tipe, yaitu :

1. *Product or line layout*

Tipe ini mengatur tata letak alat berdasarkan produk atau aliran semua unit operasi sesuai dengan urutan proses produksi. Tata letak tipe ini biasanya digunakan pada pabrik yang memproduksi satu jenis produk dalam jumlah besar dan mempunyai tipe proses kontinyu.

2. *Process or functional layout*

Tipe ini mengatur tata letak berdasarkan proses atau fungsi, peralatan tidak diatur sesuai dengan urutan operasi tetapi diatur sesuai dengan sifat atau jenis operasi. Biasanya digunakan pada pabrik yang memproduksi lebih dari satu jenis produk.

Pada pabrik etilen yang akan didirikan ini menggunakan tipe tata letak *product or line layout* yaitu didasarkan pada urutan aliran proses Dimana peralatan dipisahkan dengan jarak yang cukup sehingga memungkinkan pengoperasian dan pemeliharaan yang aman tanpa membuang ruang. Dalam menyusun tata letak alat, terdapat beberapa hal yang menjadi pertimbangan tata letak pgn, yaitu :

- Pertimbangan ekonomis

Untuk meminimumkan biaya konstruksi dilakukan dengan menempatkan peralatan proses yang memberikan sistem perpipaan sependek mungkin diantara alat-alat proses, sehingga akan mengurangi biaya variable.

- Kemudahan operasi

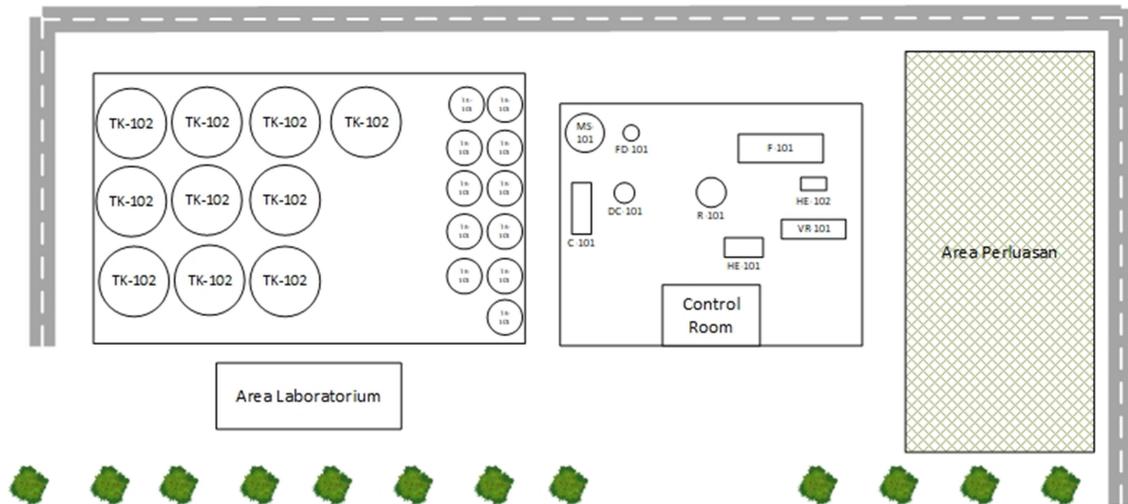
Perencanaan tata letak alat disesuaikan dengan urutan proses dan kemudahan mengalirnya fluida dari suatu alat ke alat yang lain. Selain itu, letak tiap alat diusahakan dapat memberikan kemudahan bergerak para pekerja dalam melaksanakan aktivitas produksi.

- Kemudahan pemeliharaan.

Perencanaan tata letak alat juga diusahakan dapat memberikan kemudahan dalam pemeliharaan alat-alat proses. Penempatan alat yang baik akan memberikan ruang gerak yang cukup untuk memperbaiki dan membersihkan peralatan tanpa membuang ruang yang ada.

- Keamanan

Peralatan yang memiliki temperatur tinggi dilengkapi dengan isolator, sehingga tidak membahayakan pekerja, Selain itu, disediakan pintu keluar Cadangan atau darurat, sehingga memudahkan para pekerja untuk menyelamatkan diri jika terjadi keadaan darurat.



Gambar 3.5 Tata Letak Alat

3.3 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik (*layout*) dapat didefinisikan sebagai tata cara pengaturan fasilitas-fasilitas pabrik guna menunjang kelancaran proses produksi. Menurut Moran (2017), penerapan tata letak yang baik atau *good layout practice* dapat mendukung tercapainya keseimbangan antara persyaratan keselamatan, ekonomi, perlindungan publik dan lingkungan konstruksi, pemeliharaan, operasi, ruangan untuk perluasan di masa mendatang, dan kebutuhan proses serta mempertimbangkan kondisi rona lingkungan, undang-undang dan peraturan khusus negara dan persepsi publik.

Menurut Baasel 1987 hal pertama yang harus dilakukan adalah menentukan arah angin di are letak pabrik. Rencana Lokasi Pabrik yaitu di daerah Tarahan Kec. Kabitung Kab. Lampung Selatan. Menurut BMKG Provinsi Lampung, rata-rata arah angin di Lampung Selatan yaitu dari Tenggara ke Selatan. Arah angin ini akan menentukan tata letak pabrik.

Selain itu, ada beberapa faktor lain yang perlu diperhatikan dalam menentukan tata letak pabrik antara lain.

1. Kemudahan dalam operasi dan proses yang disesuaikan dengan kemudahan dalam pemeliharaan alat serta kemudahan dalam mengontrol hasil produksi
2. Distribusi utilitas yang tepat dan ekonomis
3. Keselamatan kerja

4. Memberikan kebebasan bergerak yang cukup leluasa di antara peralatan proses dan peralatan yang menyimpan bahan-bahan berbahaya
5. Adanya kemungkinan perluasan pabrik
6. Masalah pengolahan limbah pabrik agar tidak mencemari lingkungan
7. Penggunaan ruang yang efektif dan ekonomis.

Berdasarkan faktor di atas, maka tata letak pabrik etilen ini direncanakan sebagai berikut :

1. Area Perkantoran, Teknik dan Perawatan, serta Gudang

Area perkantoran diletakkan depan yang merupakan daerah pusat kegiatan administrasi pabrik serta fasilitas lain seperti mushola, ruangan laktasi dan gudang domestik. Selain itu, area perkantoran ditempatkan berdekatan dengan fasilitas yang tersedia untuk karyawan seperti masjid, lapangan, kantin yang pada lantai atasnya merupakan ruangan loker karyawan, serta area K3LH yang didalamnya termasuk klinik.

Area teknik dan perawatan merupakan tempat segala kegiatan yang berhubungan dengan perbaikan, Gudang Teknik, dan laboratorium uji maupun laboratorium penelitian dan pengembangan. Diantara area Teknik dan perawatan serta produksi ditempatkan Gudang sehingga memberikan kemudahan akses.

Titik berkumpul atau *assembly point* untuk keadaan darurat ditempatkan di beberapa titik diantara area perkantoran dan area produksi agar akses mudah untuk seluruh karyawan.

2. Area Produksi

Area produksi ini terdiri dari area penyimpanan, area proses dan area pemurnian. Ketiga area ini diletakkan di lahan terpisah serta memiliki jarak dari area perkantoran. Area ini diletakkan pada posisi bertentangan dengan arah angin pada rona lingkungan sehingga dalam keadaan darurat seperti kebakaran, maka angin tidak saling mengarah ke area perkantoran untuk alasan *safety*. Area proses diletakkan pada lokasi yang memudahkan pemasokan bahan baku dari tempat penyimpanan dan pengiriman produk ke area penyimpanan produk, sedangkan area penyimpanan diletakkan di daerah yang mudah dijangkau oleh peralatan pengangkutan.

3. Area Utilitas dan Pengolahan Limbah

Area utilitas dan pengolahan limbah diletakkan pada bagian belakang pabrik. Area utilitas terdiri atas penyediaan air, tenaga listrik, dan pemanas. Area utilitas ini idealnya diberi jarak 75 m dari area proses untuk alasan *safety*. Sedangkan area pengolahan limbah

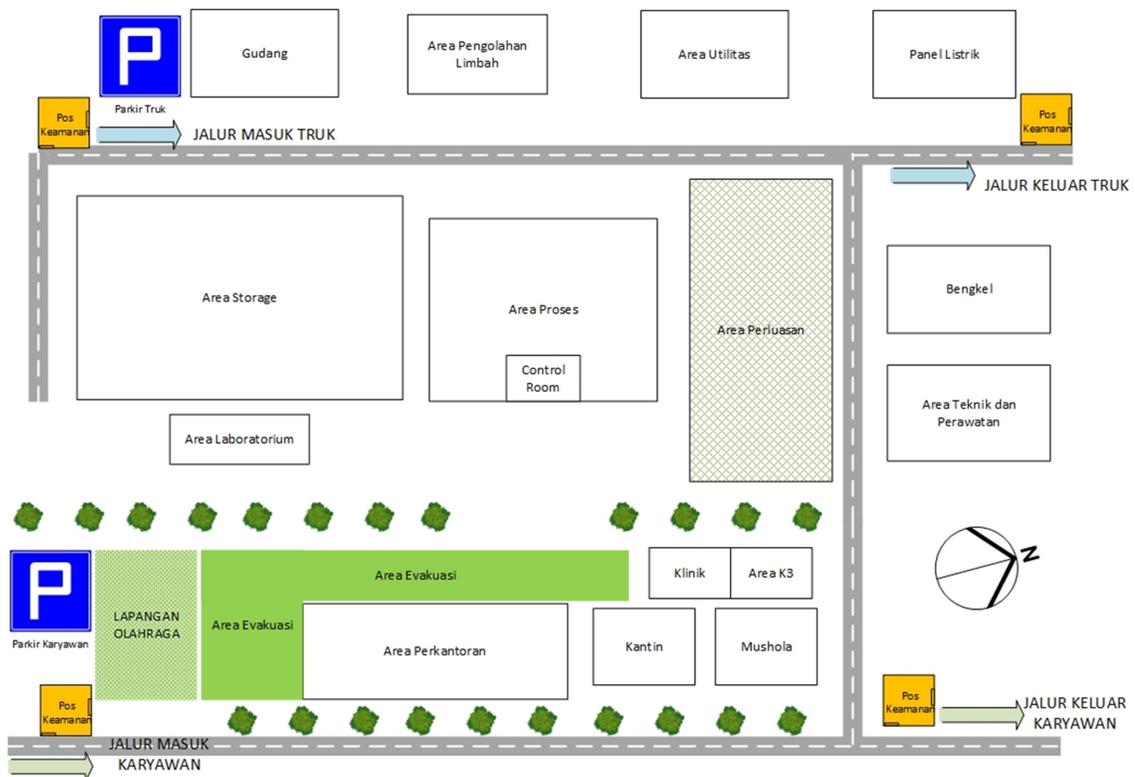
merupakan tempat penyimpanan limbah sementara sebelum kemudian diserahkan ke pihak ketiga untuk dikelola lebih lanjut.

4. Fasilitas Jalan dan Parkir

Fasilitas jalan dan parkir untuk memuat bahan baku dan produk disesuaikan dengan area penyimpanan yang diatur agar berdekatan dengan jalan. Ruas jalan dibuat 7,3 meter sebagai ukuran yang ideal untuk akses jalan truk agar dapat berpapasan (Mobley, 2010). Selain fasilitas untuk kebutuhan memuat bahan baku dan produk, disediakan lahan parkir yang luasnya disesuaikan dengan jumlah karyawan dan kebutuhan lainnya.

5. Area Perluasan

Area perluasan disiapkan untuk kemungkinan adanya penambahan kapasitas produksi yang berpengaruh pada perluasan area pabrik maupun kebutuhan Perusahaan dalam memenuhi pengembangan di masa yang akan datang.



Gambar 3.4 Layout Tata Letak Pabrik

BAB 4

SPEKIFIKASI ALAT

4.1 Peralatan Proses

Peralatan proses yang terdapat pada pabrik Etilen dibagi menjadi alat perlakuan awal bahan baku, peralatan proses utama, dan peralatan pemisahan dan pemurnian produk. Peralatan pada proses perlakuan awal bahan baku dimulai dari tangka penyimpanan bahan baku, kemudian *heat exchanger -101*, *Vaporizer-101*, *kompresor-101*, *heat exchanger-102*. dan terakhir adalah *Furnace-101*. Pada proses utama yaitu Reaktor-101. Dan pada proses pemisahan dan pemurnian yaitu *Flash Drum-101*, *Molecular Sieve-101*, *Kompresor-102*, *Cooler-101*, *Cryogenic Distillation-101*, *Reboiler-101*, *Condenser-101*, *Kompresor-103*, dan *Tangki Penyimpanan Bahan Baku (TK-102)*, dan *Tangki Penyimpanan Limbah Cair (TK-103)*.

4.1.1 Tangki Penyimpanan Bahan Baku Etanol (TK-101)

- | | | |
|-----------------------------------|---|---|
| a. Tipe Tangki / Atap | : | Tangki Silinder dengan dasar datar (<i>flat bottom</i>) / <i>Torispherical</i> |
| b. Kapasitas bahan | : | 45.675,82 kg/jam |
| c. Fungsi alat | : | Tempat menyimpan bahan baku etanol 96,5% untuk 3 hari. |
| d. Volume Tangki | : | 352,63 m ³ |
| e. Kondisi operasi | | |
| Temperatur (°C) | : | 30°C |
| Tekanan (atm) | : | 1 atm |
| f. Dimensi | : | Dimensi tangki : <ul style="list-style-type: none">- Diameter luar : 6,16 m- Tebal Shell : 0,0413 m- Tebal Head : 0,0286 m- Total Tinggi : 13,59 m |
| g. Bahan/material konstruksi alat | : | Carbon Steel SA-283 |
| h. Harga satuan | : | Rp 1.893.580.9959 |
| i. Jumlah alat | : | 13 |

4.1.2 Heat Exchanger (HE-101)

- a. Fungsi alat : Memanaskan bahan baku etanol dari temperature 30°C menjadi 57,19°C.
- b. Jenis alat : *Shell and Tube 1-2*
- c. Luas Pindah Panas : 75,42 m² / 811,87 ft²

SHELL

Fluida	Etanol (l)	Tekanan Masuk (Atm)	1
Laju Alir (Kg/h)	45.675,82	Diameter <i>Shell</i> (m)	0,787
Suhu masuk (°C)	30	Jumlah <i>Pass</i>	1
Suhu keluar (°C)	57,19	Jarak Antar <i>Baffle</i> (m)	0,315
<i>Baffle</i> Cut (%)	45		

TUBE

Fluida	<i>Gas Etilen</i>	<i>Pitch</i> (m)	0,0397
Suhu masuk (°C)	125,70	BWG	14
Suhu keluar (°C)	50	Jumlah <i>Pass</i>	2
Tekanan Masuk (atm)	6,71	Diameter Dalam (m)	0,02743
Jumlah <i>Tube</i>	252	Diameter Luar (m)	0,03175
Susunan	Triangular Pitch	Panjang (m)	3,048
Bahan	<i>Stainless steel</i>		

- e. Bahan/material konstruksi alat : Carbon Steel SA-285
- f. Harga satuan : Rp 878.122.159
- g. Jumlah alat : 1

4.1.3 Vaporizer (VR-101)

- a. Fungsi alat : Mengubah fasa bahan baku etanol daric air menjadi gas
- b. Jenis alat : *Kettle Reboiler*
- c. Luas Pindah Panas : 214,726 m² / 2311,311 ft²

		SHELL	
Fluida	Etanol ₍₁₎	Tekanan Masuk (Atm)	1
Laju Alir (Kg/h)	45.675,82	Diameter <i>Shell</i> (m)	1,631
Suhu masuk (°C)	57,19	Jumlah <i>Pass</i>	1
Suhu keluar (°C)	89,8		
<i>Buffle</i> Cut (%)	45		

		TUBE	
Fluida	Steam	<i>Pitch</i> (m)	38
Laju Alir (kg/h)	25.671.018	BWG	12
Suhu masuk (°C)	158,83	Jumlah <i>Pass</i>	2
Suhu keluar (°C)	158,83	Diameter Dalam (m)	0,0214
Tekanan Masuk (atm)	4	Diameter Luar (m)	0,0254
Jumlah <i>Tube</i>	441	Panjang (m)	6,1
Susunan	<i>Square Pitch</i>		

- e. Bahan/material konstruksi alat : Carbon Steel SA-285
- f. Harga satuan : Rp 1.808.265.773
- g. Jumlah alat : 1

4.1.4 Kompresor (Co-101)

- a. Tipe Alat : Sentrifugal
- b. Fungsi alat : Menaikan tekanan bahan baku etanol gas dari 1 atm menjadi 6,86
- c. Kondisi operasi
 - Tekanan masuk (atm) : 1
 - Tekanan keluar (atm) : 6,86
 - Temperatur masuk (°C) : 89,8
 - Temperatur keluar (°C) : 114,39
- d. Efisiensi politropik (%) : 74

- e. Daya Kompresor (HP) : 159,15
- f. Harga satuan : Rp 1.754.163.459
- g. Jumlah alat : 1

4.1.5 Heat Exchanger (HE-102)

- a. Fungsi alat : Memanaskan bahanbaku etanol dari temperature 114,39°C menjadi 240°C.
- b. Jenis alat : *Shell and Tube 1-4*
- c. Luas Pindah Panas : 182,81 m² / 1967,75 ft²

SHELL			
Fluida	Etanol (l)	Tekanan Masuk (Atm)	6,86
Laju Alir (Kg/h)	45.675,82	Diameter <i>Shell</i> (m)	0,9906
Suhu masuk (°C)	114,39	Jumlah <i>Pass</i>	1
Suhu keluar (°C)	240	Jarak Antar <i>Buffle</i> (m)	0,39624
<i>Buffle</i> Cut (%)	45		

TUBE			
Fluida	<i>Gas Etilen</i>	<i>Pitch</i> (m)	0,03969
Suhu masuk (°C)	430	BWG	14
Suhu keluar (°C)	125,7	Jumlah <i>Pass</i>	4
Tekanan Masuk (atm)	6,86	Diameter Dalam (m)	0,02743
Jumlah <i>Tube</i>	382	Diameter Luar (m)	0,03125
Susunan	Triangular <i>Pitch</i>	Panjang (m)	4,877
Bahan	<i>Stainless steel</i>		

- e. Bahan/material konstruksi alat : Carbon Steel SA-285
- f. Harga satuan : Rp 628.419.175
- g. Jumlah alat : 1

4.1.6 Furnace (F-101)

Perhitungan desain *furnace* menggunakan Metode Lobo & Evans (Evans, 1980) dan (Kern, 1965). Berdasarkan Kern, diketahui desain *furnace* untuk *Average Flux Radiant Section* sebesar 12.000 Btu/hr.ft². *Supply* panas *furnace* berasal dari pembakaran *fuel gas* dengan *excess* udara 25%. Kandungan panas LNG dengan LHV sebesar 47.129 kJ/kg.

- a. Jenis Alat : *Fire Box Furnace*
- b. Fungsi alat : Menaikan temperature bahan baku etanol gas

dari 240°C menjadi 430°C

- c. Kondisi operasi
- | | | |
|--|---|------------------|
| Tekanan (atm) | : | 6,86 atm |
| Temperatur Masuk bagian Konveksi (°C) | : | 230 (Gas Etilen) |
| Temperatur Keluar bagian Konveksi (°C) | : | 430 (Gas Etilen) |
| Temperatur Masuk bagian Radiasi (°C) | : | 450 (Dowtherm) |
| Temperatur Keluar bagian Radiasi (°C) | : | 435 (Dowtherm) |
| Laju alir umpan (F) konveksi | : | 45.675,82 kg/h |
| Laju alir umpan (F) radiasi | : | 527.046,57 kg/h |
- d Radian Section
- | | | |
|-------------------------------------|---|---------------|
| Beban Panas (kJ/h) | : | 63.311.860,26 |
| Luas Pindah Panas (m ²) | : | 464,57 |
| Temperatur Firebox (°C) | : | 1093,3 |
- e Convection Section
- | | | |
|-------------------------------------|---|------------|
| Beban Panas (kJ/h) | : | 27.705.874 |
| Luas Pindah Panas (m ²) | : | 61,9 |
| Temperatur bagian panas (°C) | : | 791,78 |
| Temperatur bagian dingin (°C) | : | 335,55 |
| Panas melalui Stack (kJ/h) | : | 134.921 |
- f. Dimensi
- | | | |
|---|---|-------------------------|
| : | : | - Luas pindah panas : |
| | | - Lebar : 3,25 m |
| | | - Tinggi : 6,5 m |
| | | - Panjang : 9,74 m |
| | | - Jumlah Tube = 38 |
| | | - Diameter Tube = 0,4 m |
- g. Bahan/Material Kontruksi Alat : Carbon Steel SA-285
- h. Harga satuan : Rp 30.829.995.036
- i. Jumlah alat : 1

4.1.7 Reaktor (R-101)

Proses pembuatan etilen dengan bahan baku etanol diproses dengan menggunakan satu reaktor. Reaksi berlangsung dengan nilai *Weight Hourly space velocity* sebesar 5 jam⁻¹ pada tekanan 6,86 atm dengan suhu umpan masuk 430°C dan suhu keluar 430°C. Reaksi yang

terjadi pada reaktor tersebut bersifat endotermis dalam fasa gas, sehingga diperlukan *Heat Transfer Fluid* untuk mempertahankan suhu pada kondisi operasi yang telah ditentukan. *Heat Transfer Fluid* yang digunakan adalah *Dowtherm A* dengan suhu HTF masuk yaitu sebesar 450°C dan keluar pada suhu 430°C. Katalis yang digunakan pada proses pembuatan etilen adalah Zeolite ZSM-5.

Desain reaktor mengikuti konsep *fixed bed multitube reactor* jenis *shell and tube heat exchanger* dengan tahapan desain mengacu pada literatur (Coulson, 2005) dimana reaktan bereaksi didalam *tube-tube* yang berisi katalis dan aliran *Heat Transfer Fluid* mengalir di dalam sisi *shell*. Hal-hal penting dalam perancangan reaktor adalah menentukan tebal *shell*, tebal *head*, volume reaktor, dimensi panjang dan lebar reaktor. Perhitungan detail perancangan alat reaktor dapat dilihat pada lampiran 4.

- a. Jenis alat : *Fixed Bed Multitube*
- b. Kapasitas bahan (kg/h) : 45.675,82
- c. Fungsi alat : Tempat berlangsungnya proses dehidrasi etanol menjadi etilen
- d. Volume Reaktor : 35 m³
- e. Kondisi operasi :
 - Temperatur (°C) : 430°C
 - Tekanan (atm) : 6,86 atm
- f. Dimensi (*misal diameter dan tinggi vessel/tangki, kapasitas pompa atau kompresor, luas area perpindahan panas, diameter shell dan panjang untuk HE*) : Dimensi :
 - Diameter luar : 2,438 m
 - Tebal Shell : 0,019 m
 - Tebal Head : 0,0254 m
 - Total Tinggi : 7,873 m
- g. Bahan/material konstruksi alat : Stainless Steel 316
- h. Harga satuan : Rp 5.256.247.804
- i. Jumlah alat : 1

4.1.8 Flash Drum (FD-101)

- a. Jenis alat : *Flash Drum*
- b. Kapasitas bahan (kg/h) : 45.675,82
- c. Fungsi alat : Memisahkan produk gas etilen dari produk samping sehingga kemurnian produk 98 vol

		%
d. Volume Alat	:	1,54 m ³
e. Kondisi operasi	:	6,56
Temperatur (°C)	:	30°C
Tekanan (atm)	:	
f. Dimensi	:	Dimensi tangki :
		- Diameter : 0,813 m
		- Tebal Shell : 0,00953 m
		- Tebal Head : 0,011 m
		- Total Tinggi : 3,36 m
g. Bahan/material konstruksi alat	:	Carbon Steel SA-283
h. Harga satuan	:	Rp 216.1409.252
i. Jumlah alat	:	1

4.1.9 Molecular Sieve

Kolom *Molecular Sieve* (MS) digunakan untuk memisahkan produk etilen dengan produk samping berupa air dan hidrogen. Air dan gas hydrogen yang terkandung dalam aliran produk akan diserap oleh adsorben berjenis zeolite 3A. Aliran yang sudah tidak mengandung produk samping berupa air dan hydrogen kemudian masuk ke dalam kolom distilasi kriogenik (DC-101). Desain perancangan alat *Molecular Sieve* mengacu pada literatur Brown (1950)

a. Jenis alat	:	<i>Flash Drum</i>
b. Kapasitas bahan (kg/h)	:	25.490,73
c. Fungsi alat	:	Memisahkan produk gas etilen dari kandungan air dan gas H ₂ secara keseluruhan
d. Volume Alat	:	70 m ³
e. Kondisi operasi	:	
Temperatur (°C)	:	30°C
Tekanan (atm)	:	6,41 atm
f. Dimensi	:	Dimensi tangki :
		- Diameter luar : 3,02 m
		- Tebal Shell : 0,01905 m
		- Tebal Head : 0,01905 m