

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar belakang

Perkembangan sektor industri di Indonesia menunjukkan tren pertumbuhan yang signifikan dan berperan penting dalam mendukung pembangunan ekonomi nasional. Industri pengolahan, khususnya industri kimia dan petrokimia, menjadi salah satu sektor strategis karena mampu memberikan nilai tambah tinggi terhadap sumber daya alam serta menopang berbagai industri hilir. Berdasarkan data Badan Pusat Statistik, industri pengolahan nonmigas secara konsisten memberikan kontribusi besar terhadap Produk Domestik Bruto (PDB) nasional serta berperan penting dalam penciptaan lapangan kerja dan peningkatan nilai ekspor (Badan Pusat Statistik, 2024).

Industri petrokimia memiliki posisi fundamental dalam struktur industri nasional karena menyediakan bahan baku utama bagi berbagai sektor industri, seperti industri plastik, kemasan, tekstil, otomotif, konstruksi, dan barang konsumsi. Salah satu produk dasar terpenting dalam industri petrokimia adalah etilen, yang digunakan sebagai bahan baku utama dalam pembuatan polietilena, etilen oksida, etilen glikol, serta berbagai produk turunan lainnya. Produk-produk tersebut banyak dimanfaatkan dalam kehidupan sehari-hari dan menjadi komponen penting dalam rantai pasok industri. Seiring dengan meningkatnya pertumbuhan industri manufaktur dan konsumsi masyarakat, kebutuhan etilen di Indonesia terus mengalami peningkatan dari tahun ke tahun.

Namun demikian, kemampuan produksi etilen dalam negeri masih terbatas. Hingga saat ini, produksi etilen di Indonesia masih didominasi oleh teknologi *steam cracking* berbasis nafta yang memiliki konsumsi energi tinggi serta ketergantungan besar terhadap minyak bumi. Ketergantungan ini menimbulkan berbagai permasalahan, antara lain fluktuasi harga bahan baku, tingginya biaya produksi, serta risiko pasokan akibat dinamika pasar global (Layritz dkk., 2021). Kondisi tersebut mendorong perlunya pengembangan rute produksi etilen alternatif yang lebih efisien, berkelanjutan, dan sesuai dengan potensi sumber daya alam Indonesia.

Indonesia memiliki potensi sumber daya gas alam yang besar untuk mendukung pengembangan industri petrokimia nasional. Berdasarkan publikasi statistik migas terbaru, cadangan gas alam Indonesia pada tahun 2024 tercatat sekitar 54,76 TSCF, dengan cadangan terbukti sekitar 35,30 TSCF. Gas alam merupakan sumber daya yang diperoleh dari ladang gas bumi dan sebagian besar tersusun atas komponen utama metana (CH_4). Keberadaan cadangan gas alam ini menunjukkan bahwa Indonesia memiliki peluang besar untuk mengembangkan pemanfaatan gas alam tidak hanya sebagai bahan bakar, tetapi juga sebagai bahan baku industri kimia bernilai tambah tinggi.

Selain dimanfaatkan sebagai sumber energi, gas alam juga dapat diolah menjadi berbagai produk strategis seperti LNG, amonia, dan metanol. Metanol merupakan salah satu produk turunan gas alam yang memiliki peranan penting dalam industri petrokimia, karena dapat dikonversi lebih lanjut menjadi olefin, khususnya etilen dan propilen. Pemanfaatan gas alam melalui jalur produksi metanol hingga olefin menjadi salah satu alternatif yang potensial untuk mengurangi ketergantungan industri petrokimia terhadap minyak bumi. Saat ini, produksi olefin (etilen dan propilen) di Indonesia masih bergantung pada proses konvensional seperti cracking nafta dan FCC. Industri etilen nasional masih terpusat pada PT Chandra Asri Petrochemical dengan kapasitas produksi etilen sekitar 900.000 ton per tahun. Namun demikian, kapasitas tersebut masih belum mampu memenuhi kebutuhan nasional yang terus meningkat, sehingga Indonesia masih mengalami defisit pasokan dan ketergantungan impor. Oleh karena itu, pembangunan pabrik olefin baru dengan memanfaatkan gas alam melalui teknologi alternatif seperti Methanol to Olefins (MTO) menjadi langkah strategis untuk memperkuat ketahanan industri petrokimia nasional dan meningkatkan nilai tambah sumber daya gas bumi (Yang dkk., 2019).

Proses *Methanol to Olefin* (MTO) merupakan teknologi yang memungkinkan konversi metanol menjadi etilen dan propilen dengan selektivitas yang tinggi menggunakan katalis berbasis silikoaluminofosfat, khususnya SAPO-34. Teknologi ini telah dikembangkan dan diaplikasikan secara komersial di berbagai negara, terutama di wilayah yang memiliki ketersediaan gas alam atau

batubara dalam jumlah besar. Keunggulan utama proses MTO meliputi fleksibilitas bahan baku, efisiensi konversi yang tinggi, serta kemampuannya mengurangi ketergantungan terhadap minyak bumi sebagai sumber bahan baku olefin.

Salah satu teknologi MTO yang telah terbukti secara komersial adalah teknologi yang dikembangkan oleh UOP bekerja sama dengan Norsk Hydro. Teknologi UOP-MTO menggunakan reaktor *fluidized bed* yang dilengkapi dengan sistem regenerasi katalis secara kontinu, sehingga mampu mengatasi permasalahan deaktivasi katalis akibat pembentukan kokas dan menjaga stabilitas operasi jangka panjang. Berdasarkan kajian literatur, teknologi ini mampu mencapai konversi metanol yang sangat tinggi dengan total selektivitas etilen dan propilen mencapai sekitar 75–80% serta telah diimplementasikan pada skala industri dengan kapasitas ratusan ribu ton per tahun.

Dari sisi ekonomi, pengembangan pabrik etilen berbasis gas alam memiliki peran strategis dalam memperkuat struktur industri nasional dan meningkatkan daya saing Indonesia di tingkat global. Etilen merupakan salah satu produk petrokimia dengan volume produksi dan nilai perdagangan terbesar di dunia, sehingga ketersediaannya sangat menentukan keberlanjutan industri hilir. Ketergantungan terhadap impor etilen dan produk turunannya dapat memengaruhi neraca perdagangan serta meningkatkan risiko terhadap fluktuasi harga dan gangguan rantai pasok global. Oleh karena itu, peningkatan kapasitas produksi etilen domestik menjadi langkah penting untuk mengurangi ketergantungan impor dan meningkatkan nilai tambah sumber daya alam dalam negeri.

Selain itu, pengembangan industri etilen sejalan dengan kebijakan pemerintah Indonesia dalam mendorong hilirisasi industri dan pemanfaatan sumber daya alam secara optimal. Pemerintah menekankan pentingnya pengolahan bahan baku domestik menjadi produk bernilai tambah tinggi guna menciptakan efek berganda bagi perekonomian nasional. Pemanfaatan gas alam melalui proses *Methanol to Olefin* (MTO) merupakan salah satu bentuk konkret dari strategi hilirisasi tersebut, karena memungkinkan transformasi gas alam menjadi produk petrokimia dasar yang selanjutnya dapat diolah menjadi berbagai produk turunan bernilai ekonomi tinggi.

Dengan mempertimbangkan meningkatnya kebutuhan etilen domestik, keterbatasan produksi etilen berbasis nafta, ketersediaan gas alam sebagai bahan baku alternatif, serta dukungan kebijakan pemerintah terhadap hilirisasi industri, maka pra-rancangan pabrik etilen dari gas alam melalui proses *Methanol to Olefin* menggunakan teknologi UOP perlu dilakukan sebagai langkah awal untuk mendukung pengembangan industri petrokimia nasional yang berkelanjutan dan berdaya saing.

1.2 Rumusan Masalah

Etilen digunakan sebagai bahan baku pada industri kimia seperti *ethylene oksida*, *polyethylene*, *ethylene benzene*, vinilklorida, dan *ethylene glycol*. Saat ini, total kapasitas produksi ethylene sebagai bahan baku monomer sebagai *polyethylene* (PE). Berdasarkan data statistik kebutuhan etilen yang semakin mengalami peningkatan setiap tahun, sehingga perlu dilakukan suatu prarancangan pabrik etilen.

1.3 Tujuan Perancangan Pabrik

Tujuan perancangan pabrik Etilen dari bahan baku gas alam melalui proses *Methanol to Olefin* (MTO) menggunakan teknologi *Universal Oil Products* (UOP) adalah untuk menerapkan disiplin ilmu teknik kimia khususnya di bidang pra-rancangan proses dan operasi teknik kimia sehingga dapat memberikan gambaran kelayakan pendirian pabrik pembuatan etilen. Selain itu, perancangan ini juga bertujuan untuk membantu memenuhi kebutuhan etilen di Indonesia yang terus meningkat seiring dengan perkembangan industri petrokimia.

1.4 Manfaat Perancangan Pabrik

Berdasarkan dari tujuan prarancangan pabrik pembuatan Etilen maka manfaat dari prarancangan pabrik Etilen yang akan diperoleh adalah sebagai berikut:

1. Berkontribusi dalam pemenuhan kebutuhan etilen di dalam negeri sehingga dapat mengurangi ketergantungan terhadap impor.

2. Membuka peluang terciptanya lapangan kerja baru bagi masyarakat serta mendukung pemerataan pembangunan, yang pada akhirnya dapat meningkatkan kesejahteraan dan taraf hidup masyarakat.
3. Menyediakan informasi dan gambaran teknis mengenai prarancangan pabrik etilen yang menggunakan proses *Methanol to Olefin* (MTO) sebagai rute produksinya.

1.5 Batasan Masalah

Prarancangan pabrik etilen direncanakan memproduksi etilen dengan kapasitas 300.000 Ton/Tahun dengan pertimbangan kebutuhan dalam negeri dan ketersediaan bahan baku. Bahan baku utama yang digunakan dalam produksi etilen adalah gas alam yang diperoleh dari sumber gas alam dalam negeri. Proses produksi yang dipilih adalah proses *Methanol to Olefin* (MTO), yang bertujuan untuk menghasilkan etilen dengan kemurnian produk sebesar 99%.

1.6 Ketersediaan Bahan Baku

Berdasarkan bagian pemilahan proses produksi etilen, akan digunakan proses methanol to olefin dengan menggunakan lisensi UOP-Hydro. Bahan baku utama dari proses yang dipilih adalah gas alam. Gas alam nantinya akan diolah menjadi syngas yang nantinya akan diolah menjadi methanol sehingga akhirnya dapat dibentuk menjadi olefin. Gas alam sendiri merupakan sumber daya alam melimpah yang dapat ditemukan di berbagai daerah di Indonesia. Menurut Kementerian ESDM, (2021) Indonesia memiliki Indonesia memiliki potensi cadangan gas alam sebesar 62,39 TSCF.

1.7 Kapasitas Produksi

Berdasarkan Fan dkk., (2013), etilen menduduki takhta sebagai senyawa organik paling banyak diproduksi dalam industri kimia. Hal ini dikarenakan permintaan global yang tinggi untuk senyawa ini. Etilen memiliki peran penting sebagai bahan baku dalam pembuatan berbagai produk, seperti sebagai bahan baku

untuk polimer seperti polietilena yang ditemukan di sebagian besar plastik, atau bahan kimia surfaktan seperti etilen oksida atau etilen glikol.

1.7.1 Impor Etilen

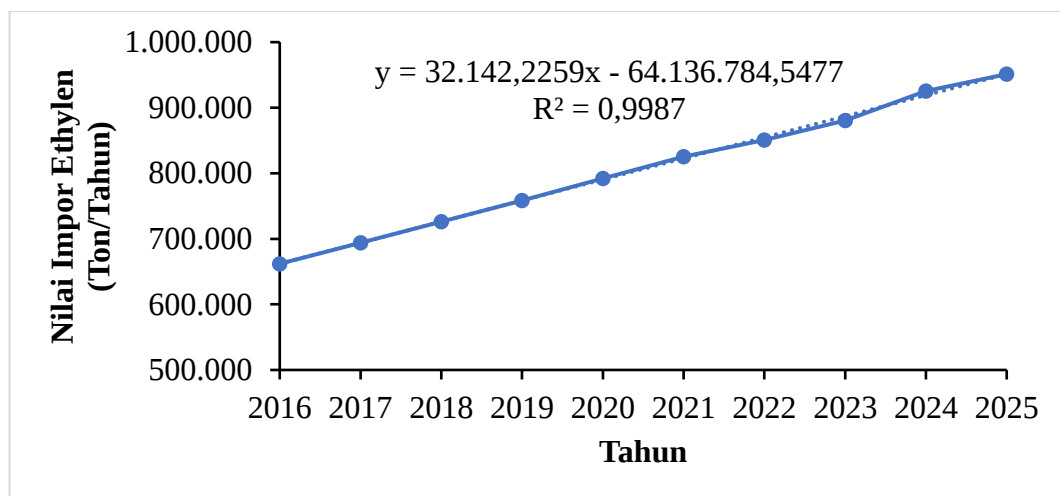
Berikut ini perkembangan data impor Etilen dari tahun 2016-2025 dapat dilihat pada Tabel 1.1 dibawah ini:

Tabel 1.1 Data Impor Dari Tahun 2016-2025

Tahun	Nilai Impor Etilen (Ton/Tahun)
2016	661.942,8381
2017	694.085,0640
2018	726.227,2898
2019	758.369,5157
2020	792.258,4290
2021	825.237,5120
2022	850.633,5370
2023	880.526,3490
2024	925.325,1400
2025	951.222,8710

Sumber: (Badan Pusat Statistik, 2026)

Untuk memudahkan interpretasi data dari Badan Pusat Statistik dapat kita lihat pada Gambar 1.1.



Gambar 1.1 Grafik Nilai Impor Etilen 2016-2025

Dari Gambar 1.1 didapatkan kebutuhan impor etilen pada tahun 2026-2035 melalui persamaan regresi linear yang diperoleh yaitu:

$$y = 32.142,2259 x - 64.136.784,5766$$

Dimana:

y = Impor (Ton/Tahun)

x = Tahun

Sehingga data nilai impor etilen dapat dilihat pada Tabel 1.2 sebagai berikut.

Tabel 1.2 Hasil Ekstrapolasi Nilai Impor Etilen 2026-2035

Tahun	Nilai Impor Etilen (Ton/Tahun)
2026	983.365,0969
2027	1.015.507,3228
2028	1.047.649,5487
2029	1.079.791,7746
2030	1.111.934,0005
2031	1.144.076,2264
2032	1.176.218,4522
2033	1.208.360,6781
2034	1.240.502,9040
2035	1.272.645,1299

Dari hasil prediksi kebutuhan etilen di Indonesia pada tahun 2029 tersebut adalah 1.079.791,7745 ton/tahun.

1.7.2 Ekspor Etilen

Berikut ini perkembangan data ekspor Etilen dari tahun 2022-2024 dapat dilihat pada Tabel 1.3 dibawah ini:

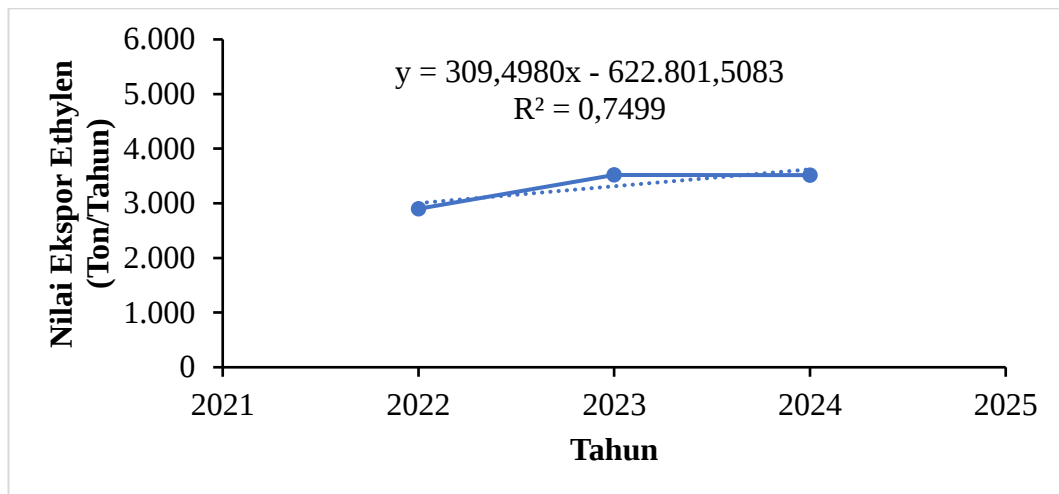
Tabel 1.3 Data Ekspor Etilen Dari Tahun 2022-2024

Tahun	Nilai Ekspor Etylen (Ton/Tahun)
2022	2.900,2540

Tahun	Nilai Ekspor Ethylen (Ton/Tahun)
2023	3.519,3330
2024	3.519,2500

Sumber: (Badan Pusat Statistik, 2026)

Untuk memudahkan interpretasi data dari Badan Pusat Statistik dapat kita lihat pada Gambar 1.2.



Gambar 1.2 Grafik Nilai Ekspor Etilen 2021-2024

Dari Gambar 1.2 didapatkan kebutuhan ekspor etilen pada tahun 2029 melalui persamaan regresi linear yang diperoleh yaitu:

$$y = 309,4980 x + 622.801,5083$$

Dimana:

y = Impor (Ton/Tahun)

x = Tahun

Sehingga data nilai ekspor etilen dapat dilihat pada Tabel 1.4 sebagai berikut.

Tabel 1.4 Hasil Ekstrapolasi Nilai Ekspor Etilen 2025-2035

Tahun	Nilai Ekspor Ethylen (Ton/Tahun)
2025	3.931,9417
2026	4.241,4397

Tahun	Nilai Ekspor Ethylen (Ton/Tahun)
2027	4.550,9377
2028	4.860,4357
2029	5.169,9337
2030	5.479,4317
2031	5.788,9297
2032	6.098,4277
2033	6.407,9257
2034	6.717,4237
2035	7.026,9217

Dari data Tabel 1.4 dapat diketahui bahwa nilai ekspor etilen di Indonesia pada tahun 2029 tersebut adalah 5.169,9337 ton/tahun.

1.7.3 Produksi Etilen

Produksi etilen di Indonesia terpusat pada satu perusahaan, PT. Chandra Asri Petrochemical, dengan kapasitas produksi mencapai 900.000 ton per tahun. Berdasarkan hal tersebut, diprediksikan bahwa produksi etilen di Indonesia pada tahun 2025 akan tetap stabil di angka 900.000 ton per tahun (PT Chandra Asri Pacific Tbk, 2017).

1.7.4 Konsumsi Etilen

Akumulasi konsumsi etilen di Indonesia dapat dilihat pada Tabel 1.5 sebagai berikut:

Tabel 1.5 Kapasitas Konsumsi Etilen di Indonesia

Jenis	Kapasitas Konsumsi Etilen (ton)			Total (ton)
	PT. Chandra Asri Petrochemical	PT. Lotte chemical titan	AGC Group PT Asahimas Chemical	
LLDPE	400.000	200.000		600.000
HDPE	336.000	250.000		586.000

Jenis	Kapabilitas Konsumsi Etilen (ton)			Total (ton)
	PT. Chandra Asri Petrochemical	PT. Lotte chemical titan	AGC Group PT Asahimas Chemical	
Styrene Monomer	340.000			340.000
Ethylene Dichloride			1.140.000	1.140.000
Total (Ton)				2.666.000

Sumber: (PT Chandra Asri Pacific Tbk, 2023)

1.7.5 Perhitungan Kebutuhan Pasar

Kebutuhan bersih etilen pada tahun 2029 yaitu:

Impor = 1.079.791,7746

Ekspor = 5.169,9337

Produksi = 900.000

Konsumsi = 2.666.000

$KB = (Ekspor + Konsumsi) - (Impor + Produksi)$ (Pamungkas dkk., 2024)

Kebutuhan Bersih = $(5.169,9337 + 2.666.000) - (1.079.791,7746 + 900.000)$
= 688.986 ton/tahun

1.7.6 Penentuan Kapasitas Produksi

Penentuan kapasitas produksi tidak hanya ditinjau dari kebutuhan bersih etilen saja, namun juga ditinjau dari kapasitas produksi pabrik etilen lain. Berikut merupakan data kapasitas produksi etilen dari pabrik etilen.

Tabel 1.6 Daftar Pabrik Produksi Etilen Di Dunia

Perusahaan	Lokasi	Ton/Tahun
Formosa Petrochemical Corporation	Mailiao, Taiwan,	2.935.000
Nova Chemicals Corporation	Joffre, Alberta, Canada	2.811.792
Arabian Petrochemical Company	Jubail, Saudi Arabia	2.250.000
ExxonMobil Chemical Company	Baytown, TX, USA	2.197.000
ChevronPhillips Chemical Company	Sweeny, TX, USA	1.865.000

Perusahaan	Lokasi	Ton/Tahun
Dow Chemical Company	Terneuzen, Netherlands	1.800.000
Ineos Olefins & Polymers	Chocolate Bayou, TX, USA	1.752.000
Equistar Chemicals LP	Channelview, TX, USA	1.750.000
Yanbu Petrochemical Company	Yanbu, Saudi Arabia	1.705.000
Equate Petrochemical Company	Shuaiba, Kuwait	1.650.000
Braskem	Triunfo, Brazil	200.000
Dow Chemical Company	Santa Vitoria, Brazil	190.000
Solvay Indupa	Santo Andre, Brazil	60.000

Sumber: (Fan dkk., 2013)

Jika ditinjau dari data tersebut, kapasitas produksi pabrik etilen yang ditentukan berdasarkan perkiraan data kebutuhan bersih terhadap etilen pada tahun 2022 merupakan kapasitas yang termasuk rentang kapasitas produksi dari Produsen etilen yang sudah ada di dunia yaitu antara 60.000 sampai 2.935.000 ton/tahun.

Bahan baku utama yang digunakan dalam pembuatan etilen adalah gas alam. Pada prarancangan pabrik ini, gas alam direncanakan diperoleh dari sumber gas alam di dalam negeri, kemudian diproses lebih lanjut untuk menghasilkan methanol yang digunakan sebagai bahan baku pada proses produksi etilen.

Penentuan kapasitas produksi pabrik etilen disesuaikan dengan kebutuhan bersih etilen dan kapasitas produksi rata-rata dari produsen etilen yang sudah ada di dunia, serta ditinjau dari produksi bahan baku di dalam negeri yang terbatas. Berdasarkan perhitungan kebutuhan pasar pada tahun 2029 dapat diperkirakan kebutuhan bersih dengan hasil 688.986 ton/tahun. Kapasitas ditentukan dengan cara sebagai berikut.

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas Pabrik} &= 50 \% \times \text{Kebutuhan Bersih} \\
 &= 50 \% \times 691.378 \text{ ton/tahun} \\
 &= 344.689,0795 \text{ ton/tahun} \\
 &= 300.000 \text{ ton/tahun}
 \end{aligned}$$

Untuk mendukung kebutuhan etilen dalam negeri maka pada prarancangan pabrik etilen ini dipilih kapasitas produksi sebanyak 300.000 ton/tahun. Kapasitas

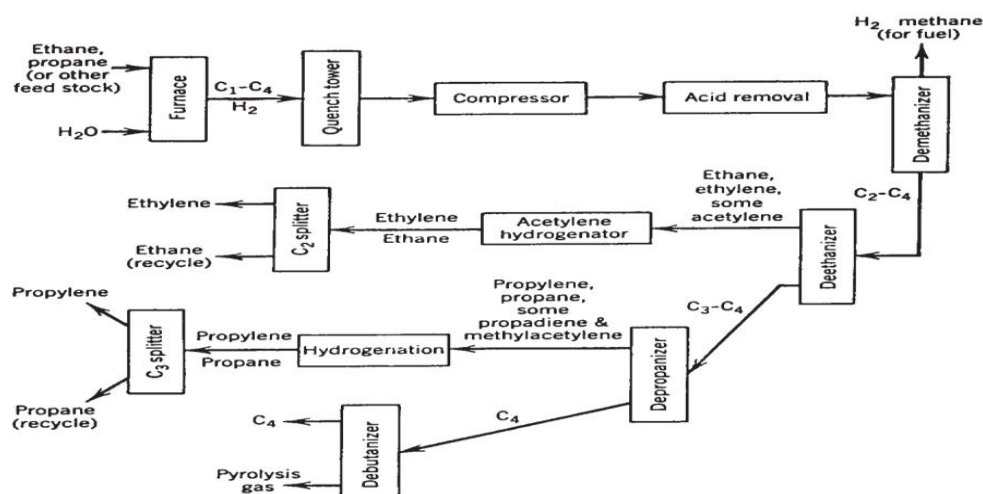
pabrik ditentukan sebesar 50% dari kebutuhan bersih. Penentuan ini didasarkan pada konsep *market fraction* yang dijelaskan dalam buku Peters dkk., (2003) dan Towler dan Sinnott, (2022). Dalam penentuan kapasitas ini, etilen dengan produksi 300.000 ton/tahun, hanya untuk memenuhi kebutuhan didalam negeri.

1.8 Pemilihan Proses

Etilen (C_2H_4) merupakan salah satu senyawa organik paling penting dalam industri petrokimia dan berperan sebagai bahan baku utama berbagai produk turunan seperti polietilena, etilen oksida, etilen glikol, stirena, dan vinil klorida. Secara fisik, etilen merupakan gas tidak berwarna, mudah terbakar, dengan titik didih $-103,7\text{ }^{\circ}\text{C}$ dan suhu pengapian sekitar $450\text{ }^{\circ}\text{C}$. Tingginya kebutuhan etilen dalam industri kimia mendorong pengembangan berbagai proses produksi etilen dengan karakteristik dan tingkat kematangan teknologi yang berbeda.

Berbagai metode produksi etilen telah dikembangkan, baik yang berbasis minyak bumi, gas alam, maupun bahan baku terbarukan. Oleh karena itu, pemilihan proses dalam pra-rancangan pabrik ini dilakukan dengan mempertimbangkan aspek teknis, ketersediaan bahan baku, efisiensi energi, serta kesesuaian dengan kondisi industri di Indonesia.

1.8.1 Pirolisis Hidrokarbon (*Thermal Cracking / Steam Cracking*)



Gambar 1.3 Flow Diagram Proses *Thermal Cracking* (Speight, 2002)

Proses *thermal cracking* atau *steam cracking* merupakan metode paling mapan dalam produksi etilen secara industri. Alur proses ini dapat dilihat pada

Gambar 1.3. Reaksi perengkahan terjadi akibat pemutusan ikatan C–C dan C–H pada hidrokarbon jenuh akibat pemanasan pada suhu sangat tinggi tanpa bantuan katalis. Bahan baku yang umum digunakan adalah etana atau nafta, yang dicampurkan dengan uap air sebelum masuk ke reaktor. Penambahan uap air berfungsi sebagai pengencer untuk menurunkan tekanan parsial hidrokarbon serta menghambat pembentukan kokas pada dinding reaktor.

Reaksi berlangsung di dalam reaktor tubular yang ditempatkan di dalam furnace. Waktu tinggal reaksi sangat singkat, umumnya kurang dari satu detik, untuk mencegah reaksi sekunder yang menghasilkan produk berat atau aromatik. Gas hasil reaksi keluar dari furnace pada suhu tinggi ($\pm 850\text{ }^{\circ}\text{C}$) kemudian segera didinginkan secara cepat di *transfer line exchanger* dan *quench tower* untuk menghentikan reaksi lanjutan.

Campuran gas selanjutnya dikompresi dan dialirkan ke unit pemurnian yang terdiri dari pemisahan gas asam, pengeringan, dan distilasi kriogenik. Pada tahap ini, fraksi ringan seperti hidrogen dan metana dipisahkan, sedangkan etilen dipisahkan dari etana untuk selanjutnya direcycle kembali ke furnace. Produk bawah kolom berupa fraksi C_3 dan C_4 dipisahkan lebih lanjut.

Kondisi operasi optimum pada proses ini:

- Suhu: $815\text{--}870\text{ }^{\circ}\text{C}$
- Tekanan: 1–3 bar
- Waktu tinggal: 0,1–0,5 detik
- Reaktor: tubular furnace

Reaksi utama:



Konversi etana berada pada kisaran 40–50% dengan kemurnian etilen 95–99%. Kelemahan utama proses ini adalah konsumsi energi yang sangat tinggi dan ketergantungan terhadap bahan baku berbasis minyak bumi.

Uji ekonomi awal pada proses *Thermal Cracking* ditunjukkan pada Tabel 1.7 berikut.

Tabel 1.7 Perhitungan Ekonomi Awal Proses *Thermal Cracking*

	Bahan Baku	Produk Utama	Produk Samping
	Etana (C ₂ H ₆)	Etilen (C ₂ H ₄)	Hidrogen (H ₂)
Berat Molekul	30,07 g/mol	28,05 g/mol	2,02 g/mol
Harga per kg	Rp 3.500	Rp 14.000	Rp 45.000
Kebutuhan	$1 \text{ mol} \times 30,07 \text{ g/mol} = 30,07 \text{ g} = 0,03007 \text{ kg}$ $0,03007 \text{ kg} \times \text{Rp } 3.500 = \text{Rp } 105,25$	$1 \text{ mol} \times 28,05 \text{ g/mol} = 28,05 \text{ g} = 0,02805 \text{ kg}$ $0,02805 \text{ kg} \times \text{Rp } 14.000 = \text{Rp } 392,70$	$1 \text{ mol} \times 2,02 \text{ g/mol} = 2,02 \text{ g} = 0,00202 \text{ kg}$ $0,00202 \text{ kg} \times \text{Rp } 45.000 = \text{Rp } 90,90$
Nilai Ekonomi	Rp 105,25	Rp 392,70	Rp 90,90

Sumber: (ICIS Chemical Business, 2024)

Perhitungan ekonomi (PE) awal pada proses *thermal cracking*:

PE = Nilai Produk – Nilai Reaktan

PE = (Nilai Etilen + Nilai H₂) – Biaya Bahan Baku

PE = (Rp 392,70 + Rp 90,72) – Rp 105,25

PE = Rp 378,17 (per mol etilen)

Jika dinyatakan per kg etilen:

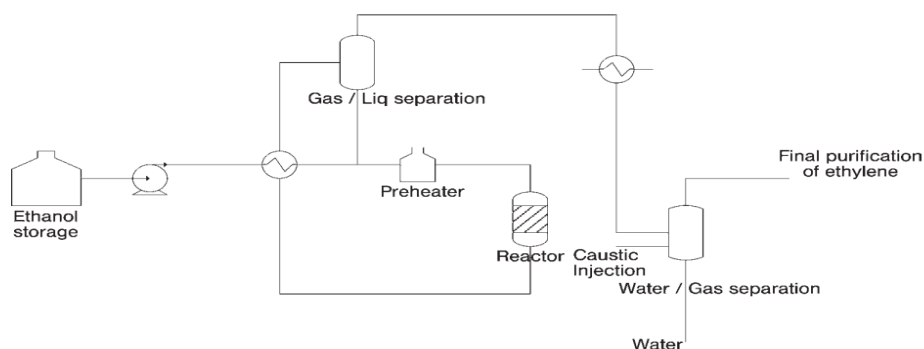
1 mol etilen = 0,02805 kg;

Keuntungan = Rp 378,17 / 0,02805
= Rp 13.481,46/kg etilen

%Keuntungan = (Rp 378,17 / Rp 105,25) × 100%
= 359,31%

1.8.2 Proses Dehidrasi Etanol

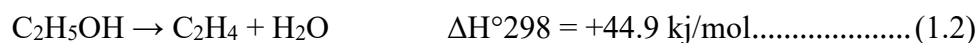
Dehidrasi etanol merupakan proses pembentukan etilen melalui reaksi penghilangan molekul air dari etanol dengan bantuan katalis asam. Etanol cair terlebih dahulu dipompa dan diuapkan, kemudian dipanaskan sebelum dialirkan ke dalam reaktor fixed bed multitubular yang berisi katalis seperti $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$ atau H-ZSM-5. Flow Diagram Proses Dehidrasi Etanol dapat dilihat pada Gambar 1.4.



Gambar 1.4 Flow Diagram Proses Dehidrasi Etanol (Zimmermann dan Walzl, 2012)

Di dalam reaktor, etanol mengalami dehidrasi membentuk etilen dan air. Selain reaksi utama, dapat terbentuk produk samping seperti dietil eter dan asetaldehida apabila kondisi operasi tidak dikontrol dengan baik. Oleh karena itu, pengaturan suhu dan waktu kontak menjadi faktor penting untuk memaksimalkan selektivitas etilen. Produk keluar reaktor berupa campuran gas etilen, uap air, dan etanol tak bereaksi. Campuran ini kemudian didinginkan dan dipisahkan dalam unit pemisahan gas-cair. Etanol yang tidak bereaksi direcycle kembali ke reaktor, sedangkan etilen dimurnikan lebih lanjut untuk mencapai kemurnian yang diinginkan. Kondisi operasi optimum pada proses ini terjadi pada suhu 200–400 °C dan tekanan 20-40 atm. Unit purifikasi lebih lanjut, diperlukan guna mendapatkan etilen dengan tingkat kemurnian yang diinginkan. Pemurnian dilakukan untuk menghilangkan senyawa aldehida, asam, hidrokarbon, dan CO₂ serta air yang terbentuk. Reaktor bekerja secara eksotermal dalam reaktor tubular dibantu katalis alumina. Sekarang pabrik etilen dari dehidrasi etanol masih bisa beroperasi di Brazil, India, Pakistan, dan Peru.

Reaksi utama:



Konversi etanol mencapai 98–100% dengan selektivitas etilen hingga 99,9%. Proses ini memerlukan energi lebih rendah dibanding *steam cracking*, namun keterbatasan ketersediaan etanol skala besar menjadi kendala utama. Adapun perhitungan ekonomi awal pada proses dehidrasi etanol dapat dilihat pada Tabel 1.8 sebagai berikut.

Tabel 1.8 Perhitungan Ekonomi Awal Proses Dehidrasi Etanol

	Bahan Baku	Produk Utama	Produk Samping
	Etanol (C₂H₅OH)	Etilen (C₂H₄)	Air (H₂O)
Berat Molekul	46,07 g/mol	28,05 g/mol	18,02 g/mol
Harga per kg	Rp 12.000	Rp 14.000	— (tidak bernilai jual)
Kebutuhan	1 mol × 46,07 g/mol = 46,07 g = 0,04607 kg 0,04607 kg × Rp 12.000 = Rp 552,84	1 mol × 28,05 g/mol = 28,05 g = 0,02805 kg 0,02805 kg × Rp 14.000 = Rp 392,70	1 mol × 18,02 g/mol = 18,02 g (tidak dimanfaatkan secara ekonomi)
Nilai Ekonomi	Rp 552,84	Rp 392,70	—

Sumber: (ICIS Chemical Business, 2024)

Perhitungan Ekonomi (PE) awal Proses Dehidrasi Etanol:

PE = Produk - Reaktan

PE = Nilai Produk – Biaya Bahan Baku

PE = Nilai Etilen – Nilai Etanol

PE = Rp 392,70 – Rp 552,84

PE = –Rp 160,14 (per mol etilen)

Jika dinyatakan per kg etilen:

1 mol etilen = 0,02805 kg;

Kerugian = –Rp 160,14 / 0,02805

= –Rp 5.709,45/kg etilen

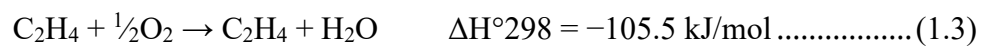
%Keuntungan = (–Rp 160,14 / Rp 552,84) × 100%

= –28,97%.

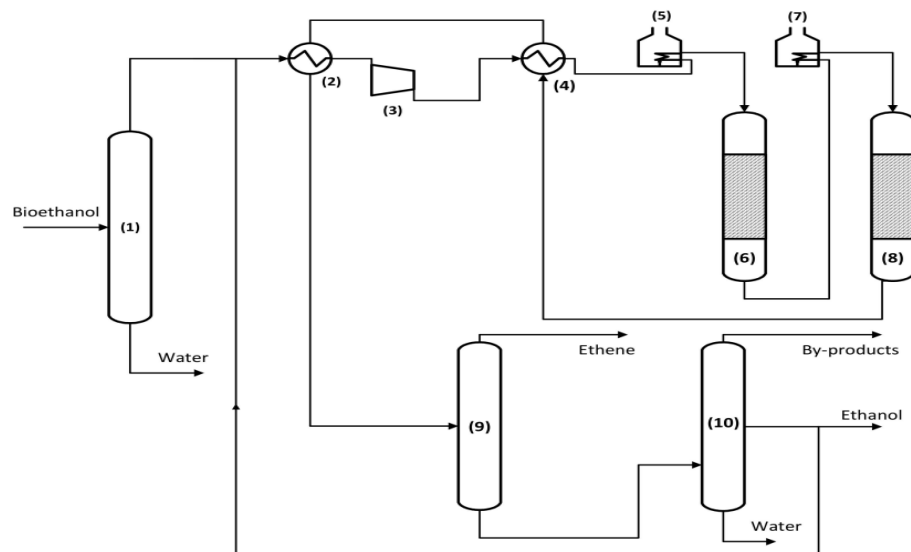
1.8.3 Proses Dehidrogenasi Ethane

Proses pembuatan etilena melalui dehidrogenasi etana merupakan salah satu metode yang efisien dan selektif dalam industri petrokimia. Dehidrogenasi etana melibatkan reaksi pemisahan hidrogen dari molekul etana (C₂H₆) untuk

menghasilkan etilena (C_2H_4). Reaksi ini bersifat endotermis dan umumnya berlangsung pada suhu tinggi, sekitar $300-900^{\circ}C$, dengan tekanan rendah, biasanya sekitar 1-3 atm. Proses ini memanfaatkan reaktor fixed-bed atau fluidized-bed yang dilengkapi dengan katalis berbasis logam seperti platinum, kromium oksida, atau katalis campuran lain yang dirancang untuk meningkatkan konversi dan selektivitas. Pada suhu tinggi dan tekanan rendah, etana mengalami reaksi dehidrogenasi menjadi etilena dan hidrogen. Secara kimia, reaksi yang terjadi adalah:



Konversi etana dalam proses ini bervariasi tergantung pada desain reaktor dan kondisi operasi, biasanya 80%. Yield etilena, mencapai 46% dari etana yang dikonversi, reaksi dehidrogenasi ini bersifat endotermis, diperlukan suplai energi yang besar untuk mempertahankan suhu reaksi yang tinggi. Diagram alir proses ini dapat dilihat pada Gambar 1.3.



Gambar 1.5 Produksi Etilen Dengan Proses Dehidrogenasi Etana (Borghet dkk., 2019)

Uji ekonomi awal pada proses Dehidrogenasi Etana ditunjukkan pada Tabel 1.9 berikut.

Tabel 1.9 Dehidrogenasi Etana

	Bahan Baku	Produk Utama	Produk Samping
	Etana (C_2H_6)	Etilen (C_2H_4)	Air (H_2O)
Berat Molekul	30,07 g/mol	28,05 g/mol	18,02 g/mol
Harga per kg	Rp 3.500	Rp 14.000	— (tidak bernilai jual)
Kebutuhan	1 mol $\times$ 30,07 g/mol = 30,07 g = 0,03007 kg 0,03007 kg $\times$ Rp 3.500 = Rp 105,25	yield 46%: 0,46 mol $\times$ 28,05 g/mol = 12,90 g = 0,01290 kg 0,01290 kg $\times$ Rp 14.000 = Rp 180,60	1 mol $\times$ 18,02 g/mol = 18,02 g (tidak dimanfaatkan secara ekonomi)
Nilai Ekonomi	Rp 105,25	Rp 180,60	—

Sumber: (ICIS Chemical Business, 2024)

Perhitungan Ekonomi (PE) awal proses dehidrogenasi etana:

$$PE = \text{Produk} - \text{Reaktan}$$

$$PE = (\text{Nilai Etilen} + \text{Nilai } H_2) - \text{Biaya Bahan Baku}$$

$$PE = (\text{Rp } 180,60 + \text{Rp } 41,81) - \text{Rp } 105,25$$

$$PE = \text{Rp } 117,16 \text{ (per mol etana, dengan yield etilen 46\%)}$$

Jika dinyatakan per kg etilen yang dihasilkan:

$$0,46 \text{ mol etilen} = 0,01290 \text{ kg};$$

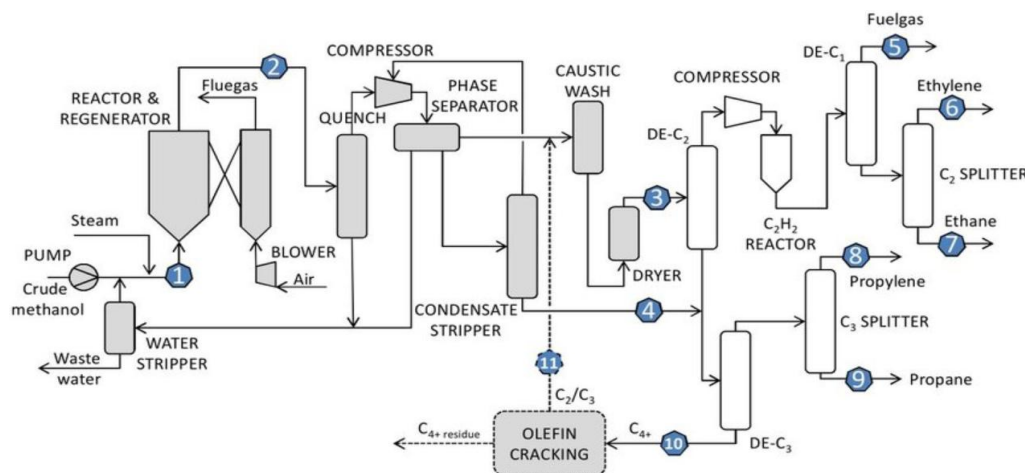
$$\begin{aligned} \text{Keuntungan} &= \text{Rp } 117,16 / 0,01290 \\ &= \text{Rp } 9.082,17/\text{kg etilen} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \% \text{Keuntungan} &= (\text{Rp } 117,16 / \text{Rp } 105,25) \times 100\% \\ &= 111,32\% \end{aligned}$$

Proses ini menghasilkan keuntungan positif meskipun yield etilen hanya 46%, karena harga bahan baku etana relatif murah. Namun, kebutuhan energi yang besar akibat sifat reaksi endotermis merupakan kendala ekonomi yang signifikan.

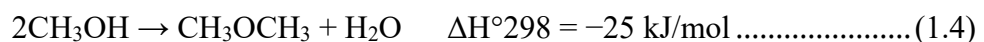
1.8.4 Proses *Methanol to Olefins* (MTO)

Proses *Methanol to Olefin* (MTO) merupakan proses konversi metanol menjadi olefin ringan, terutama etilen dan propilen, melalui reaksi katalitik pada temperatur menengah (berkisar 400–500 °C). Metanol yang digunakan umumnya diproduksi dari gas alam melalui proses reforming dan sintesis metanol, sehingga jalur ini sesuai untuk wilayah dengan ketersediaan gas alam yang melimpah.



Gambar 1.6 Diagram Proses *Methanol to Olefins* (MTO) (Keil, 1999)

Pada proses *Methanol to Olefins* (MTO), umpan *crude methanol* terlebih dahulu dipompa dan dialirkan menuju unit *water stripper* (aliran 1) untuk mengurangi kandungan air bebas serta pengotor ringan. Metanol yang telah dikondisikan kemudian dicampur dengan uap air (*steam*) sebelum memasuki reaktor, dengan tujuan membantu pengendalian temperatur reaksi dan menekan pembentukan kokas pada katalis selama operasi. Campuran metanol dan uap air selanjutnya dialirkan ke reaktor MTO tipe *fluidized bed* yang terintegrasi dengan unit regenerasi katalis. Reaktor ini beroperasi pada suhu sekitar 400–500 °C dan tekanan relatif rendah, yaitu 1–3 bar. Di dalam reaktor, metanol terlebih dahulu mengalami reaksi dehidrasi membentuk dimetil eter (DME) sebagai senyawa antara menurut reaksi:



Selanjutnya, DME dikonversi menjadi olefin ringan melalui mekanisme reaksi kompleks pada katalis SAPO-34. Secara keseluruhan, reaksi utama proses MTO dapat direpresentasikan secara global sebagai:



Dengan propilena terbentuk secara paralel sebagai produk samping melalui jalur reaksi lanjutan dari DME dan olefin ringan di dalam pori katalis.

Pada kondisi operasi tersebut, konversi metanol umumnya sangat tinggi, yaitu mendekati 100%, karena metanol bersifat sangat reaktif pada katalis MTO. Dari metanol yang terkonversi, total selektivitas olefin ringan (etilen dan propilena) berada pada kisaran 95–99%, sedangkan sisanya terbentuk sebagai hidrokarbon ringan lainnya serta produk samping dalam jumlah kecil. Distribusi produk olefin yang umum dijumpai adalah etilen sebagai produk utama dan propilena sebagai produk samping, dengan rasio etilen terhadap propilena yang dapat dikendalikan melalui pengaturan suhu reaktor, waktu tinggal reaksi, serta kondisi regenerasi katalis.

Selama proses berlangsung, katalis secara bertahap mengalami deaktivasi akibat pembentukan kokas, sehingga sebagian katalis dialirkan ke unit regenerator untuk diregenerasi menggunakan udara dari *blower*, kemudian dikembalikan ke reaktor. Gas buang hasil regenerasi dilepaskan sebagai *flue gas* (aliran 2).

Produk keluar reaktor berupa campuran gas yang terdiri atas etilen, propilena, hidrokarbon ringan lainnya, uap air, serta gas inert. Campuran ini terlebih dahulu didinginkan secara cepat pada unit *quench* untuk menghentikan reaksi lanjutan yang tidak diinginkan, kemudian dialirkan ke *phase separator* guna memisahkan fase gas dan fase cair. Fase cair berupa kondensat selanjutnya dialirkan ke *condensate stripper*, sedangkan fase gas diteruskan ke tahap pemurnian berikutnya (aliran 3).

Gas hasil pemisahan kemudian dialirkan ke unit *caustic wash* untuk menghilangkan senyawa asam seperti CO_2 dan pengotor lainnya, sebelum dikeringkan pada unit *dryer* agar kadar air memenuhi spesifikasi pemisahan lanjutan (aliran 4). Gas kering yang dihasilkan selanjutnya dikompresi dan dialirkan ke kolom *deethanizer* (DE-C₂), di mana fraksi C₂ dipisahkan sebagai aliran atas, sedangkan fraksi C₃⁺ dialirkan ke unit pemisahan berikutnya.

Fraksi ringan dari *deethanizer* kemudian dialirkan ke kolom *demethanizer* (DE-C₁) untuk memisahkan gas ringan seperti hidrogen dan metana yang

dimanfaatkan sebagai *fuel gas* (aliran 5). Fraksi C_2 selanjutnya dimurnikan pada C_2 *splitter* untuk menghasilkan etilen sebagai produk utama (aliran 6), sedangkan etana dipisahkan sebagai aliran terpisah (aliran 7) yang dapat direcycle atau dimanfaatkan sebagai bahan bakar. Sebelum pemurnian akhir, fraksi C_2 terlebih dahulu dialirkan ke reaktor hidrogenasi asetilena untuk menghilangkan jejak C_2H_2 yang dapat mengganggu kualitas produk etilen (aliran 8).

Sementara itu, fraksi C_3^+ dari *deethanizer* dialirkan ke kolom *depropanizer* (DE- C_3) untuk memisahkan fraksi C_3 dari fraksi hidrokarbon yang lebih berat. Fraksi C_3 selanjutnya dimurnikan pada C_3 *splitter* sehingga diperoleh propilena sebagai produk samping bernilai ekonomi (aliran 9), sedangkan propana dipisahkan sebagai aliran terpisah (aliran 10). Fraksi berat C_4^+ yang tersisa dialirkan sebagai residu atau dapat diarahkan ke unit *olefin cracking* untuk meningkatkan perolehan olefin ringan (aliran 11).

Rasio etilen terhadap propilen dapat dikendalikan melalui pengaturan suhu dan waktu tinggal reaksi. Dengan konfigurasi reaktor *fluidized bed* dan sistem regenerasi katalis kontinu sebagaimana diterapkan pada teknologi UOP, proses MTO memungkinkan konversi metanol yang berasal dari gas alam menjadi olefin ringan secara efisien dan stabil, dengan etilen sebagai produk utama dan propilena sebagai produk samping bernilai ekonomi. Proses ini telah dikomersialkan secara luas, salah satunya melalui teknologi yang dikembangkan oleh UOP bekerja sama dengan Norsk Hydro.

Setelah dilakukan analisis terhadap beberapa proses pembentukan etilen, maka pada pra-rancangan pabrik ini dipilih proses *Methanol to Olefins* (MTO). Pemilihan proses ini tidak didasarkan pada tingginya selektivitas etilen, melainkan pada keunggulan sistem proses dan kesesuaian dengan kondisi bahan baku serta arah pengembangan industri di Indonesia.

Proses MTO menggunakan metanol sebagai bahan baku yang selanjutnya dikonversi menjadi olefin ringan, terutama etilen dan propilen, dengan bantuan katalis SAPO-34 di dalam reaktor *fluidized bed*. Meskipun selektivitas etilen pada proses MTO relatif lebih rendah dibandingkan proses *thermal cracking*, proses ini

memiliki keunggulan dalam hal konversi bahan baku, fleksibilitas produk, serta integrasi dengan sumber gas alam.

Uji ekonomi awal pada proses *Methanol to Olefins* ditunjukkan pada Tabel 1.10 berikut.

Tabel 1.10 Perhitungan Ekonomi Awal Proses *Methanol to Olefins*

	Bahan Baku		Produk Antara	Produk	Produk Samping
	Gas Alam (CH ₄)	Water (H ₂ O)	Metanol (CH ₃ OH)	Etilen (C ₂ H ₄)	Propilena (C ₃ H ₆)
Berat Molekul	16,04 g/mol	18,015 g/mol	32,04 g/mol	28,05 g/mol	42,08 g/mol
Harga per kg	Rp 4.500	–	–	Rp 14.000	Rp 13.000
Kebutuhan	$2 \text{ mol} \times 16,04 \text{ g/mol} = 32,08 \text{ g} = 0,032 \text{ kg}$ $0,032 \text{ kg} \times \text{Rp } 4.500 = \text{Rp } 144,36$	–	$(1 + 1) \text{ mol} \times 32,04 \text{ g/mol} = 64,08 \text{ g} = 0,641 \text{ kg}$	$\frac{1}{2} \text{ mol} \times 28,05 \text{ g/mol} = 14,02 \text{ g} = 0,014 \text{ kg}$ $0,014 \text{ kg} \times \text{Rp } 14.000 = \text{Rp } 196,35$	$\frac{1}{3} \text{ mol} \times 42,08 \text{ g/mol} = 14,02 \text{ g} = 0,014 \text{ kg}$ $0,014 \text{ kg} \times \text{Rp } 13.000 = \text{Rp } 182,34$

Sumber: (ICIS Chemical Business, 2024)

Perhitungan Ekonomi (PE) awal proses MTO:

$$\text{PE} = \text{Produk} - \text{Reaktan}$$

$$\text{PE} = (\text{Rp } 196,35 + \text{Rp } 182,34) - \text{Rp } 144,36$$

$$\text{PE} = \text{Rp } 234,33 \text{ (per } \frac{1}{2} \text{ mol etilen)}$$

Jika dinyatakan dalam basis per kg etilen:

$$1 \text{ mol etilen} = 0,028 \text{ kg}$$

$$\text{Keuntungan} = \frac{468,66}{0,028} = \text{Rp } 16.737,86/\text{kg etilen}$$

$$\% \text{Keuntungan} = \frac{234,33}{144,36} \times 100\% = 162,32\%$$

Berdasarkan analisa ekonomi awal pada Tabel 1.11, terlihat bahwa dengan menjadikan gas alam sebagai satu-satunya bahan baku yang dibeli, serta memperlakukan metanol sebagai produk antara internal, proses *Methanol to Olefins* (MTO) menunjukkan potensi ekonomi yang baik apabila ditinjau sebagai sistem olefin terintegrasi. Keberadaan propilena sebagai produk samping bernilai ekonomi memberikan kontribusi signifikan terhadap peningkatan nilai produk total.

Tabel 1.11 Perbandingan Proses Pembuatan Etilen

Aspek	Thermal Cracking	Dehidrasi Etanol	Dehidrogenasi Etana	<i>Methanol to Olefins</i> (MTO)
Bahan Baku	Etana / Nafta	Etanol	Etana	Metanol
Katalis	–	Alumina, Zeolit	Cr ₂ O ₃ , Pt	SAPO-34
Reaktor	Tubular furnace	Fixed-bed multitubular	Fixed-bed / Fluidized bed	Fluidized bed
Fase Reaksi	Gas–gas	Gas–gas	Gas–gas	Gas–gas
Tekanan	1–3 bar	20–40 atm	1–3 atm	1–3 bar
Suhu	815–870 °C	200–400 °C	300–900 °C	400–500 °C
Produk Utama	Etilen	Etilen	Etilen	Etilen
Produk Samping	H ₂ , CH ₄ , C ₃ –C ₄	Eter, aldehida	H ₂	Propilena
Reaktan	C ₂ H ₆	C ₂ H ₅ OH	C ₂ H ₄ dan O ₂	CH ₃ OH
Konversi	40–50%	98–100%	80%	97-99%
Kemurnian / Selektivitas	95–99%	Hingga 99,9%	46%	95–99%

Beberapa alasan pemilihan proses *Methanol to Olefins* (MTO) dibandingkan proses pembentukan etilen lainnya adalah sebagai berikut:

1. Konversi bahan baku metanol sangat tinggi, pada proses MTO dapat mencapai mendekati 100%, sehingga hampir seluruh bahan baku termanfaatkan, meskipun fraksi etilen yang dihasilkan tidak dominan.
2. Pemanfaatan bahan baku gas alam secara tidak langsung Melalui produksi methanol dari gas alam sebagai bahan baku, sehingga proses MTO memungkinkan pemanfaatan gas alam menjadi produk petrokimia bernilai tambah tanpa harus melalui proses *steam cracking* berbasis minyak bumi.
3. Fleksibilitas produk olefin karena proses MTO menghasilkan propilen sebagai produk samping utama yang bernilai ekonomi tinggi, sehingga secara keseluruhan proses tetap ekonomis meskipun selektivitas etilen tidak maksimum.
4. Proses MTO beroperasi pada tekanan rendah dan suhu menengah dengan reaktor *fluidized bed* yang memungkinkan regenerasi katalis secara kontinu, sehingga operasi lebih stabil untuk jangka panjang.
5. Proses MTO lebih sesuai dikembangkan sebagai bagian dari kompleks petrokimia terintegrasi berbasis gas alam dan metanol, bukan sebagai proses tunggal penghasil etilen semata.

Berdasarkan pertimbangan tersebut, proses *Methanol to Olefins* (MTO) dipilih dalam pra-rancangan ini karena memberikan pendekatan proses yang lebih fleksibel dan realistis, serta sesuai dengan ketersediaan bahan baku dan arah pengembangan industri petrokimia nasional, meskipun selektivitas etilen yang dihasilkan relatif lebih rendah dibandingkan proses konvensional.

1.9 Uraian Singkat Proses yang Dipilih

Berikut ini merupakan uraian proses yang dipilih dari Prarancangan Pabrik Etilen dengan Proses *Methanol to Olefins* (MTO) yang terdiri dari empat tahap yaitu:

1.9.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

Tahap persiapan bahan baku bertujuan untuk mengubah fase air dari cair menjadi gas serta menaikkan temperatur *methane* menggunakan alat *heat exchanger* (HE-101,102) dan *heater* (HT-101,102). Bahan baku utama yang

digunakan adalah methane dan air, proses ini bertujuan untuk mengkondisikan temperatur umpan methane dan air agar sesuai dengan kondisi operasi reaktor.

Feed pertama berupa *methane* yang diambil dari tangki penyimpanan *methane* (TK-101) pada kondisi gas dengan temperatur 30°C dan tekanan 1 atm. Methane kemudian diumpankan ke kompresor (K-101) untuk menaikkan tekanan hingga 29,61 atm. Umpan keluaran dari kompresor (K-101) selanjutnya dialirkan ke *heat exchanger* (HE-101) dan *heater* (HT-101) untuk menaikkan temperature hingga mencapai 600°C.

Feed kedua berupa air yang diambil dari unit utilitas pada kondisi cair dengan temperatur 30°C dan tekanan 1 atm. Air diumpankan ke pompa (P-101) untuk menaikkan tekanan hingga 29,61 atm. Umpan keluaran dari pompa (P-101) kemudian dialirkan ke *heat exchanger* (HE-102) dan *heater* (HT-102) untuk menaikkan temperatur hingga mencapai 600°C.

1.9.2 Tahap Reaksi

Pada tahap pertama proses reaksi, umpan methane dan air yang telah dikondisikan akan bereaksi didalam reaktor *Fixed Bed Multitube* (R-201). Reaksi antara methane dengan air menghasilkan gas sintesis berupa hidrogen (H_2), karbon monoksida (CO) dan karbon dioksida (CO_2) yang berlangsung dalam fase gas pada suhu 900°C dan tekanan 29,61 atm. Umpan fluida masuk kedalam reaktor melalui tube yang berisi katalis, sedangkan media transfer pendingin melalui sisi shell reaktor. Katalis yang digunakan adalah katalis Nikel (*Ni-based catalyst*) yang memiliki umur simpan antara 3 hingga 5 tahun. Pada temperatur 900°C dan tekanan 29,61 atm, konversi *methane* bisa mencapai 99,997 %.

Gas sintesis keluaran dari reaktor (R-201) diumpankan ke kompresor (K-202) untuk menaikkan tekanan menjadi 34,54 atm. Selanjutnya, keluaran kompresor (K-202) dialirkan menuju cooler (CL-201) untuk menurunkan suhu hingga 260°C, kemudian dialirkan ke reaktor *Fixed Bed Multitube* (R-202). Pada reaktor (R-202), gas sintesis direaksikan untuk menghasilkan *methanol* yang berlangsung dalam fase gas pada suhu 350°C dan tekanan 34,54 atm. Umpan fluida masuk kedalam reaktor melalui tube yang berisi katalis, sedangkan media transfer pendingin melalui sisi shell reaktor. Katalis yang digunakan adalah katalis tembaga-

seng oksida yang memiliki umur simpan antara 3 hingga 6 tahun. Pada temperatur 350°C dan tekanan 34,54 atm, konversi methane bisa mencapai 74,05%.

Methanol keluaran dari reaktor (R-202) diumpankan ke expander (EXP-201) untuk menurunkan tekanan menjadi 1,48 atm. Keluaran expander (EXP-201) kemudian dialirkan ke *heat exchanger* (HE-203) untuk menaikkan suhu hingga 150°C, selanjutnya dialirkan ke reaktor *Fluidized Bed Multitube* (R-203). Pada reaktor (R-203), *methanol* direaksikan untuk menghasilkan olefin yang berlangsung dalam fase gas pada suhu 450°C dan tekanan 1,48 atm. Umpan fluida masuk kedalam reaktor melalui tube yang berisi katalis, sedangkan media transfer pendingin melalui sisi shell reaktor. Katalis yang digunakan adalah SAPO-34 *catalyst* yang memiliki umur simpan antara 1 hingga 3 tahun. Pada temperatur 450°C dan tekanan 1,48 atm, konversi methane bisa mencapai 91,336%.

Reaksi pada reaktor (R-201,202,203) berlangsung secara non-isotermal dan non-adiabatik. Reaksi yang terjadi bersifat eksotermis sehingga selama reaksi berlangsung akan dilepaskan sejumlah panas. Kenaikan temperatur yang terjadi dalam reaktor sangat tidak diinginkan, sehingga diperlukan media pendingin untuk menyerap panas yang dihasilkan selama reaksi berlangsung. Pendingin ini berfungsi untuk mempertahankan kondisi operasi reaktor sesuai dengan spesifikasi masing masing reaktor.

1.9.3 Tahap Pemurnian

Tahap pemurnian produk bertujuan untuk memisahkan *ethylene* dari jenis olefin lainnya. Produk keluaran dari reaktor (R-203) diumpankan ke kompresor (K-203) untuk menaikkan tekanan menjadi 20 atm. Selanjutnya, keluaran kompresor (K-203) dialirkan ke *cooler* (CL-202) untuk menurunkan suhu hingga 35°C, kemudian dialirkan menuju separator (V-301). Separator (V-301) bekerja untuk memisahkan kandungan olefin dari air. Aliran keluaran atas yang mengandung olefin dialirkan menuju decanter (V-302), sedangkan aliran keluaran bawah yang sebagian besar terdiri dari air yang akan dialirkan menuju unit pengolahan limbah.

Aliran atas yang mengandung olefin dari separator (V-301) diumpankan ke expander (EXP-302) untuk menurunkan tekanan menjadi 5 atm. Keluaran expander (EXP-302) kemudian dialirkan menuju *cooler* (CL-303) untuk menurunkan suhu

hingga -250°C , selanjutnya dialirkan ke decanter (V-302). Pada decanter (V-302), terjadi pemisahan antara olefin, hidrogen dan sisa air. Aliran atas yang sebagian besar terdiri dari hidrogen yang tidak bereaksi dipisahkan, aliran tengah yang mengandung olefin dialirkan menuju kolom distilasi (DC-301), dan aliran bawah yang sebagian besar terdiri dari air akan dialirkan menuju unit pengolahan limbah.

Aliran tengah yang mengandung olefin dari decanter (V-302) diumpankan ke *heater* (HT-303) untuk menaikkan temperatur hingga $-59,19^{\circ}\text{C}$. Selanjutnya, keluaran *heater* (HT-303) dialirkan menggunakan pompa (P-302) untuk menaikkan tekanan menjadi 12 atm, kemudian dialirkan menuju kolom distilasi (DC-301). Pada kolom distilasi (DC-301), dilakukan pemisahan methane dari olefins berdasarkan perbedaan titik didih. Kolom ini dilengkapi dengan sekitar 25 tray untuk meningkatkan efisiensi pemisahan. Produk atas kolom berupa methane dengan komposisi yang tinggi, yang kemudian dikondensasikan dan disimpan di tangki penyimpanan methane. Sementara itu, produk bawah kolom berupa olefin dialirkan menuju kolom distilasi (DC-302).

Aliran bawah kolom distilasi (DC-301) diumpankan ke pompa (P-303) untuk menaikkan tekanan menjadi 13,5 atm, kemudian dialirkan ke kolom distilasi (DC-302). Pada kolom distilasi (DC-302) dilakukan pemisahan *dimetyl ether*, *propylene* dan propana dari *ethylene* dan *ethane* berdasarkan perbedaan titik didih. Kolom ini dilengkapi dengan sekitar 25 tray untuk meningkatkan efisiensi pemisahan. Produk atas kolom berupa campuran *ethylene* dan *ethane* dialirkan menuju kolom distilasi (DC-303), sedangkan produk bawah kolom berupa *dimetyl ether*, *propylene* dan propana dikondensasikan dan disimpan di tangki penyimpanan produk samping.

Aliran atas dari kolom distilasi (DC-302) yang mengandung *ethylene* dan *ethane* diumpankan ke *cooler* (CL-304) untuk menurunkan temperatur hingga $-45,64^{\circ}\text{C}$. Selanjutnya, keluaran *cooler* (CL-304) dialirkan menggunakan pompa (P-304) untuk menaikkan tekanan menjadi 17,76 atm, kemudian dialirkan menuju kolom distilasi (DC-303). Pada kolom distilasi (DC-303), dilakukan pemisahan *ethylene* dari *ethane* berdasarkan perbedaan titik didih. Kolom ini dilengkapi dengan sekitar 120 tray untuk meningkatkan efisiensi pemisahan. Produk atas kolom

berupa *ethylene* dialirkan menuju tangki penyimpanan produk (TK-402), sedangkan produk bawah berupa *ethane* dikondensasikan dan disimpan di tangki penyimpanan produk samping.

1.9.4 Tahap Penyimpanan Produk

Produk *ethylene* dari kolom distilasi (DC-303) selanjutnya diumpan ke expander (EXP-403) untuk menurunkan tekanan menjadi 1 atm. Keluaran expander (EXP-403) kemudian dialirkan menuju ke *cooler* (CL-404) untuk menurunkan suhu hingga $-104,1^{\circ}\text{C}$ sebelum akhirnya disimpan di tangki penyimpanan produk (TK-402).

1.10 Pemilihan Lokasi Pabrik

Dalam perencanaan pendirian suatu pabrik kimia, pemilihan lokasi merupakan salah satu faktor kunci yang sangat menentukan keberhasilan operasional, kelayakan ekonomi, serta keberlanjutan pabrik dalam jangka panjang. Lokasi pabrik yang tepat akan memengaruhi kemudahan penyediaan bahan baku, efisiensi distribusi produk, ketersediaan utilitas, serta stabilitas operasi secara keseluruhan. Oleh karena itu, pemilihan lokasi pabrik harus dilakukan secara komprehensif dengan mempertimbangkan berbagai aspek teknis dan non-teknis.

Secara umum, terdapat dua pendekatan utama dalam pemilihan lokasi pabrik, yaitu *raw material oriented* dan *market oriented*. Pada pra-rancangan pabrik etilen melalui proses *Methanol to Olefins* (MTO), kedua pendekatan tersebut dipertimbangkan secara seimbang. Meskipun proses MTO berbasis bahan baku metanol yang dapat diproduksi dari gas alam, produk etilen yang dihasilkan merupakan bahan baku antara dengan kebutuhan pasar yang besar dan terkonsentrasi di wilayah tertentu. Oleh karena itu, kedekatan terhadap pasar dan industri hilir menjadi pertimbangan yang sangat penting.

Berdasarkan analisis berbagai alternatif lokasi, kawasan industri Cilegon, Provinsi Banten, dipilih sebagai lokasi pendirian pabrik etilen pada pra-rancangan ini.

1.10.1 Faktor Primer

1. Bahan Baku

Bahan baku utama pada proses MTO adalah metanol. Dalam perancangan ini, metanol tidak diperoleh dari pemasok eksternal, melainkan diproduksi secara internal melalui proses sintesis metanol berbasis gas alam. Gas alam sebagai bahan baku utama diperoleh melalui jaringan transmisi pipa yang dikelola oleh PT Perusahaan Gas Negara Tbk (PGN), yang memasok kebutuhan industri di wilayah Banten dan sekitarnya. Gas transmisi industri yang disuplai melalui jaringan pipa tersebut umumnya memiliki kandungan metana (CH_4) dominan pada kisaran $\pm 85\text{--}95\%$, dengan komponen minor berupa etana dan hidrokarbon ringan lainnya ($<5\%$), karbon dioksida ($<3\text{--}5\%$), nitrogen dalam jumlah kecil, serta jejak senyawa sulfur sesuai batas spesifikasi pipa. Pasokan gas tersebut berasal dari lapangan-lapangan gas domestik yang dikelola oleh Pertamina EP dan kontraktor hulu lainnya, sehingga menjamin ketersediaan bahan baku dalam jangka panjang.

Ketersediaan jaringan pipa gas di kawasan Cilegon menjadi salah satu pertimbangan utama dalam pemilihan lokasi pabrik, karena memungkinkan suplai gas alam secara kontinu dengan tekanan dan laju alir yang stabil. Meskipun kandungan metana cukup dominan, gas alam tetap melalui tahap desulfurisasi dan conditioning sebelum memasuki unit reforming guna melindungi katalis dan menyesuaikan komposisi terhadap kebutuhan rasio sintesis gas (CO dan H_2). Hal ini sangat penting mengingat gas alam berperan sebagai feedstock utama dalam unit reforming untuk menghasilkan synthesis gas (CO dan H_2), yang selanjutnya dikonversi menjadi metanol.

Integrasi produksi metanol dengan unit MTO memberikan keuntungan teknis dan ekonomis berupa jaminan kontinuitas pasokan, pengurangan biaya transportasi bahan baku, serta peningkatan efisiensi rantai produksi. Selain itu, integrasi ini memungkinkan pengendalian kualitas metanol umpan secara lebih konsisten sehingga mendukung kestabilan konversi yang mendekati 100% pada reaktor MTO serta menjaga selektivitas olefin tetap optimal. Dengan sistem terintegrasi tersebut, ketergantungan terhadap fluktuasi harga metanol pasar dapat

diminimalkan dan operasi pabrik menjadi lebih terkendali dari sisi teknis maupun ekonomi.

2. Pemasaran Produk

Produk utama pabrik ini adalah etilen yang digunakan sebagai bahan baku berbagai industri petrokimia hilir, seperti industri polimer, bahan kimia antara, dan manufaktur. Sebagian besar industri hilir etilen di Indonesia terkonsentrasi di Pulau Jawa, khususnya wilayah Banten, Jawa Barat, dan Jawa Timur. Dengan berlokasi di Cilegon, pabrik memiliki kedekatan langsung dengan konsumen utama, sehingga biaya distribusi produk dapat ditekan dan risiko ketidakseimbangan pasokan dapat diminimalkan.

3. Transportasi

Kawasan industri Cilegon memiliki infrastruktur transportasi yang sangat baik, meliputi akses jalan tol Trans-Jawa, jalur kereta api, serta akses langsung ke pelabuhan laut. Kombinasi moda transportasi darat dan laut ini memberikan fleksibilitas tinggi dalam pengangkutan bahan baku maupun distribusi produk, baik untuk kebutuhan domestik maupun ekspor.

4. Penyediaan Utilitas

Ketersediaan utilitas seperti air, listrik, dan bahan bakar merupakan faktor penting dalam kelangsungan operasi pabrik kimia. Sebagai kawasan industri berat, Cilegon telah dilengkapi dengan infrastruktur utilitas yang memadai. Kebutuhan air proses dapat dipenuhi melalui sistem pengolahan air industri, sedangkan kebutuhan listrik dan bahan bakar dapat dipenuhi dari jaringan dan fasilitas energi yang tersedia di kawasan tersebut.

5. Tenaga Kerja

Kawasan Cilegon dan sekitarnya memiliki tenaga kerja yang berpengalaman di bidang industri kimia dan petrokimia. Keberadaan kawasan industri yang telah lama berkembang mendukung ketersediaan tenaga kerja terampil, baik pada level operator maupun teknis dan manajerial. Selain itu, kedekatan dengan wilayah pendidikan di Banten dan Jabodetabek mendukung pengembangan sumber daya manusia secara berkelanjutan.

1.10.2 Faktor Sekunder

1. Potensi Perluasan Pabrik

Kawasan industri Cilegon memiliki lahan industri yang telah direncanakan untuk pengembangan industri berat, sehingga memungkinkan perluasan kapasitas pabrik di masa mendatang. Hal ini penting untuk mengantisipasi peningkatan permintaan etilen dan produk turunannya tanpa menghadapi kendala besar dalam perizinan atau penggunaan lahan.

2. Karakteristik Lokasi dan Lingkungan

Secara geografis, Cilegon memiliki kondisi yang relatif stabil untuk kegiatan industri. Sebagai kawasan industri yang telah berkembang, pengelolaan lingkungan dan penerapan standar keselamatan dapat dilakukan secara lebih terintegrasi. Risiko lingkungan dapat dikendalikan melalui penerapan sistem pengelolaan limbah dan emisi sesuai dengan regulasi yang berlaku.

3. Dukungan Kebijakan Pemerintah

Pemerintah memberikan dukungan terhadap pengembangan industri petrokimia di kawasan Cilegon melalui penyediaan infrastruktur, kemudahan perizinan, serta pengembangan kawasan industri terintegrasi. Pendirian pabrik etilen di kawasan ini sejalan dengan kebijakan nasional dalam mendorong hilirisasi industri dan penguatan struktur industri petrokimia dalam negeri.

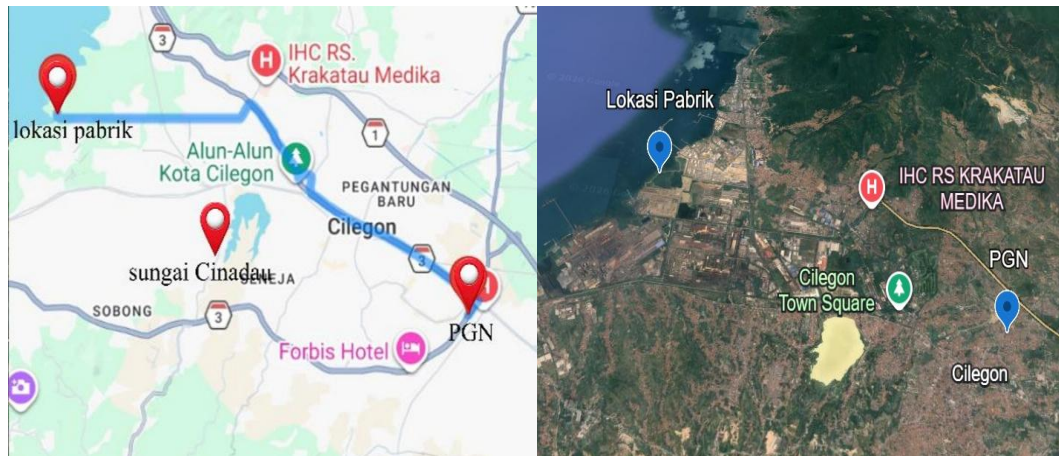
4. Aspek Kemasyarakatan

Masyarakat di kawasan Cilegon telah terbiasa dengan aktivitas industri dan menunjukkan tingkat penerimaan yang relatif baik terhadap pengembangan sektor manufaktur. Ketersediaan fasilitas pendukung seperti perumahan, layanan kesehatan, pendidikan, dan transportasi umum juga menunjang kenyamanan dan produktivitas tenaga kerja industri.

Berdasarkan evaluasi terhadap faktor primer dan sekunder, kawasan industri Cilegon, Provinsi Banten dinilai sebagai lokasi yang paling sesuai untuk pendirian pabrik etilen melalui proses Methanol to Olefins (MTO) pada pra-rancangan ini. Meskipun wilayah lain seperti Kalimantan Timur memiliki keunggulan dari sisi kedekatan bahan baku gas alam, Cilegon menawarkan keseimbangan terbaik antara

akses bahan baku, kedekatan pasar, kesiapan infrastruktur, serta risiko operasional yang lebih rendah.

Dengan demikian, pemilihan lokasi pabrik di Cilegon dinilai paling rasional dan aplikatif untuk tahap pra-rancangan, serta mampu mendukung kelangsungan operasi pabrik secara teknis dan ekonomis dalam jangka panjang.



Gambar 1.7 Lokasi Pembangunan Pabrik Etilen

Berdasarkan peta lokasi pada Gambar 1.7, kawasan industri Cilegon, Provinsi Banten dipilih sebagai lokasi pendirian pabrik etilen karena memiliki keunggulan strategis dari aspek utilitas, bahan baku, serta kedekatan pasar. Dari sisi utilitas air, wilayah Cilegon didukung oleh sistem sumber air baku dari Daerah Aliran Sungai (DAS) Cidanau yang selama ini dimanfaatkan untuk kebutuhan domestik dan industri. DAS Cidanau diketahui mampu memasok debit air sekitar 2.000 L/detik ($\pm 2 \text{ m}^3/\text{detik}$) sehingga dinilai memadai untuk memenuhi kebutuhan air proses, cooling water, serta boiler feed water pabrik petrokimia, dengan tetap dilakukan pengolahan melalui Water Treatment Plant (WTP) sebelum digunakan.

Selain itu, lokasi di Cilegon memberikan keuntungan dari sisi pemasaran karena dekat dengan klaster industri petrokimia hilir yang terkonsentrasi di Pulau Jawa, khususnya Banten dan Jawa Barat. Distribusi etilen dapat dilakukan secara efisien karena jarak ke kawasan industri utama di sekitar Cilegon–Serang relatif dekat, diperkirakan sekitar 0,5–10 km, sehingga biaya transportasi produk dapat ditekan. Keberadaan pelabuhan industri seperti Pelabuhan Merak dan Pelabuhan

Ciwandan yang berjarak kurang dari 20 km juga memperkuat fleksibilitas distribusi produk ke kawasan industri lain di dalam maupun luar Pulau Jawa.

Dari sisi bahan baku, pabrik memperoleh gas alam melalui jaringan transmisi pipa yang dikelola oleh PT Perusahaan Gas Negara Tbk (PGN) yang melayani kawasan industri Banten termasuk Cilegon. Kedekatan lokasi pabrik dengan jalur transmisi tersebut diperkirakan berada pada rentang <10–30 km, sehingga pembangunan sambungan cabang (spur line) dapat dilakukan dengan panjang pipa yang relatif pendek dan biaya lebih ekonomis. Dengan kombinasi ketersediaan utilitas air, kedekatan pasar, serta akses bahan baku gas alam yang andal, kawasan industri Cilegon dinilai sebagai lokasi paling sesuai untuk pendirian pabrik etilen melalui proses *Methanol to Olefins* (MTO) secara teknis dan ekonomis.