

PRARANCANGAN PABRIK ETILEN DARI CRACKING NAFTA DENGAN PROSES MAXENE

Fikri Miftahul Shiddiq¹⁾, Komalasari²⁾

¹⁾Mahasiswa Program Studi Sarjana Teknik Kimia, ²⁾Dosen Jurusan Teknik Kimia

Laboratorium Material dan Korosi

Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik Universitas Riau

Kampus Bina Widya Jl. HR Soebrantas KM 12,5 Pekanbaru, 28293

Email: fikri.miftahul2012@student.unri.ac.id

ABSTRACT

Ethylene produced by cracked the chain of various componen in naphtha. n-paraffin is preferable for thermal cracking reactor feed to produce ethylene. MaxEne process help to result n-paraffin rich stream as feed to thermal cracking reactor. The main equipment of MaxEne process is adsorbent chamber with n-butane as desorbent agent and two debutanizer, one of them is debutanizer extract column and the other one is debutanizer raffinate column. The purpose of this study is to determine the chemical design and mechanical design of debutanizer raffinate column also the economical analysis of plant. The chemical design of debutanizer raffinate column such us determination of the number of tray is using fenske methode. The main mechanical design of debutanizer raffinate column is to determine the design of support and flange. The economical analysis of the plant is determination of Cumulative Cash Ratio (CCR) and Present Value Ratio (PVR). The number of tray is 34. The height and diameter are 38,42 and 5,9 m respectively. The type of skirt is conical skirt with angle 83° to the base ring. The Thickness of the flange joint the head with shell is 0,85 m. The value of Cumulative Cash Ratio (CCR) and Present Value Ratio (PVR) are 2.2 and 1.29 respectively.

Keywords : maxene, ethylene, thermal cracking, desorbent, n-paraffin

1. PENDAHULUAN

Etena (etilen) adalah senyawa kimia yang memiliki rumus C_2H_4 yang memiliki sifat-sifat : olefin paling ringan, tidak berwarna, tidak berbau, dan mudah terbakar (Kirk, 1995). Etilen adalah salah satu zat petrokimia yang paling penting dan merupakan bahan baku untuk berbagai produk. Produk akhir yang dibuat dengan etilen termasuk kemasan makanan, mainan, wadah makanan, botol, pipa, antibeku, karpet, isolasi, peralatan rumah tangga, dll. Bahan kimia yang dibuat dari

etilena untuk menghasilkan produk akhir seperti polietilen, etilen diklorida, etilen oksida, etilbenzena, dan vinil asetat (Emerson, 2010).

Etilen sangat dibutuhkan sebagai bahan baku dalam industri. Kebutuhan etilen meningkat seiring dengan peningkatan kapasitas kilang penghasil produk petrokimia, karena kebutuhan etilen semakin meningkat sedangkan produksi dalam negeri tetap. Di Indonesia pada tahun 2018 kebutuhan etilen mencapai 1.4 juta ton dengan

kapasitas produksi dalam negeri sebesar 860 ribu ton dan impor sebesar 606 ribu ton untuk menutupi defisit kebutuhan etilen (Kemendag, 2019).

Dilansir dari Kemenperin (2018) pada tahun 2022 jika produksi *ethylene* PT. Candra Asri dengan PT. Lotte digabungkan, maka Indonesia masih kekurangan *ethylene* 200 ribu ton/tahun. Dalam hal ini diperkirakan target kemandirian etilen pada 2021-2022 sulit tercapai. Berdasarkan persoalan ini maka mendirikan pabrik etilen di Indonesia memiliki peluang yang cukup besar.

2. DESKRIPSI PROSES

2.1 Tahap Penyiapan Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan adalah *Light Naphtha* (C₂-C₇), bahan baku di *supply* dari Mutineer-Exeter Australia. Untuk menghasilkan 155.000 ton/tahun dibutuhkan nafta sebesar 158383,4759 kg/jam berfasa cair dalam *storage tank* dengan suhu 25°C dan tekanan 1 bar. Spesifikasi *Light Naphtha* sebagai bahan baku dalam proses ini diperlihatkan dalam **Tabel 2.1** dan **Tabel 2.2**:

Tabel 2.1 Spesifikasi Bahan Baku *Light Naphtha*

Properties	Unit	
Fractional Distillation	mass%	4,0
Density @15°C	vol%	4,9
	kg/L	0,6
		556
Boiling poin	°C	70
Specific Gravity @60/60°F	-	0,6
		558
API Gravity	°API	84,
		3
Copper Strip Corrosion, 3H @ 50°C	-	

RON	-	68,3
Sulphur – Mercaptan	wt ppm	1
Sulphur – Total	wt ppm	6,8

Tabel 2.2 Komponen *Light Naphtha*

Komponen	vol %
Ethane	0.146
Propane	1.320
n-butane	3.699
2,2-dimethylpropane	0.241
i-pentane	13.47
	1
n-pentane	18.52
	2
2,2-dimethylbutane	1.491
Cyclopentane	0.306
2,3-dimethylbutane	2.717
2-methylpentane	16.39
	1
3-methylpentane	8.889
n-hexane	23.61
2,2-dimethylpentane	0.394
Methylcyclopentane	4.582
2,4-dimethylpentane	0.576
2,2,3-trimethylbutane	0.091
3,3-dimethylpentane	0.062
Cyclohexane	2.347
2-methylhexane	0.377
2,3-dimethylpentane	0.114
1,1-dimethylcyclopentane	0.084
3-methylhexane	0.218
1c,3-dimethylcyclopentane	0.095
1t,3-dimethylcyclopentane	0.065
1t,2-dimethylcyclopentane	0.095
n-heptane	0.057
Methylcyclohexane	0.039

(Santos, 2015)

Bahan baku kemudian dilakukan pemisahan komponen C₂ dan C₃ didalam *Depropanizer* (T-101) sebelum dilakukan proses MaxEne. Proses UOP MaxEne adalah tahap pemisahan dengan menggunakan *Adsorbent Chamber* (T-102) yang memisahkan golongan iso-parafin, aromatik, dan naftalen dengan normal-parafin, dimana normal-parafin ini berperan penting dalam pembentukan etilen dalam *steam cracking*. MaxEne unit merupakan proses baru dan inovatif dalam mengoptimalkan operasi nafta *steam cracker* dan reformasi katalitik. Proses MaxEne memisahkan nafta menjadi aliran yang kaya akan normal parafin (n-parafin) yang akan diproses dalam *steam cracking* dan aliran yang tidak kaya akan normal parafin akan diproses pada proses katalitik reforming (Honeywell, 2016). Kondisi proses dalam *Adsorbent Chamber* (T-102) menggunakan suhu 125 °C dan tekanan 25 bar.

Pada *Adsorbent Chamber* (T-102) menggunakan adsorben zeolit 5A sebagai penjerapnya dan menggunakan desorben n-butana sebagai agen pemisah antara n-parafin dengan golongan yang lainnya. Adapun spesifikasi *n-Butane* yang digunakan pada proses MaxEne dapat kita lihat pada **Tabel 2.3**:

Tabel 2.3 Spesifikasi n-Butana

<i>Properties</i>	<i>Unit</i>
n-C ₄ H ₁₀	
Nama produk	<i>Chemically pure</i>
Kemurnian	90.0% wt%
Fasa	Liquid
H ₂ O	10%
Sulfur	2 ppm/wt
THC	0.9 wt%

(Praxair, 2020)

Kemudian aliran yang kaya akan n-parafin dan aliran yang tidak kaya

akan n-parafin memasuki tahap pemisahan untuk memisahkan desorben yang terikut dalam masing-masing aliran kedalam alat *Debutanizer Raffinate Column* (T-103) dan *Debutanizer Extract Column* (T-104). Dan desorben n-butana yang sudah terpisah akan di *recycle* kembali sebagai umpan desorben selanjutnya.

2.2 *Steam Cracking Nafta*

Produk n-paraffin yang keluar dari MaxEne unit kemudian masuk ke dalam proses *Cracking* nafta menggunakan *steam*. Reaksi perengkahan merupakan reaksi pemecahan rantai karbon pada suhu yang cukup tinggi. Reaksi dilakukan dalam reaktor pipa atau langsung di dalam *Furnace* (H-101). Reaksi perengkahan terjadi pada suhu 850 °C tanpa katalis dan tekanan 2,5 bar. Setelah keluar dari reaktor, produk didinginkan secara mendadak dan kemudian dimurnikan untuk mendapatkan produk dengan kemurnian yang diinginkan. Pada proses ini pengaturan kondisi operasi, terutama pengaturan pemberian panas, sangat diperhatikan dimaksudkan agar pembentukan produk yang diinginkan dapat maksimal. Suhu produk keluar sekitar 1800 °F (850 °C) dimanfaatkan panasnya sebagai *Heat Exchanger Network* dalam perancangan. Setelah itu suhu aliran menjadi 393 °C dengan tekanan 2,5 bar.

2.3 *Tahap Pemurnian*

Hasil keluaran *Furnace* (H-101) disebut sebagai *cracked gas* yang kemudian akan dilakukan tahap pemurnian untuk mendapatkan etilen sebagai produk. *Cracked gas* dinaikkan tekanannya dari 2,5 bar menjadi 15 bar dan suhu diturunkan dari 393 °C menjadi 70 °C untuk menyesuaikan kondisi operasi pada *Flash Drum* (T-

105). Pada alat ini terjadi proses pemisahan C₅ pada fase *liquid* dengan suhu 111°C dan material ringan lainnya dalam fase uap. Uap hasil atas dengan suhu 60°C dan tekanan 15 bar pada *Flash Drum* (T-105) diumpankan pada *Scrubber* (T-106) dan diturunkan tekanannya menjadi 5 bar. Pada alat *Scrubber* (T-106) bertujuan untuk menghilangkan H₂S. Hidrogen sulfida dihilangkan karena bersifat korosif dan racun bagi katalis serta kontaminan produk yang potensial. Oleh sebab itu fluida terlebih dahulu dicuci dengan air sebagai absorbennya.

Hasil keluaran dari *Scrubber* (T-106) dialirkan *Chiller* (E-120) untuk menurunkan suhu hingga -190 °C. Selanjutnya fluida memasuki *Demethanizer* (T-107) yang bertujuan untuk menghilangkan kandungan gas metana dan hidrogen dari *ethylene* dan *hydrocarbon* lain yang lebih berat. Keluaran *overhead* pada kondisi suhu -132 °C dengan tekanan 5 bar. Keluaran *bottom* dengan suhu -50 °C dan tekanan 5 bar diumpankan ke *Deethanizer* (T-108). Selanjutnya fluida memasuki *Deethanizer* (T-108) yang bertujuan untuk memisahkan kandungan C₂ dari hidrokarbon yang lebih berat. Keluaran *overhead* adalah *ethylene*, *ethene*, dan *propylene* dengan suhu -111 °C dan tekanan 5 bar yang kemudian dialirkan ke *Ethylene Fractionator* (T-109). Keluaran *bottom* dengan suhu -11 °C dan tekanan 5 bar.

Selanjutnya keluaran *overhead* unit *Deethanizer* (T-108) diumpankan ke unit *Ethylene Fractionator* (T-109) untuk memisahkan *ethylene* sebagai keluaran *overhead* dan juga produk dalam pabrik ini dengan suhu -71 °C dan tekanan 5 bar dan keluaran *bottom* dengan suhu -53 °C dan tekanan 5 bar.

3. SPESIFIKASI PERALATAN UTAMA

Tabel 3.1 Spesifikasi Unit *Debutanizer Raffinate Column* (T-103)

Kode : T-103	
Kolom Distilasi III	Fungsi : Memisahkan n-butane dari aliran <i>raffinate</i> keluaran T-102
DATA IDENTIFIKASI	
Jenis Operasi	<i>Continuous</i>
Tipe	<i>Sieve Tray Column</i>
KONDISI OPERASI	
Tekanan Operasi (bar)	25
Temperatur puncak menara (K)	398,40
Temperatur dasar menara (K)	455,80
Temperatur umpan (K)	408
Laju alir umpan (kg/jam)	390774,5688
Laju alir destilat (kg/jam)	290442,8376
Laju alir bottom (kg/jam)	100331,7312
MATERIAL DAN DESAIN	
SHELL	
Diameter (m)	5,749
Tray Spacing (m)	1
Jumlah tray (termasuk reboiler)	34
Material	<i>High Tensile Steel SA-302 Grade B</i>
Allowable Stress (psi)	20000
Jenis sambungan	<i>Double welded butt joint</i>

Efisiensi sambungan (%)	80%
Faktor korosi (in)	0,125
Tebal <i>shell</i> (in)	3
Tebal <i>Head</i> (in)	3
Total tinggi menara (m)	38
PLATE	
<i>Downcomer liquid backup</i> (m)	0,46
Luas area netto (m ²)	22,84
<i>Hole area</i> (cm ²)	0,19625
Tinggi <i>weir</i> (mm)	140
Weeping Rate (kg/s)	175,88
Tebal <i>plate</i> (m)	0,005
Tipe aliran cairan	<i>Double Pass</i>
Jumlah <i>Hole</i>	65717
Waktu Tinggal (s)	5,38

Tabel 3.2 Spesifikasi *Flange*

<i>Flange Pada Sambungan Head dengan Shell</i>	
Material <i>Flange</i>	SA 240 Grade C
Tegangan dari Material <i>Flange</i>	17.000 psi
Diameter Luar <i>Flange</i> (A)	6,876 m
Diameter Dalam <i>Flange</i> (B)	6,8066 m
Tebal <i>Flange</i>	0,85852 m
Material Gasket	<i>Asbestos Composition</i>
Lebar Gasket	0,255778 m
Diameter Gasket	6,413754 m
Material Baut	SA 193 Grade B6
Tegangan dari Material Baut	20.000 psi
Ukuran Baut	0,05715 m
Jumlah Baut	112 buah

Tabel 3.3 Spesifikasi *Nozzle* dan *Anchor Bolt*

Ukuran Pipa dan Nozzle	
Pipa <i>Feed</i> , NPS	8 in
Pipa Keluaran Atas, NPS	10 in
Pipa keluaran bawah, NPS	5 in
Pipa Refluks, NPS	12 in
Anchor Bolt	
Area dalam lingkaran bolt	35,18 m ²
<i>Circumference</i>	21,02 m
<i>Maximum Tension</i>	7488,338445 lb/in
Jumlah baut	144 buah
<i>Area Bolt</i>	0.0016774 m ²
<i>Bolt Size</i>	0,0571 m
<i>Bolt Root Area</i>	0.0019483 m ²
Faktor Korosi	0,00008064 m ²
Total area	0.00202902 m ²
I ₂ dan I ₃	0.077787 m dan 0.060324 m

4. ANALISA EKONOMI

4.1 Hasil Perhitungan Analisa Provitabilitas

Analisa profitabilitas dibedakan menjadi *discounted* dan *nondiscounted*. Berikut perhitungannya.

1 Berikut adalah nilai non discounted yang menjadi pertimbangan kelayakan pabrik

PBP (*Pay Back Period*) = 3.46 tahun

CCP (*Cumulative Cash Position*) = Rp 5.18×10^{13}

CCR (*Cumulative Cash Ratio*) = 2.2

ROROI (*Rate of Return on Investment*) = 22.7%

Nilai PBP adalah 3.46, yang berarti FCI dapat kembali dalam waktu 3.46 tahun. Nilai CCR pabrik adalah 2.2 dimana nilai ini melebihi 1. Apabila

CCR lebih dari 1 maka pabrik dinilai menguntungkan.

2. Berikut adalah nilai discounted yang menjadi pertimbangan kelayakan pabrik

Discounted Pay Back Period (DPBP) = 6.84 tahun

Net Present Value (NPV) = Rp 8255.356766×10^9

Present Value Ratio (PVR) = 1.29

DCFRROR = 13.55748339 %

Nilai DPBP adalah 6.84, yang berarti FCI dapat kembali dalam waktu 6.84 tahun. Nilai PVR pabrik adalah 1.29 dimana nilai ini melebihi 1. Apabila PVR lebih dari 1 maka pabrik dinilai menguntungkan. Nilai DCFRROR adalah 13.5%, persentase ini bisa dijadikan pertimbangan bagi investor

4.2 Hasil Perhitungan Analisa Sensitivitas

Berikut merupakan nilai koefisien sensitivitas

$S_R = 3.300801$

$S_{COMd} = -3.80862$

$S_{FCI} = 0.184854$

Menghitung perubahan NPV untuk 2% kenaikan penjualan (R) dan 3% kenaikan FCI

$$\begin{aligned}\Delta NPV &= (S_R \times \text{aktual } R \times \% \\ &\quad \text{perubahan}) + (S_{COMd} \times \text{aktual} \\ &\quad \text{COMd} \times \% \text{ perubahan}) + \\ &\quad (S_{FCI} \times \text{aktual FCI} \times \% \\ &\quad \text{perubahan}) \\ &= \text{Rp } 1827.320646 \times 10^9\end{aligned}$$

Dari hasil perhitungan dapat dilihat bahwa ketika penjualan (R) mengalami kenaikan 2% dan investasi (FCI) naik 3%, terjadi peningkatan jumlah NPV sebesar $\text{Rp } 1827.320646 \times 10^9$. Hal ini bisa menjadi pertimbangan yang menjanjikan bagi investor.

5. KESIMPULAN

Unit debutanizer raffinate column memisahkan n-butane pada keluaran atas dan isoparaffin rich pada keluaran bawah dengan ketinggian total kolom setinggi 38,42 m dan diameter luar kolom selebar 3,9 m. Present Value Ratio (PVR) atau break even situation adalah senilai 1.29, dimana nilai ini lebih dari satu, yang mengindikasikan bahwa pabrik menguntungkan.

DAFTAR PUSTAKA

- Emerson. 2010. Ethylene Production. <https://www.emerson.com/documents/automation/manuals-guides-chemical-sourcebook-chapter-1-2-ethylene-production-polysilicone-production-fisher-en-138242.pdf>.
- Badan Pusat Statistik. 2019. “Ekspor dan Import (Dinamis)”, https://www.bps.go.id/all_newtemplate.php, diakses tanggal: 9 Oktober 2019.
- Santos Ltd, 2015, *Annual Report 2015*, Santos Ltd : Australia.
- Brownell, L. E., and Young, E. H., 1959, *Process Equipment Design*, John Wiley & Sons, Inc : USA.
- Cheremisinoff, N. P., & Ferrante, L., 1995, *Process Engineering Data Book*, Technomic Publishing Company : USA.
- Geankoplis, C. J., 1993, *Transport Processes and Unit Operation*, 3rd ed, Pretience-Hall International : New Jersey.
- Kemendag, 2019, <https://statistik.kemendag.go.id/import-growth-hs-6-digits>, diakses tanggal: 9 Oktober 2019.
- Kemenperin, 2018, <https://kemenperin.go.id/artikel/18671/Produksi-Etilen-Terus-Didorong>, diakses tanggal: 9 Oktober 2019.

- Kern, D. Q. 1983. *Process Heat Transfer*. New York, McGraw-Hill.
- Kirk, R.E. and Othmer, D.F. 1979. *Encyclopedia of Chemical Technology*. McGraw Hill Book Company, Inc. New York.
- Megyesy, E.F. 1983. *Pressure Vessel Handbook*, 12th ed. Oklahoma: University of Tulsa.
- Peter, M. S., Timmerhaus, K. D., & West, R. E., 2003, *Plant Design and Economics For Chemical Engineer*, 5th ed, McGraw-Hill Book : New York.
- Sinnot, R. K., 2005, *Coulson & Richardson : Chemical Engineering Series, Chemical Engineering Design*, 4th ed, Vol. 6. Elsevier Butterworth-Heinemann : UK.
- Seider, W. D., et. al, 2016, *Product and Process Design Principle*, 4th ed, John Willey & Son : USA.
- Towler, G., & Sinnott, R. K., 2013, *Chemical Engineering Design : Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design*, 3rd ed, Butterworth-Heinemann : Oxford
- Turton, R., et. Al., 2018, *Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes*, 5th ed, Prentice Hall : New Jersey.
- Walas, S. M., 1990, *Chemical Process Equipment Selection and Design*, 2nd ed, Butterworth-Hcinemann Inc : USA