

EFISIENSI TRAY TEORITIS DE-ETHANIZER COLUMN DI PT. TITIS SAMPURNA LPG PLANT LIMAU TIMUR

EFFICIENCY OF THE TRAYS NUMBER IN DE ETHANIZER COLUMN AT PT. TITIS SAMPURNA LPG PLANT LIMAU TIMUR

Aliyah Shahab¹, Achmad Faisal F²

^{1,2,3}Program Studi Teknik Pengolahan Migas,
Politeknik Akamigas Palembang, Jalan Kebon Jahe Komperta Plaju

e-mail : ¹aliyahf@pap.ac.id, ²achmadfaisal@pap.ac.id

ABSTRAK

Distilasi merupakan metode pemisahan dan pemurnian yang paling banyak digunakan dalam industri kimia. Produk utama di PT Titis Sampurna adalah LPG. Sebelum menjadi produk, LPG harus dipisahkan komponen ethane terlebih dahulu. *De-Ethanizer Column* adalah unit fraksinasi Light Ends yang berfungsi untuk memisahkan senyawa etana dari Propana dan Butana dengan proses distilasi bertekanan sehingga menghasilkan produk LPG yang memenuhi spesifikasi. Di PT. Titis Sampurna unit *DeEthanizer Column ini* merupakan tempat proses pemisahan kandungan *ethane* yang masih terkandung di dalam umpan yaitu komponen C₂, C₃, C₄, dan C₅⁺. *De-Ethanizer Column* ini dianggap beroperasi dengan baik apabila semua *ethane* yang terkandung didalam umpan dapat dipisahkan. Akan tetapi dengan seiring berjalannya waktu, flowrate yang masuk ke *De-Ethanizer Column* mengalami penurunan yang cukup signifikan. Metode yang digunakan dari pengambilan data kondisi operasi langsung ke industri serta melakukan perhitungan. Di *De-Ethanizer Column* terdapat 25 *Tray* yang berjenis *sieve Tray*. Dengan jumlah *Tray* tersebut diperoleh *ethane* sebesar 24,95% mol. Sehingga perlu dilakukan perhitungan *Tray* secara teoritis untuk membuktikan jumlah *Tray* aktual di lapangan mendekati jumlah *Tray* teoritis. Dari hasil perhitungan didapatkan jumlah *Tray* teoritis *De-Ethanizer Column* yang dibutuhkan di lapangan adalah sebanyak 14 *Tray*, sedangkan jumlah *Tray* aktual yang ada di lapangan adalah 25 *Tray* sedangkan pada hasil perhitungan efisiensi *Tray* didapatkan jumlah efisiensinya sebesar 79,94%. Dimana nilai dari efisiensi *Tray* ini berpengaruh pada jumlah *Tray* actual. Perbedaan jumlah *Tray* ini dipengaruhi oleh kondisi umpan yang masuk ke dalam kolom distilasi. Dimana jumlah *flowrate feed* desain lebih besar dari pada jumlah *flowrate feed* pada kondisi saat ini.

Kata Kunci : Distilasi, *De-Ethanizer Column*, *Tray* Teoritis

ABSTRACT

Distillation is the most widely used separation and purification method in the chemical industry. The main product at PT Titis Sampurna is LPG. Before becoming a product, LPG must be separated from the ethane component first. De-Ethanizer Column is a Light Ends fractionation unit which functions to separate Ethane compounds from Propane and Butane with a pressurized distillation process to produce LPG products that meet specifications. At PT. Titis Sampurna DeEthanizer Column unit is the place for the process of separating the ethane content that is still contained in the feed, namely components C₂, C₃, C₄, and C₅⁺. De-Ethanizer Column is considered to operate properly if all the ethane contained in the feed can be separated. However, over time, the flowrate entering the De-Ethanizer Column has decreased significantly. The method used is to collect data on operating conditions directly to the industry and perform calculations. In the De-Ethanizer Column, there are 25 trays of the sieve type. With the number of trays obtained ethane of 24.95% mol. So it is necessary to do a theoretical Tray calculation to prove that the actual number of Trays in the field is close to the number of theoretical Trays. while the results of the calculation of the efficiency of the Tray obtained the total efficiency of 79.94%. Where the value of the efficiency of this tray affects the actual number of trays. The difference in the number of trays is influenced by the condition of the feed entering the distillation column. Where the amount of flow rate feed design is greater than the number of flowrate feeds in the current condition.

Keywords: *Distillation, De-Ethanizer Column, Theoretical Tray*

1. PENDAHULUAN

Pada industri-industri di Indonesia metode pemisahan merupakan suatu cara yang digunakan untuk memisahkan atau memurnikan suatu senyawa atau sekelompok senyawa yang mempunyai susunan kimia yang berkaitan dari suatu bahan, baik dalam skala laboratorium maupun skala industri. Metode pemisahan bertujuan untuk mendapatkan zat murni atau beberapa zat murni dari suatu campuran. pemisahan merupakan suatu proses yang sangat penting untuk dipelajari dalam bidang Teknik kimia . Salah satu metode pemisahan yang terdapat pada industri-industri kimia yaitu Distilasi. Distilasi (Penyulingan) merupakan salah satu metode pemisahan campuran yang menggunakan prinsip perbedaan Trayek didih untuk pemisahan. Distilasi digunakan untuk memisahkan zat dari campuran 2 komponen atau lebih, yang terdiri atas fase cair saja atau campuran uap dan cairan. Komponen yang paling ringan dalam campuran tersebut akan membentuk fase uap dan diperoleh sebagai produk atas pada menara distilasi, sering kali disebut dengan istilah *Light Key Component*. Sementara itu, komponen yang kurang ringan pada campuran akan tetap berada di fase cair dan diperoleh sebagai produk bawah pada menara distilasi, dikenal dengan istilah *Heavy Key Component*. Pemilihan kolom, jumlah dan jenis Tray, kecepatan vapor dan liquid yang masuk, jenis packing yang digunakan serta *reflux ratio* mempengaruhi hasil yang akan didapatkan. Dalam proses distilasi, terdapat berbagai jenis Tray, yaitu *sieve Tray*, *valve Tray*, dan *bubble cap Tray*. Tray digunakan untuk memperbesar kontak antara cairan dan gas sehingga komponen dapat dipisahkan sesuai dengan rapat jenisnya, dalam bentuk gas atau cairan.

Produk utama yang dihasilkan di PT. Titis Sampurna LPG Plant Limau Timur adalah LPG yang terdiri dari campuran *propane* dan *butane*. Sebelum menjadi produk LPG harus dipisahkan komponen *ethane* terlebih dahulu, karena dapat membuat produk LPG menjadi kurang baik. *De-Ethanizer Column* adalah tempat proses pemisahan komponen *ethane* yang masih terkandung di dalam umpan. Didalam proses kerja kolom Deethanizer ini mirip seperti kolom fraksinasi pada umumnya yang membedakan adalah kolom *De-Ethanizer Column* ini bekerja pada tekanan di atas tekanan atmosfer karena senyawa hidrokarbon LPG pada tekanan atmosfer berupa gas sehingga pada proses pemisahannya harus diberi tekanan operasi yang tinggi agar berfase cair, sehingga memudahkan dalam proses pemisahan Senyawa hidrokarbon, khususnya Etana (C_2H_6). Karena kolom bekerja pada tekanan yang cukup tinggi dibanding tekanan atmosfer sehingga memungkinkan terjadinya losses dari banyak sebab sehingga hal tersebut harus ditanggulangi

Seperti penelitian yang telah dilakukan oleh Yeki Heriyandi (2014) mengenai evaluasi kolom Depropanizer (C-302 C/A/B) Unit Purifikasi Kilang Polypropylene PT. Pertamina Refinery Unit III Plaju – Sei. Gerong didapatkan bahwa ada perbedaan antara jumlah tray teoritis dan tray aktual dimana tray teoritis yang didapat hanya 78 tray sedangkan tray aktual di lapangan 90 tray dengan efisiensi tray 87%. Sedangkan penelitian yang dilakukan Alfin (2021) mengenai Perhitungan tray aktual teoritis pada De-Ethanizer column (655-C-102) di Betara Gas Plant Petrochina International Jabung Ltd menunjukkan perbedaan jumlah tray teoritis yang didapat dari perhitungan sebanyak 21 tray sedangkan tray aktual di lapangan sebanyak 33 tray dengan efisiensi tray 67%. Sedangkan yang penulis teliti disini menghitung dan menganalisa efisiensi tray teoritis De-Ethanizer Column di PT. Titis Sampurna.

Pada proses *De-Ethanizer* ini dianggap beroperasi dengan baik apabila semua *ethane* yang terkandung didalam umpan dapat dipisahkan. Dengan seiring berjalannya waktu, *flow rate* yang masuk ke *De-Ethanizer Column* mengalami penurunan yang cukup signifikan. Itulah yang mendasari penulis untuk menganalisis efisiensi tray alat *De-Ethanizer Column* tersebut. Pada *De-Ethanizer Column* terdapat 25 Tray yang berjenis *sieve Tray*. Sehingga perlu dilakukan perhitungan Tray secara teoritis untuk membuktikan jumlah Tray aktual yang digunakan mendekati jumlah Tray teoritis.

2. METODOLOGI PENELITIAN

2.1 Metode Perhitungan

Rumus perhitungan yang digunakan dalam menentukan jumlah tray teoritis adalah sebagai berikut;

2.2.1. Menghitung Mol Total

$$nt = mt/BM \text{ Campuran}$$

Dimana :

nt : mol total (kmol)

mt : massa total (kg)

BM campuran : Berat molekul campuran (kg/kmol)

(Raymond Chang, 2004:34)

2.2.2. Menghitung Mol Komponen

Mol = % Mol x Mol Total

(Raymond Chang, 2004: 34) 3.3.3.

2.2.3. Menghitung Massa Komponen

Massa = Mol x BM

(Raymond Chang, 2004:36) 3.3.4.

2.2.4. Menghitung Tekanan Uap Komponen

$$\ln P_o = A - \frac{B}{T + C}$$

Dimana:

P* = Tekanan uap komponen (mmHg)

A,B,C = Konstanta Antoine

T = Temperatur komponen (°C) (Felder, 2005: 640)

2.2.5. Menghitung Nilai Kesetimbangan Uap Cair

$$k_i = P_i / P_t$$

Dimana:

Ki = Nilai Kesetimbangan Uap-Cair komponen

Pi = Tekanan uap komponen (mmHg)

Pt = Tekanan uap total (mmHg)

(Van Winkle, 1967:73)

2.2.6. Menghitung Jumlah Tray Minimum

$$N_m = \frac{\log \left\{ \left(\frac{X_{LK}}{X_{HK}} \right)_D \cdot \left(\frac{X_{HK}}{X_{LK}} \right)_B \right\}}{\log \alpha_{LKavg}}$$

Dimana :

Nm = jumlah Tray minimum

XLK,D = fraksi mol light key component di distillate

XHK,D = fraksi mol heavy key component di distillate

XLK,B = fraksi mol light key component di bottom

XHK,B = fraksi mol heavy key component di bottom

Log α_{avg} = relatif volatilitas rata-rata

(Van Winkle, 1967, page 238)

2.2.7. Menghitung nilai q

$$q = 1$$

Dimana: q = Feed line

(McCabe, 1993:537)

2.2.8. Menghitung nilai Rm

$$\sum \frac{\alpha_i x_i d}{\alpha_i - \theta} = R_m + 1$$

Dimana:

Rm = Reflux ratio minimum

α_i = Relative volatility

xdi = Fraksi mol pada Stream Top

θ = Faktor pengoreksi

(R.K. Sinnott, 2005:525) 3.3.9

2.2.9. Menghitung Jumlah Tray ideal Menggunakan grafik fig.19.5

2.2.10. Menghitung efisiensi Tray

$$E_o = 51 - 32.5 \log (\mu_a \cdot \alpha_a)$$

Dimana:

Eo = Efisiensi Tray

μ_a = Viskositas molar rata-rata dari feed (mNs/m²)

α_a = Rata-rata volatilitas relatif dari light key terhadap heavy key

(R.K. Sinnott, 2005:5)

2.2.11. Menghitung N Actual

$$N_{actual} = N_{ideal} / E_o$$

Dimana : Eo = Efisiensi Tray (range 0,5)

N ideal = Jumlah Tray ideal

N actual = Jumlah Tray actual

(Nicholas P. Cheremisinoff, 2000: 238)

3. HASIL DAN PEMBAHASAN

3.1 Data Hasil Perhitungan

Dari hasil perhitungan mengenai Tray aktual *De-Ethanizer Column* yang telah peneliti lakukan, didapatkan jumlah Tray nya adalah sebanyak 14 Tray. Penentuan Tray ini didapatkan dari rumus :

$$N_{Actual} = N_{Ideal} / E_o$$

$$= 11 \text{ Tray} / 0,7994 = 14 \text{ Tray}$$

Data tersebut merupakan hasil perhitungan yang telah dilakukan dengan menggunakan data top dan bottom *De-Ethanizer Column* yang diberikan.

Berikut nilai neraca massa bagian *feed De-Ethanizer Column* yang ditunjukkan pada tabel 3.1.

Tabel 3.1. Hasil Perhitungan Konversi % Mol Menjadi Fraksi Massa

Komponen	BM		Massa		Fraksi
	Kg/kgmol	% mol	Kg	% Massa	
CO2	44,01	9,4944	417,8485	17,655	0,1765
N2	28,01	0,7217	20,2148	0,854	0,0085
CH4	16,04	71,7900	1151,5116	48,653	0,4865
C2H6	30,07	7,7496	233,0305	9,864	0,9846
C3H8	44,1	6,1937	273,1422	11,541	0,1154
i-C4H10	58,12	0,9740	56,6098	2,392	0,0239
n-C4H10	58,12	1,4176	82,3909	3,481	0,0348
i-C5H12	72,15	0,4555	32,8643	1,398	0,0139
n-C5H12	72,15	0,3242	23,3910	0,988	0,0099
n-C6H14	86,18	0,8796	75,7781	3,202	0,0320
TOTAL	400,820	100,000	2366,7808	100,000	1,000

Selain itu juga didapatkan nilai neraca massa bagian *top De-Ethanizer Column* yang ditunjukkan pada tabel 3.2.

Tabel 3.2. Nilai Massa, Mol, dan Fraksi Massa Bagian Top De-Ethanizer Column

Komponen	BM		Massa		Fraksi
	Kg/kgmol	% mol	Kg	% Massa	Massa
CO2	44,01	15,14	666,3114	22,279	0,2228
N2	28,01	2,49	69,7449	2,332	0,0233
CH4	16,04	39,32	630,6928	21,088	0,2109
C2H6	30,07	24,95	750,2465	25,085	0,2509
C3H8	44,1	14,29	630,1890	21,071	0,2107
i-C4H10	58,12	1,70	98,8040	3,304	0,0330
n-C4H10	58,12	1,02	59,2824	1,982	0,0198
i-C5H12	72,15	0,22	15,8730	0,531	0,0053
n-C5H12	72,15	0,32	23,0880	0,772	0,0077
n-C6H14	86,18	0,54	46,5372	1,556	0,0156
TOTAL	400,820	100,0	2990,7692	100,000	1

Sedangkan untuk bagian *bottom De-Ethanizer Column*, ditunjukkan pada tabel 3.3.

Tabel 3.3. Nilai Massa, Mol, dan Fraksi Massa Bagian Bottom De-Ethanizer Column

Komponen	BM		Massa		Fraksi
	Kg/kgmol	% mol	Kg	% Massa	Massa
CO2	44,01	15,14	0,0000	0,000	0,0000
N2	28,01	2,49	0,0000	0,000	0,0000
CH4	16,04	39,32	0,0000	0,000	0,0000
C2H6	30,07	24,95	5,4126	0,098	0,0010
C3H8	44,1	14,29	2299,3740	41,537	0,4154
i-C4H10	58,12	1,70	471,3532	8,515	0,0851
n-C4H10	58,12	1,02	994,4332	17,964	0,1796
i-C5H12	72,15	0,22	297,9795	5,383	0,0538
n-C5H12	72,15	0,32	578,6430	10,453	0,1045
n-C6H14	86,18	0,54	888,5158	16,051	0,1605
TOTAL	400,82	100,0	5535,7113	100,000	1

Adapun data nilai *dew point of distillate* dan *bubble point of bottoms*, setelah ditrial didapatkan nilai sebagai berikut :

dew point of distillate

$$T = 298,33 \text{ K}$$

$$P = 19393,10 \text{ mmHg}$$

bubble point of bottoms

$$T = 373,84 \text{ k}$$

$$P = 20427,4 \text{ mmHg}$$

$$\text{Nilai Feed data } T = 237,6 \text{ K } P = 223021,5 \text{ mmHg}$$

Selanjutnya nilai θ yang telah di dapatkan akan digunakan untuk mencari nilai R_{m+1} pada *stream Top* yang dapat di tunjukan pada table 3.7

Tabel 3.4: Hasil Perhitungan Nilai $R_m + 1$ Pada Setiap Komponen

Komponen	X_t	α_i	$\alpha_i X_f$	$\alpha_i - \theta$	$\frac{(\alpha_i X_f)}{\alpha_i - \theta}$
CO2	0,1514	27,392	4,1475	26,3241	0,1031
N2	0,0249	58,249	1,4505	57,1816	0,0072
CH4	0,3932	73,672	218,4591	72,6047	0,7204
C2H6	0,2495	4,124	1,0290	3,0563	0,0923
C3H8	0,1429	1,000	0,1429	-0,0676	-0,9169
i-C4H10	0,0170	0,368	0,0063	-0,6992	-0,0033
n-C4H10	0,0102	0,257	0,0026	-0,8105	-0,0025
i-C5H10	0,0022	0,097	0,0002	-0,9704	-0,0002
n-C5H12	0,0032	0,072	0,0002	-0,9951	-0,0001
n-C6H14	0,0054	923,498	4,9874	922,4302	-0,0000
Total	1,0000				0,0001

3.2. Pembahasan

Produk utama yang dihasilkan di PT. Titis Sampurna LPG Plant Limau Timur adalah LPG yang terdiri dari campuran *propane* dan *butane*. Sebelum menjadi produk LPG harus dipisahkan komponen *ethane* terlebih dahulu. *DeEthanizer Column* adalah tempat proses pemisahan kandungan *ethane* yang masih terkandung di dalam umpan yaitu komponen C2, C3, C4, dan C5+ . *De-Ethanizer Column* ini dianggap beroperasi dengan baik apabila semua *ethane* yang terkandung didalam umpan dapat dipisahkan. Di *De-Ethanizer Column* terdapat 25 Tray yang berjenis *sieve Tray*. Dengan jumlah Tray tersebut diperoleh *ethane* sebesar 24,95% mol. Sehingga perlu dilakukan perhitungan Tray secara teoritis untuk membuktikan jumlah Tray aktual di lapangan mendekati jumlah Tray teoritis. Sebelum menghitung jumlah Tray terlebih dahulu dilakukan perhitungan Neraca massa. Karena yang diketahui hanya *flowrate top* dan *flowrate bottom*, maka perlu mencari nilai *flow* dari *feed*. Sebelum itu penulis menghitung BM campuran pada stream 2 (*top*), lalu nilai BM campuran dimasukkan kedalam rumus mencari nilai mol total. Setelah itu menghitung mol per komponen, dan dilanjutkan dengan mencari nilai massa per komponen. Begitu juga dengan bagian *bottom (stream 5)*. Selanjutnya adalah menghitung Tray aktual. Sebelum itu perlu mencari nilai *dew point of distillate* dan nilai *bubble point of bottoms* menggunakan rumusan $\sum x_1 = \sum (y_1/K) = 1,00$ dan $\sum y_n = \sum (K \cdot x_n) = 1,00$. Setelah dilakukan perhitungan tersebut, maka didapatkan nilai α top, α bottom dan α avg. Sebelum menghitung jumlah Tray aktual, perlu menghitung jumlah Tray minimum. Setelah itu dilanjutkan ke perhitungkan jumlah Tray aktual dimana jumlah Tray

yang sebenarnya dibutuhkan di lapangan adalah jumlah Tray ideal dibagi dengan efisiensi Tray. Jumlah Tray ini juga dipengaruhi oleh umpan yang masuk. Semakin banyak umpan yang masuk, maka semakin banyak jumlah Tray yang dibutuhkan. 35 Pada hasil perhitungan efisiensi Tray di dapatkan jumlah efisiensinya sebesar 79,94%. Dimana nilai dari efisiensi Tray ini berpengaruh pada jumlah Tray aktual. Dari hasil perhitungan didapatkan jumlah Tray teoritis *De-Ethanizer Column* yang dibutuhkan di lapangan adalah sebanyak 14 Tray, sedangkan jumlah Tray aktual yang ada di lapangan adalah 25 Tray. Perbedaan jumlah Tray ini dipengaruhi oleh kondisi umpan yang masuk ke dalam kolom distilasi. Dimana jumlah flowrate feed desain lebih besar dari pada jumlah flowrate feed pada kondisi saat ini

4. KESIMPULAN

Berdasarkan hasil analisa dan perhitungan yang telah dilakukan, maka dapat disimpulkan bahwa *De-Ethanizer Column* adalah distilasi Bertekanan Tinggi. Prinsip kerjanya adalah memisahkan komponen *ethane* yang masih terkandung didalam umpan yang berupa komponen C₂, C₃, C₄ dan C₅ + . Jumlah Tray teoritis *De-Ethanizer Column* yang dibutuhkan di lapangan adalah sebanyak 14 Tray, sedangkan jumlah Tray aktual yang ada di lapangan adalah 25 Tray. Perbedaan jumlah tray ini dipengaruhi oleh kondisi operasi seperti kondisi umpan yang meliputi temperatur, tekanan, dan *flow rate*.

DAFTAR PUSTAKA

Adani Shabrina Iswari , Pujiastuti Yunita Ali.2017 Pengaruh Suhu Dan Waktu Operasi Pada Proses Distilasi Untuk Pengolahan Aquadest Di Fakultas Teknik Universitas Mulawarman. Samarinda Universitas Mulawarman.

Alfin (2021) Perhitungan Tray Aktual Teoritis Pada De-Ethanizer Column (655-C-102) di Betara Gas Plant Petrochina International Jabung Ltd

Budiman, Arief. 2016. Distilasi : Teori dan Pengendalian Operasi. Yogyakarta: Gadjah Mada University Press.

Chang, Raymond. 2004. Kimia Dasar konsep konsep inti Edisi Ketiga jilid I. Jakarta: Erlangga

Cheremisinoff, Nicholas P. 2000. Handbook of Chemical Processing Equipment Massachusett: Butterworth-Heinemann

Coulson, J.M dan Richardson, J.F. 1983. Chemical Engineering Vol.6. Oxford: Pergamon Press

Faiz, A. 2017. Destilasi. <http://eprints.undip.ac.id> Diakses pada Tahun 2022

Geankoplis, Christie John. 1989. Transport Process and Separation Process Principle 4th Edition. New Jersey: Pearson Education International.

Herstyawan, Andrew. 2019 "Tinjauan Teoritis Kolom Distilasi Pabrik Aseton Proses Dehidrogenasi Isopropanol Kapasitas 30. 000 Ton". Skripsi Teknik Kimia. Semarang Universitas Negeri Semarang

Kemendikbud. 2014. Buku Proses Pengolahan Migas dan Petrokimia. Jakarta.

Leily. N,M dkk. 2009. Tinjauan Teoritis Perancangan Kolom Distilasi.

Nurlaila, Annisa, Tadya dkk. 2017. Perancangan Alat Proses Simulasi Hysys Distilasi Multikomponen. Palembang. Universitas Sriwijaya.

Sembiring, Samuel dkk. 2019. ‘‘ Pemanfaatan Gas Alam Sebagai LPG (Liquified Petroleum Gas)" Jurnal Teknik ITS. 8(2), F208

Van Winkle, Matthew. 1967. Distillation New York: McGraw Hill Book Company.

Yeki Heriyandi (2014) Evaluasi Kolom Depropanizer (C-302 C/A/B) Unit Purifikasi Kilang Polypropylene PT. Pertamina Refinery Unit III Plaju – Sei. Gerong