

Evaluasi Neraca Massa Kolom *Deethanizer* di Unit *Gas Plant*

(*Evaluation of the Mass Balance of the Deethanizer Column in the Gas Plant Unit*)

Arif Nurrahman^{1*} dan Zami Furqon²

^{1,2}Program Studi Teknik Pengolahan Migas, PEM Akamigas Jl. Gajah Mada No. 38 Cepu Jawa Tengah

ARTICLE INFO

Article history

Received : 18 Agustus 2021

Revised : 26 September 2021

Accepted : 30 September 2021

DOI :

<https://doi.org/10.33366/rekabuana.v6i2.2682>

Keywords :

deethanizer, distillation, reflux, propane, butane

*e-mail corresponding author :

anurrahman@esdm.go.id

ABSTRAK

Gas Plant Unit diperusahaan X yang bergerak dibidang energi di Balikpapan mempunyai kapasitas desain 560 ton/hari. Unit ini berfungsi untuk memproduksi gas propane (C_3H_8) dan butana (C_4H_{10}) sehingga menjadi produk LPG. Kolom *Deethanizer* adalah unit fraksinasi *Light Ends* yang berfungsi untuk memisahkan senyawa *Ethana* dari Propana dan Butana dengan proses destilasi bertekananan sehingga menghasilkan produk LPG yang memenuhi spesifikasi. Tujuan peneliti untuk mendapatkan perhitungan neraca massa aktual serta laju alir proses. Metode yang digunakan dari pengambilan data kondisi operasi langsung ke industri serta melakukan perhitungan. Kolom Deethanizer tersusun dari 40 buah *sieve tray*, umpan masuk dari tray ke-20, beroperasi pada laju alir massa umpan kolom Deethanizer sebesar 5949,184 kg/jam, laju alir produk LPG sebesar 3428,334 kg/jam dan laju alir massa overhead gas sebesar 150,186 kg/jam sehingga diperoleh % yield aktual 57.62 dan % losses aktual sebesar 39,84%, hal ini disebabkan karena unit ini seharusnya sudah waktunya untuk di perbaiki. Namun hal ini tidak berpengaruh terhadap produk yang dihasilkan, hal ini dapat dilihat dari hasil uji Laboratorium mengenai Sampel Produk LPG.

PENERBIT

UNITRI PRESS

Jl. Telagawarna, Tlogomas-
Malang, 65144, Telp/Fax:
0341-565500



This is an open access article under the **Creative Commons Attribution-ShareAlike 4.0 International License**. Any further distribution of this work must maintain attribution to the author(s) and the title of the work, journal citation and DOI. CC-BY-SA

ABSTRACT

Gas Plant Unit in company X engaged in energy in Balikpapan has a design capacity of 560 tons/day. This unit serves to produce propane gas (C_3H_8) and butane (C_4H_{10}) to become LPG products. The Deethanizer column is a Light End fractionation unit that separates Ethane compounds from Propane and Butane at operating temperature resulting in LPG products that meet the specifications. The researcher's goal is to obtain the actual mass balance calculation and the flow rate of the process—the method used from retrieving data on operating conditions directly to the industry and performing calculations. The Deethanizer column is composed of 40 sieve trays, the entry feed of the 20th tray operates at the mass flow rate of the Deethanizer column feed of 5949,184 kg/hour, the flow rate of LPG products is 3428,334 kg/hour, and the mass flow rate of gas overhead is 150,186 kg/hour so that there is an actual % loss of 39,84%, this is because this unit should be time to be repaired. However, this does not affect the products produced, which can be seen from laboratory tests on LPG product samples.

Cara Mengutip : Nurrahman, A., Furqon, Z. (2021). Evaluasi Neraca Massa Kolom *Deethanizer* di Unit *Gas Plant*.

Reka Buana : Jurnal Ilmiah Teknik Sipil dan Teknik Kimia, 6(2), 160-173.

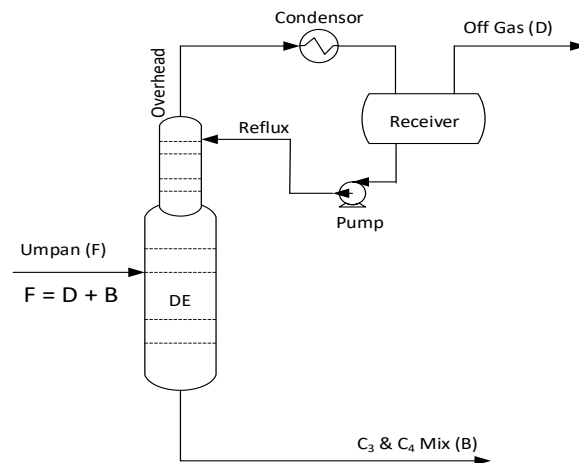
doi:<https://doi.org/10.33366/rekabuana.v6i1.2682>

1. PENDAHULUAN

Industri yang bergerak dibidang pengolahan minyak mentah mempunyai proses bisnis dalam hal pengolahan bahan bakar salah satunya dalam pengolahan LPG [1]. Untuk mendapatkan kualitas LPG yang baik dibutuhkan Kolom Deethanizer untuk memisahkan Ethana (C_2H_6) yang masih terkandung di dalam produk propana (C_3H_8) dan butana (C_4H_{10}) [2].

Didalam proses kerja kolom Deethanizer ini mirip seperti kolom fraksinasi pada umumnya yang membedakan adalah kolom Deethanizer 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)[3]. Karena kolom bekerja pada tekanan yang cukup tinggi di banding tekanan atmosfer sehingga memungkinkan terjadinya losses dari banyak sebab sehingga hal tersebut harus ditanggulangi. Karena hal tersebut yang melatar belakangi saya untuk mengevaluasi kolom deethanizer khususnya dalam bidang kesetimbangan massa di dalam Proses Operasi Kolom Deethanizer.

Seperti penelitian yang telah dilakukan oleh [4] melakukan evaluasi kolom *Debutanizer* dengan produk butana yang digunakan hasilnya untuk membuat LPG mix dengan efisiensi 28%. Untuk penelitian yang dilakukan oleh [5] dan [6] menyatakan maksimasi yang lakukan memenuhi kebutuhan dengan terlebih dahulu melakukan evaluasi dari peralatan yang digunakan, ini merupakan tahapan lanjutan setelah didapat hasil evaluasi dari peralatannya. Sedangkan untuk peneliti saat ini *deethanizer* belum dilakukan oleh peneliti yang lain dengan spesifikasi dan produk yang akan didapat memisahkan gas *ethana* dengan gas *propana* dan gas *butana*. Adapun kegiatan proses yang dihasilkan dari kolom *Deethanizer* seperti pada gambar 1 dibawah ini.



Gambar 1. Proses Flow Diagram Kolom Deethanizer

Destilasi bertekanan adalah proses pemisahan komponen yang bekerja di atas tekanan 1 atm[7]. Destilasi ini digunakan untuk memproses fraksi-fraksi ringan yang

suhunya jauh di bawah suhu atmosferik sehingga pemisahan tidak dapat dilakukan dengan mudah. Biasanya cara ini digunakan untuk memisahkan campuran gas metana, etana, propana, dan butana atau memisahkan nitrogen dari udara. *Feed* untuk unit *Gas Plant* ini berasal dari beberapa unit yang ada di kilang. Semua *feed* tersebut dicampur dan dipanaskan dari temperature 38° C menjadi 87° C di dalam Heat Exchanger menggunakan produk bawah dari kolom *Deethanizer* [7]. Setelah itu *feed* tersebut dimasukkan ke dalam kolom Deetanizer pada *tray* ke 20.

2. METODE PENELITIAN

Bahan

Bahan yang digunakan sebagai keperluan analisis yaitu terdiri dari data kondisi operasi kolom deetanizer yang diambil. Data produk atas, data reflux dan produk bawah kolom deetanizer. Data tersebut masing-masing tersaji pada tabel 1 berikut ini.

Tabel 1. Data Desain Kolom

Kolom Deethanizer	
Tipe Peralatan	Tower
Material	Carbon Steel
Tinggi Kolom	33,1 m
Diameter top kolom	1,1 m
Diameter bottom kolom	2 m
Jumlah Tray	40
Tipe Tray	Sieve Tray
Lokasi Umpan Masuk	Tray ke 20

Untuk Perhitungan Neraca Massa diterapkan berdasarkan jenis proses dan ada atau tidaknya reaksi kimia, jika tidak ada reaksi kima maka dapat menggunakan rumus sebagai berikut :

Total Massa Flow Rate

Untuk mendapatkan massa *flow rate* tiap komponen, diperlukan total massa. Total massa *flow rate* yang dapat di cari menggunakan rumus sebagai berikut [8] :

$$\text{Total massa flow rate} = \rho \times Q \dots\dots\dots (1)$$

Keterangan :

- ρ = Densitas (kg/ m³)
- Q = *Flow Rate Fluida* (m³/jam)

Massa Flow Rate Komponen

Setelah mendapatkan total massa *flow rate*, lalu kita mencari massa *flow rate* tiap komponen, dengan menggunakan rumus sebagai berikut [9]:

$$\text{Massa Flow Rate Komponen} = (\text{Fraksi mol} \times \text{BM}) \times \frac{\text{Total massa flor rate}}{\text{Total fraksi mol} \times \text{BM}} \dots\dots(2)$$

Keterangan :

- Fraksi mol = Fraksi mol tiap komponen
- BM = Berat Molekul
- Total fraksi mol × BM = Total penjumlahan seluruh fraksi mol × BM tiap komponen

Neraca Massa Produk

Setelah menghitung Total Massa *Flow Rate* dan mendapatkan *Flow rate* tiap komponen maka kita telah dapat membuat Neraca massa produk, baik Neraca massa produk atas maupun Neraca massa produk bawah

Neraca Massa Total

Keseluruhan Perhitungan Neraca Massa sistem yang didalamnya terdapat Neraca massa produk atas dan Neraca massa produk bawah dalam satu tabel Rumus Perhitungan % Yield. Untuk mendapatkan besarnya % *Yield* yang dihasilkan suatu Unit proses, dapat menggunakan rumus sebagai berikut [9]:

$$\frac{\text{Produk}}{\text{Feed Inlet}} \times 100\% \dots\dots\dots(3)$$

Keterangan :

- Produk = Besar massa *flow rate* produk utama yang dihasilkan Unit proses
- Feed Inlet = Total massa *flow rate* umpan yang masuk ke Unit proses

Panas untuk kolom *Deethanizer* diberikan oleh *reboiler* dengan menggunakan *low pressure steam* (3,0 kg/cm²) dan kondensat keluaran *reboiler* dikirim ke kondensat *recovery*. *Reboiler* ini memiliki peran yang sangat penting dalam proses yaitu berfungsi untuk menaikkan temperature dan tekanan kolom ke 104°C dan 32,7 kg/cm² [10].

Pendinginan kolom *Deethanizer* menggunakan *reflux* yang dipompakan kembali oleh pompa menuju ke tray 1 dengan temperature 38° C. Semua *liquid* dari *overhead receiver* dikembalikan kekolom sebagai *reflux*. *Overhead gas* yang meninggalkan top kolom pada gambar.1 dikondensasikan di *overhead condenser* sebelum dialirkan ke *overhead receiver*. Gas dan *liquid* terpisah berdasarkan massa jenisnya di vessel ini.

Liquid dari *overhead receiver* dikembalikan ke kolom *Deethanizer* sebagai *reflux* yang berfungsi untuk mengatur suhu di dalam kolom. *Reflux* dipompakan oleh pompa menuju ke tray 1. Gas campuran (propan dan komponen yang lebih ringan) keluar dari *overhead receiver* dipanaskan dari temperature 38° C menjadi 54° C didalam HE dengan menggunakan 3 kg/cm² steam. *Off gas* kemudian dialirkan ke *fuel gas K.O Drum*. *Bottom* produk kolom *Deethanizer* yang berisi *propane*, *butane*, dan *iso-pentane* masuk ke HE untuk didinginkan menjadi 65° C dengan menggunakan *feed* sebelum masuk ke kolom *Deethanizer* [10].

Adapun data hasil pengamatan kondisi operasi *Deethanizer* di lapangan seperti tabel 2. Sedangkan data desain dan aktual dari Receiver yang berada di top kolom seperti tabel 3 sebagai berikut :

Tabel 2. Data Kondisi Operasi Kolom Deetanizer

Flow (m ³ /hr)	Design Flow (m ³ /hr)	Actual Flow (m ³ /hr)
Feed	33,2	10,936
Top Product	-	
Bottom Product	30,872	6,279
Temperature (°C)	Temperature Design (°C)	Actual Temperature (°C)
Feed	87	44,54

Top Product	52	57,60
Bottom Product	104	89,20
Pressure (kg/cm²)	Design Pressure (kg/cm²)	Actual Pressure (kg/cm²)
Feed	36,2	-
Top Product	32,3	19
Bottom Product	32,7	21

Tabel 3. Data Kondisi Operasi Desain dan Aktual Receiver

Flow (m ³ /hr)	Design Flow (m ³ /hr)	Actual Flow (m ³ /hr)
Feed	33,2	10,936
Off Gas	-	-
Reflux	30,872	6,279
Temperature (°C)	Temperature Design (°C)	Actual Temperature (°C)
Feed	87	44,54
Off Gas	40	52,46
Reflux	38	31,47
Pressure (kg/cm ²)	Design Pressure (kg/cm ²)	Actual Pressure (kg/cm ²)
Feed	32,3	19
Off Gas	33,0	19
Reflux	36,3	-

Metode Kerja

Metode kerja yang digunakan yaitu melalui tahapan persiapan, dengan studi literatur, observasi dan pengambilan data. Tahapan selanjutnya yaitu pelaksana, perhitungan evaluasi dan terakhir adalah tahapan penyelesaian dengan menganalisa hasil perhitungan sehingga menghasilkan kesimpulan.

3. HASIL DAN PEMBAHASAN

Menentukan Neraca Massa Desain

Untuk menghitung Neraca massa Desain maka dibutuhkan data sampel produk dari Laboratorium Data uji sampel desain yang diambil dari Diagram P & ID. Adapun Analisa desai umpan dan produk kolom Deethanizer seperti tabel 4 dibawah ini [1].

Tabel 4. Analisa Desain Umpan Dan Produk Kolom Deethanizer

Testing	Deethanizer Feed (% Vol)	Deethanizer Overhead Gas (% Vol)	Bottom Product (% Vol)
SPEC.GRAVITY	0,544	1,51	0,553
API	-	-	-
H ₂	-	-	-
CH ₄	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₆	4,00	58,49	0,00
C ₃ H ₈	59,77	41,51	61,11
i-C ₄ H ₁₀	12,11	0,00	12,99
n-C ₄ H ₁₀	23,93	0,00	25,69
i-C ₅ H ₁₂	0,19	0,00	0,20
n-C ₅ H ₁₂	0,00	0,00	0,00

C ₆ H ₁₄	-	-	-
CO ₂	0,00	0,00	0,00
RVP, PSIG			
H ₂ S	0,00	0,00	0,00

Neraca Massa Umpan Desain

Feed masuk

$$SG = 0,531$$

$$SG = \frac{\rho \text{ Minyak}}{\rho \text{ Air}}$$

$$\rho \text{ minyak} = SG \times \rho \text{ air} = 0,531 \times 1 \text{ g/cm}^3 = 0,531 \text{ g/cm}^3 = 531 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Flow Umpan} = 33,2 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Massa inlet Deethanizer} = 17645,167 \text{ kg/jam}$$

Contoh perhitungan untuk mencari harga massa C₂

$$\begin{aligned} MW &= BM \times X_f = 30,07 \times 0,040 \\ &= 1,203 \text{ kg/kgmol} \end{aligned}$$

Tabel 5. Hasil Penghitungan Neraca Massa Umpan Desain

Komponen	BM (kg/kgmol)	X _f (Fraksi mol)	MW (kg/kgmol)
C ₁	16,04	0	0,000
C ₂	30,07	0,040	1.203
C ₃	44,1	0,598	26,360
i-C ₄	58,12	0,121	7,035
n-C ₄	58,12	0,239	13,911
i-C ₅	72,15	0,001	0,135
n-C ₅	72,15	0	0,000
CO ₂	44	0	0,000
H ₂ S	34	0	0,000
Total	428,75	1	48,644

$$\begin{aligned} \text{Jumlah Umpan} &= \frac{\text{Massa inlet Deethanizer} \left(\frac{\text{kg}}{\text{jam}}\right)}{\sum MW \left(\frac{\text{kg}}{\text{kgmol}}\right)} \\ &= \frac{17645,167 \text{ kg/jam}}{48,644 \text{ kg/kgmol}} \\ &= 362,74 \text{ kgmol/ jam} \end{aligned}$$

Dari Perhitungan ini maka dapat diketahui bahwa *Flow rate* massa umpan adalah sebesar 362,74 Kgmol/jam.

Neraca Massa Produk Bawah Desain

Penghitungan Neraca Massa Produk Bawah dilakukan terlebih dahulu dikarenakan *Overhead* Kolom tidak ada pengambilan sampel sehingga untuk *flow rate* produk atas belum diketahui. Maka untuk mengetahuinya terlebih dahulu kita harus mengetahui berapa besar *Flow rate* produk bawah.

Produk Bawah

$$\begin{aligned}
 SG &= 0,553 \\
 SG &= \frac{\rho \text{ Minyak}}{\rho \text{ Air}} \\
 \rho \text{ minyak} &= SG \times \rho \text{ air} \\
 &= 0,553 \times 1 \text{ g/cm}^3 \\
 &= 0,553 \text{ g/cm}^3 = 553,51 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 30,27 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

Flow produk bawah

$$\text{Massa Bottom Deethanizer} = 16755 \text{ kg/jam}$$

Contoh perhitungan untuk mencari harga massa C₃H₈

$$\begin{aligned}
 MW &= BM \times X_b \\
 &= 44,1 \times 0,6111 \\
 &= 26,951 \text{ kg/kgmol}
 \end{aligned}$$

Tabel 6. Hasil Penghitungan Neraca Massa Produk Bawah Desain

Komponen	BM (kg/kgmol)	X _f (Fraksi mol)	MW (kg/kgmol)
C ₁	16,04	0	0
C ₂	30,07	0	0
C ₃	44,1	0,611	26,951
i-C ₄	58,12	0,130	7,552
n-C ₄	58,12	0,257	14,932
i-C ₅	72,15	0,002	0,145
n-C ₅	72,15	0	0
CO ₂	44	0	0
H ₂ S	34	0	0
Total	428,75	1	49,580

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah Produk bawah} &= \frac{\text{Massa bottom Deethanizer} \left(\frac{\text{kg}}{\text{jam}}\right)}{\sum MW \left(\frac{\text{kg}}{\text{kgmol}}\right)} \\
 &= \frac{16755 \text{ kg/jam}}{49,580 \text{ kg/kgmol}} \\
 &= 337,939 \text{ kgmol/ jam}
 \end{aligned}$$

Dari Perhitungan ini maka dapat diketahui bahwa *Flowrate* massa produk bawah adalah sebesar 337,939 Kgmol/jam.

Neraca Massa Produk Atas Desain

Karena *Flow rate* massa itu tetap maka *Flow rate* Massa produk atas dapat diperoleh dengan cara :

$$\begin{aligned}
 \text{Flowrate Produk atas} &= \text{flowrate umpan} - \text{flowrate produk bawah} \\
 &= 17645,167 \text{ Kg/Jam} - 16755 \text{ kg/jam} \\
 &= 890,167 \text{ Kg/Jam}
 \end{aligned}$$

$$\text{Massa Jenis Udara} = 1,293 \text{ kg/ Nm}^3$$

Gas = 1,960
 SG gas = 1,516
 Flow rate Off gas = 454,293 Nm³/jam

Contoh perhitungan untuk mencari harga massa C₂H₆

$$\begin{aligned} MW &= BM \times Y_d \\ &= 30,07 \times 0,585 \\ &= 17,587 \text{ kg/kgmol} \end{aligned}$$

Tabel 7. Hasil Penghitungan Neraca Massa Produk Atas Desain

Komponen	BM (kg/kgmol)	X _f (Fraksi mol)	MW (kg/kgmol)
C1	16,04	0	0
C2	30,07	0,585	17,587
C3	44,1	0,415	18,307
i-C4	58,12	0	0
n-C4	58,12	0	0
i-C5	72,15	0	0
n-C5	72,15	0	0
CO ₂	44	0	0
H ₂ S	34	0	0
Total	428,75	1	35,894

$$\begin{aligned} \text{Jumlah Produk Atas} &= \frac{\text{Massa top Deetanizer } \left(\frac{kg}{jam}\right)}{\sum MW \left(\frac{kg}{kgmol}\right)} \\ &= \frac{890,167 \frac{kg}{jam}}{35,894 \frac{kg}{kgmol}} \\ &= 24,80 \text{ kgmol/ jam} \end{aligned}$$

Neraca Massa Umpan Aktual

Menghitung Laju Alir Massa dari umpan yang akan masuk ke kolom Deethanizer.

Tabel 8. Analisa Aktual Umpan dan Produk Kolom Deetanizer

Aktual Produk LPG					
Testing	Deetanizer Feed (% Vol)	Deetanizer Overhead Gas (% Vol)	Bottom Product (% Vol)		
Time	1,00	1,00	1,00	9,00	17,00
Spec.Gravity	0,544	1,292	0,546		
BOIL AWAY % 3ϕ	-	-	92	-	-
COPPER STRIP	3B		1B		
RVP, PSIG	-	-	108	-	-
H ₂ S (ppm)	1336	14142	NEG		
TOTAL % VOL	100	100	100		

$$\begin{aligned}
 \text{Feed masuk} & \\
 \text{SG} &= 0,544 \\
 \text{SG} &= \frac{\rho \text{ minyak}}{\rho \text{ air}} \\
 \rho \text{ minyak} &= \text{SG} \times \rho \text{ air} \\
 &= 0,544 \times 1 \text{ g/cm}^3 \\
 &= 0,544 \text{ g/cm}^3 = 0,544 \text{ kg/L} \\
 &= 544 \text{ kg/m}^3 \\
 \text{Flow Umpan} &= 10,936 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

Massa inlet Deethanizer = 5949,184 kg/jam

Contoh perhitungan untuk mencari harga massa CH₄

$$\begin{aligned}
 \text{MW} &= \text{BM} \times X_f \\
 &= 16,04 \times 0,0043 \\
 &= 0,0689 \text{ kg/kgmol}
 \end{aligned}$$

Tabel 9. Hasil Penghitungan Neraca Massa Umpan Aktual

Komponen	BM (kg/kgmol)	Xf (fraksi mol)	MW (kg/kgmol)
C1	16,04	0,004	0,069
C2	30,07	0,041	1,227
C3	44,1	0,426	18,799
i-C4	58,12	0,190	11,066
n-C4	58,12	0,291	16,924
i-C5	72,15	0,024	1,703
n-C5	72,15	0,011	0,815
CO ₂	44	0,012	0,532
H ₂ S	34	0,001	0,005
Total	428,75	1	51,141

Neraca Massa Produk Bawah Aktual

Sama dengan penghitungan Neraca Massa Produk Bawah pada Desain, penghitungan Neraca massa produk bawah juga dilakukan terlebih dahulu dikarenakan *Overhead* Kolom tidak ada pengambilan sampel sehingga untuk laju alir produk atas belum diketahui.

Produk Bawah

$$\begin{aligned}
 \text{SG} &= 0,546 \\
 \text{SG} &= \frac{\rho \text{ minyak}}{\rho \text{ air}} \\
 \rho \text{ minyak} &= \text{SG} \times \rho \text{ air} = 0,546 \times 1 \text{ g/cm}^3 \\
 &= 0,546 \text{ g/cm}^3 = 0,546 \text{ kg/L} \\
 \text{Flow produk bawah} &= 6279 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

Massa outlet Deethanizer (B) = 3428,334 kg/jam

Contoh perhitungan untuk mencari harga massa C₂H₆

$$\begin{aligned}
 \text{MW} &= \text{BM} \times X_b \\
 &= 30,7 \times 0,009 = 0,271 \text{ kg/kgmol}
 \end{aligned}$$

Tabel 10. Hasil Penghitungan Neraca Massa Produk Bawah Aktual

Komponen	BM (kg/kgmol)	Xb (fraksi mol)	MW (kg/kgmol)
C1	16,04	0	0
C2	30,07	0,009	0,271
C3	44,1	0,455	20,066
i-C4	58,12	0,193	11,217
n-C4	58,12	0,218	16,332
i-C5	72,15	0,4	2,886
n-C5	72,15	0,022	1,587
CO2	44	0	0
H2S	34	0	0
Total	428,75	1	52,358

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah Produk bawah} &= \frac{\text{Bottom Produk } (\frac{kg}{jam})}{\sum \text{massa } (\frac{kg}{kgmol})} \\
 &= \frac{3428,334 (\frac{kg}{jam})}{52,358 (\frac{kg}{kgmol})} \\
 &= 64.999 \text{ kgmol/ jam}
 \end{aligned}$$

Dari Perhitungan ini maka dapat diketahui bahwa *Flowrate* massa produk bawah adalah sebesar 64,999 Kgmol/jam

Neraca Massa Produk Atas Aktual

$$\begin{aligned}
 \text{SG Gas} &= 1,292 \\
 \text{Massa Jenis Udara} &= 1,2930 \text{ Kg/Nm}^3 \\
 \text{Flow Off gas} &= 89,9033 \text{ Nm}^3/\text{jam} \\
 \text{Massa flowrate gas} &= \text{Flow Off Gas} \times \text{SG Gas} \times \rho \text{ udara} \\
 &= 89,9033 \times 1.292 \times 1.2930
 \end{aligned}$$

$$\text{Massa Outlet Deetanizer (D)} = 150,188 \text{ kg/jam}$$

Contoh perhitungan untuk mencari harga massa CH4

$$\begin{aligned}
 \text{MW} &= \text{BM} \times Y_d \\
 &= 16,04 \times 0.0595 \\
 &= 0,9543 \text{ kg/kgmol}
 \end{aligned}$$

Tabel 11. Hasil Penghitungan Neraca Massa Produk Atas Aktual

Komponen	BM (kg/kgmol)	Yd (fraksi mol)	MW (kg/kgmol)
C1	16,04	0,0595	0,9543
C2	30,07	0,3824	11,4987
C3	44,1	0,4476	19,7391
i-C4	58,12	0,0146	0,8485
n-C4	58,12	0,0107	0,6218
i-C5	72,15	0	0

n-C5	72,15	0	0
CO2	44	0,0768	3,3792
H2S	34	0,000972	0,0330412
Total	428,75	1,001	37,0749

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah Produk Atas} &= \frac{\text{Top Produk } (\frac{kg}{jam})}{\Sigma \text{massa } (\frac{kg}{kgmol})} \\
 &= \frac{150,884 (\frac{kg}{jam})}{37,075 (\frac{kg}{kgmol})} \\
 &= 4,0896 \text{ kgmol/ jam.}
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Total

Contoh Perhitungan Neraca Massa perkomponen

$$\begin{aligned}
 \text{Neraca Massa per Komponen} &= \frac{\Sigma \text{Massa fluida } (\frac{kg}{kgmol})}{\Sigma \text{MW } (\frac{kg}{kgmol})} \times \text{MW per komponen} \\
 &= \frac{17645,17 (\frac{kg}{jam})}{48,64 (\frac{kg}{kgmol})} \times 1,20 \\
 &= 436,32 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel 12. Penghitungan Neraca Massa Desain (Kg/Jam)

Komponen	Umpan		Produk Bawah		Produk Atas	
	MW (Xf.BM)	Kg/Jam	MW (Xb.BM)	Kg/Jam	MW (Xf.BM)	Kg/Jam
C ₁	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C ₂	1.20	436.32	0.00	0.00	17.59	436.32
C ₃	26.36	9561.76	26.95	9107.58	18.31	454.18
i-C ₄	7.04	2552.05	7.55	2552.05	0.00	0.00
n-C ₄	13.91	5045.98	14.93	5045.98	0.00	0.00
i-C ₅	0.14	49.06	0.15	49.06	0.00	0.00
n-C ₅	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H ₂ S	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Total	48.64	17645.17	49.58	16754.67	35.89	890.50

Contoh perhitungan :

$$\begin{aligned}
 N &= \frac{\text{Massa per komponen } (\frac{kg}{jam})}{BM} \\
 &= \frac{436,32 (\frac{kg}{jam})}{30,07} = 14,51 \text{ kgmol/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel 13. Perhitungan Neraca Massa Desain (Kgmol/Jam)

Komponen	Umpan		Produk Bawah		Produk Atas		BM
	Kg/Jam	Kgmol/Jam	Kg/Jam	Kgmol/Jam	Kg/Jam	Kgmol/Jam	
C ₁	0	0	0	0	0	0	16.04
C ₂	436,32	14.51	0.00	0	436.32	14.51	30.07
C ₃	9561,76	216.82	9107.58	206.521	454.18	10.2989	44.1
i-C ₄	2552,05	43.91	2552.05	43.91	0.00	0	58.12
n-C ₄	5045,98	86.82	5045.98	86.82	0.00	0	58.12
i-C ₅	49,06	0.68	49.06	0.68	0.00	0	72.15
n-C ₅	0	0	0	0	0	0	72.15
H ₂ S	0	0	0	0	0	0	44
CO ₂	0	0	0	0	0	0	34
Total	17645,17	362.74	16754.67	337.931	890.50	24.8089	428.75

Neraca Massa Total Aktual

Perhitungan % Yield Desain

Persen *Yield* di dapat dengan memasukkan persamaan 3 diperoleh hasil

$$\frac{\text{Produk} \left(\frac{\text{kg}}{\text{jam}}\right)}{\text{feed inlet} \left(\frac{\text{kg}}{\text{jam}}\right)} \times 100\% = \frac{16754,67 \left(\frac{\text{kg}}{\text{jam}}\right)}{17645,17 \left(\frac{\text{kg}}{\text{jam}}\right)} \times 100\% = 94,95 \%$$

Tabel 14. Hasil Perhitungan % Yield Desain

Kondisi Desain	
Flow Inlet(kg/jam)	17645,17
Produk (kg/jam)	16754,67
Off Gas(kg/jam)	890,50
% Yield	94,95

Perhitungan % Yield Aktual

Persen *Yield* di dapat dengan memasukkan persamaan 2.3 didapat hasil

$$\frac{\text{Produk} \left(\frac{\text{kg}}{\text{jam}}\right)}{\text{feed inlet} \left(\frac{\text{kg}}{\text{jam}}\right)} \times 100\% = \frac{3428,334 \left(\frac{\text{kg}}{\text{jam}}\right)}{5949,184 \left(\frac{\text{kg}}{\text{jam}}\right)} \times 100\% = 57,62 \%$$

Tabel 15. Hasil Perhitungan % Yield Aktual

Kondisi Aktual	
Flow Inlet (kg/jam)	5949,184
Produk (kg/jam)	3428,334
To FGS (kg/jam)	150,1885
% Yield	57,62

Penghitungan Losses or Gain

Penghitungan Losses or Gain Desain

Perhitungan *Losses or Gain* dapat dilakukan dengan menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$\text{Akumulasi} = \text{Feed Inlet} - (\text{Bottom Produk} + \text{Top Produk}) \quad \dots\dots\dots (4)$$

$$17645,17 \text{ (kg/jam)} - (16754,67 + 890,50) \text{ (kg/jam)}$$

$$0 = \text{kg/jam}$$

$$\% \text{ Losses or Gain} = \frac{\text{Akumulasi}}{\text{Feed Inlet}} \times 100\% \quad \dots\dots\dots(5)$$

$$= \frac{0,00 \left(\frac{\text{kg}}{\text{jam}}\right)}{17645,17 \left(\frac{\text{kg}}{\text{jam}}\right)}$$

$$= 0 \text{ (kg/jam)}$$

Tabel 16. Hasil Penghitungan Losses or Gain Desain

	Mass Flowrate Kg/jam	Normalize
F	17645,1673	17645,17
B	16754,67	16754,67
D	890,50	890,50
	0	0
L/G	0	0

Penghitungan Losses or Gain Aktual

Perhitungan *Losses or Gain* dapat dilakukan dengan menggunakan persamaan 3.1 dan 3.2 diperoleh yaitu sebagai berikut :

$$\text{Akumulasi} = \text{Feed Inlet} - (\text{Bottom Produk} + \text{Top Produk})$$

$$= 5949,184 - (3428,334 + 150,186)$$

$$= 2370,662 \text{ kg/jam}$$

Tabel 17. Hasil Penghitungan Losses or Gain Aktual

Componen	Mass Flowrate Kg/jam
F = Feed	5949,184
B = Bottom Product	3428,334
D = Top Product	150,1885
	2370,662
L/G	39,84

Dengan Laju alir massa umpan (F) sebesar 5949,184 kg/jam, didapat laju alir produk bawah (B) yaitu berupa Mix LPG sebesar 3428,334 kg/jam dan produk Atas (T) sebesar 150,1885 kg/jam.

4. KESIMPULAN

Kolom Deethanizer beroperasi pada aliran umpan 33.71%. Menghasilkan produk LPG sebesar 3428.334 kg/jam sehingga didapat % yield actual sebesar 57.62 % Laju alir massa umpan kolom Deethanizer sebesar 5949,184 kg/jam, laju alir massa overhead gas sebesar 150.1885 kg/jam sehingga terdapat % losses aktual sebesar 39.84%, walaupun terdapat losses yang disebabkan oleh kondisi operasi unit yang sedang tidak normal dan terjadi akumulasi feed didalam kolom *Deethanizer* serta terjadi kesalahan pada pembacaan alat uji dan instrumentasi. Akan tetapi losses ini tidak mempengaruhi produk LPG yang dihasilkan. Ini dapat dilihat dari hasil tes Laboratorium mengenai sampel produk LPG.

5. DAFTAR PUSTAKA

- [1] C. To and A. Sustainable, "Komitmen meraih performa keberlanjutan," 2017.
- [2] E. Y. Kenig and S. Blagov, "Modeling of Distillation Processes," *Distill. Fundam. Princ.*, pp. 383–436, Jul. 2014.
- [3] R. H. Perry, J. O. Maloney, and D. W. Green, "Perry's chemical engineers' handbook.," 1997.
- [4] A. R. Anggrianto *et al.*, "Evaluasi Kolom Debutanizer (Flrs T-102) Di Unit Rfccc Pt Pertamina (Persero) Refinery Unit Iii Plaju - Palembang," *Distilat J. Teknol. Separasi*, vol. 6, no. 1, pp. 8–12, 2020.
- [5] H. N. Aulia and V. Alfiansyah, "Maksimasi Produk Naphta Kolom Debutanizer Unit RCC PT X," *Semin. Nas. Ris. Terap.*, vol. 3, pp. E30–E39, Dec. 2018.
- [6] H. Numan and A. Tiara, "Maksimasi Produk Heavy Naphta Melalui Pengaturan Cutting Point pada Maksimasi Produk Heavy Naphta Melalui Pengaturan Cutting Point pada Kolom Naphta Splitter," no. November, 2018.
- [7] R. A. (Robert A. Meyers, "Handbook of petroleum refining processes," 2004.
- [8] G. Sobočan and P. Glavič, "Optimization of ethylene process design," *Comput. Aided Chem. Eng.*, vol. 9, no. C, pp. 529–534, Jan. 2001.
- [9] J. H. Gary and G. E. Handwerk, "Petroleum refining : technology and economics," p. 441, 2001.
- [10] M. Bajus, *Petrochemistry : Petrochemical Processing, Hydrocarbon Technology, and Green Engineering*. Wiley, 2019.