



BAB IX

URAIAN TUGAS KHUSUS

IX. 1 Pengertian Distilasi

Unit kilang mengolah minyak mentah dengan menggunakan proses Distilasi Atmosferik. Distilasi atmosferik adalah proses pemisahan minyak bumi secara fisik dengan menggunakan perbedaan titik didih. Karena crude oil adalah campuran dari komponen-komponen yang sangat kompleks dan pemisahan berdasarkan fraksi-fraksinya sehingga distilasi ini pemisahan dengan berdasarkan titik didihnya (jarak didih). Tekanan kerja dari distilasi atmosferik pada tekanan atmosfer yaitu tekanan operasi antara 1 atm sampai dengan 1,5 atm. Dalam proses distilasi atmosferik akan didapatkan hasil berupa gas, pertasol, kerosine, solar, dan residu.

Pemisahan dilakukan dengan memanaskan minyak mentah pada suhu tertentu sehingga ada yang dalam fase uap dan kemudian diembunkan lalu didinginkan. Proses pengolahan distilasi atmosferik dibagi menjadi empat bagian yaitu :

- a. Pemanasan di dalam furnace.
- b. Penguapan di dalam evaporator.
- c. Pemisahan di dalam kolom fraksinasi dan kolom stripper
- d. Pengembunan dan pendinginan didalam kondensor dan cooler disertai dengan pemisahan di dalam separator untuk memperoleh hasil.

IX. 2 Pengertian Stripper

Stripper adalah alat yang digunakan untuk memisahkan satu komponen atau lebih dari campurannya menggunakan prinsip perbedaan kelarutan. Solut adalah komponen yang dipisahkan dari campurannya sedangkan pelarut (solvent ; sebagai *separating agent*) adalah cairan atau gas yang melarutkan solut. Stripper disebut juga sebagai kolom distilasi berfungsi sebagai unit operasi untuk melakukan proses pemisahan sebuah campuran menjadi dua atau lebih produk



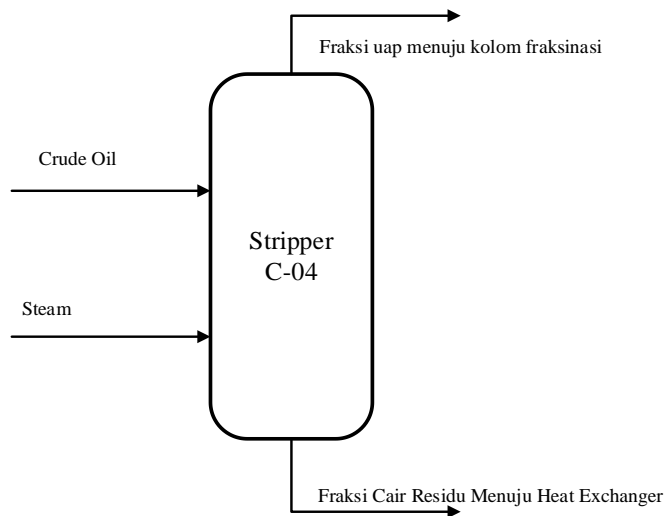
yang memiliki titik didih berbeda, dengan mengeluarkan komponen yang lebih mudah menguap dari campuran.

Kolom stripper merupakan alat yang penting dalam proses pengolahan minyak bumi. Pada unit kilang PPSDM Migas Cepu kolom stripper berfungsi untuk memisahkan fraksi-fraksi dari crude oil (minyak mentah). Jenis stripper yang digunakan berupa tray kolom dengan injeksi steam. Kolom stripper pada unit kilang PPSDM Migas Cepu digunakan untuk mempertajam pemisahan fraksi berat dan fraksi ringan guna memperbaiki mutu produk yang diinginkan. Fraksi ringan yang terkandung dalam jumlah besar pada produk bawah dapat menurunkan titik nyala produk tersebut. Kandungan fraksi ringan pada produk bawah dapat diperkecil dengan penginjeksian steam pada bagian dasar kolom. Steam dapat menurunkan tekanan parsial fraksi ringan sehingga akan lebih mudah menguap meninggalkan kolom pemisah.

IX.3 Prinsip Kerja Stripper

Kolom stripper merupakan salah satu peralatan utama dalam proses distilasi karena kolom ini berfungsi untuk mempertajam pemisahan komponen-komponen, sehingga bisa memperbaiki mutu suatu produk dengan memisahkan fraksi ringan yang tidak dikehendaki dalam produk tersebut. Pada dasarnya prinsip kerja kolom stripper adalah proses penguapan biasa, pada temperatur tertentu fraksi ringan yang temperatur didihnya lebih rendah dari temperatur puncak kolom akan menguap dan keluar melalui puncak kolom. Secara umum untuk membantu penguapan dilakukan dengan injeksi steam atau dengan bantuan alat penukar panas reboiler untuk menaikkan temperature.

Jika diilustrasikan, proses yang terjadi di stripper C-04 adalah sebagai berikut :



Gambar IX. 1 Diagram Alir Kolom Stripper (C-04)

IX.4 Faktor yang mempengaruhi Proses di Kolom Stripper

Hal – hal yang harus diperhatikan dalam mengoperasikan kolom stripper agar prosesnya dapat berjalan dengan baik antara lain, yaitu :

1. Temperatur

Temperatur merupakan hal yang penting untuk diperhatikan dalam proses pengoperasian kolom stripper. Temperatur pada proses pemisahan dalam kolom stripper bergantung pada bahan-bahan yang masuk dari kolom fraksinasi. Apabila temperatur terlalu tinggi, maka residu akan ikut teruapkan dan dapat menyebabkan warna solar dan pH solar rusak. Disamping itu, tingginya temperatur dapat menyebabkan *crude oil* mengalami *cracking* terlalu awal dan dapat menyumbat pipa furnace. Namun, temperatur yang terlalu rendah juga akan membuat pemisahan kurang berjalan dengan sempurna karena fraksi ringan yang seharusnya menjadi produk atas belum dapat menguap dan tercampur dengan residu.

2. Tekanan

Tekanan yang terlalu tinggi melewati batas operasional yang akan menghambat proses pemisahan karena fraksi ringan tidak dapat menguap dan masih bercampur dengan residu, sedangkan tekanan yang terlalu rendah akan membuat residu ikut teruapkan dan merusak kualitas dari produk atas.

3. Tinggi permukaan bahan



Ketinggian permukaan bahan di dalam kolom stripper harus selalu diperhatikan karena ketika terlalu tinggi akan menyebabkan ruang penguapan *crude oil* berkurang sehingga proses berjalan kurang sempurna.

IX.5 Neraca Massa

Neraca Massa merupakan salah satu bagian dari *Chemical Engineering Tool* yang biasa digunakan untuk menghitung aliran bahan masuk dan bahan keluar dari suatu system. Selain itu, neraca massa dapat digunakan untuk menghitung kapasitas peralatan yang digunakan. Neraca massa meliputi seluruh bahan yang masuk, bahan yang hilang, dan bahan yang terakumulasi (tertimbun dalam proses atau operasi). Pada prinsipnya, neraca massa dapat digunakan untuk proses baik dengan reaksi kimia maupun tanpa reaksi kimia. Rumus neraca massa dapat dituliskan seperti di bawah ini.

$$\text{Massa Akumulasi} = \text{Massa Input} - \text{Massa Output} + \text{Massa Generasi} \\ - \text{Massa Konsumsi}$$

Massa generasi adalah massa yang diperoleh karena adanya reaksi kimia, sedangkan massa konsumsi adalah massa hilang karena reaksi kimia. Neraca massa disusun dalam suatu interval waktu tertentu misalnya detik, jam, hari, dsb. Jika dalam suatu sistem tidak terjadi generasi dan konsumsi, maka neraca massanya dapat ditulis menjadi:

$$\text{Akumulasi} = \text{Input} - \text{Output}$$

Akumulasi dianggap sama dengan nol apabila proses berada dalam keadaan steady state. Sistem merupakan suatu bagian dari keseluruhan proses yang akan ditetapkan. Dalam satu sistem, terdapat dua jenis proses yaitu continuous process adalah proses dimana bahan masuk dan keluar sistem secara kontinyu sedangkan batch process adalah proses dimana tidak ada bahan yang masuk maupun keluar selama proses berlangsung.

Secara umum, neraca massa dibedakan menjadi dua, yaitu:

1. Neraca massa Total (Overall)

Dalam neraca massa overall, input dan output diperhitungkan dengan memandang proses dari awal sampai akhir atau keseluruhan proses.

2. Neraca Komponen



Dalam neraca massa komponen hanya satu komponen saja yang diperhitungkan dimana tetap berlaku input-output.

IX.6 Neraca Panas

Neraca Panas adalah cabang keilmuan yang mempelajari kesetimbangan energi dalam sebuah sistem. Neraca panas berasal dari persamaan pada Hukum Termodinamika I. Hukum pertama ini menyatakan kekekalan energi, yaitu energi tidak dimusnahkan atau dibuat, hanya dapat diubah bentuknya. Perumusannya dari neraca panas suatu sistem mirip dengan perumusan neraca massa. Namun, terdapat beberapa hal yang perlu diperhatikan yaitu suatu sistem dapat berupa sistem tertutup namun tidak terisolasi (tidak dapat terjadi perpindahan massa namun dapat terjadi perpindahan panas) dan hanya terdapat satu neraca panas untuk suatu sistem (tidak seperti neraca massa yang memungkinkan adanya beberapa neraca komponen). Berdasarkan Hukum Termodinamika I, persamaan neraca panas dapat dituliskan seperti di bawah ini.

$$\text{Energi Akumulasi} = \text{Energi Masuk} - \text{Energi Keluar} + \text{Energi yang Terbangkitkan Sistem} - \text{Energi yang Terkonsumsi Sistem}$$

Neraca panas merupakan keseimbangan energi total yang masuk dengan energi yang keluar. Reaksi kimia yang bersifat eksotermis (menghasilkan panas), maka energi yang dihasilkan disebut sebagai energi yang terbangkitkan sistem. Sedangkan, reaksi kimia yang bersifat endotermis (memerlukan panas), maka energi yang dihasilkan disebut sebagai energi yang terkonsumsi oleh sistem. Pada sistem dengan proses steady state, maka energi yang terakumulasi sama dengan nol.

Neraca panas digunakan pada peralatan yang berkaitan atau yang mengalami interaksi panas. Ada beberapa macam tujuan dalam perhitungan neraca panas, antara lain untuk merancang spesifikasi alat proses, menentukan jumlah bahan utilitas yang diperlukan pada suatu alat proses, dan menentukan total bahan utilitas yang diperhitungkan pada suatu pabrik.



IX.6 Pemecahan Masalah yang Diambil

Data yang digunakan dalam perhitungan neraca massa dan neraca panas kolom stripper (C-04) pada *Crude Distillation Unit* (CDU) di PPSDM Migas Cepu diperoleh pada tanggal 6-10 November antara lain:

- a. Laju alir *crude oil* masuk kolom stripper C-04 (L/hari)
- b. Laju alir produk keluar kolom stripper C-04 (L/hari)
- c. Suhu *crude oil* masuk kolom stripper C-04 (°C)
- d. Suhu top product keluar kolom stripper C-04 (°C)
- e. Suhu bottom product keluar kolom stripper C-04 (°C)
- f. Densitas masing-masing produk (kg/L)
- g. Data distilasi ASTM masing-masing produk.

IX.6.1 Pengambilan data

Pengambilan data dalam mengevaluasi kinerja kolom stripper C-04 di unit kilang PPSDM Migas ini diperoleh dari :

1. Data lapangan
 - a. Data suhu masuk dan keluar stripper (diambil dari tanggal 6-10 November 2023)
2. Data pada *Control Room*
 - a. Data kapasitas masuk dan keluar stripper C-04 (diambil dari tanggal 6-10 November 2023)
 - b. Data spesifikasi evaporator (diambil tanggal 10 November 2023)
3. Data pada laboratorium unit kilang
 - a. Data distilasi ASTM *crude oil* dan pertasol CA, pertasol CB, solar, dan residu (diambil tanggal 6-10 November 2023)
4. Data pada literatur

Berupa data literatur perhitungan (Edmister, W, C, *Applied Hydrocarbon Thermodynamics Vol. I*, Gulf Publishing, Houston New York, 1961; Nelson, W, L, *Petroleum Refinery Engineering*, McGraw-Hill International Book Company, 1964).



IX.6.2 Data

IX.6.2.1 Spesifikasi Alat *Stripper C-04*

Spesifikasi alat dari *Stripper C-04* yang digunakan di kilang PPSDM Migas Cepu adalah sebagai berikut :

Tabel IX. 1 Spesifikasi *Stripper C-04*

(Sumber: *control room* Unit Kilang PPSDM Migas)

Keterangan	Ukuran	Satuan
Tata Teknis		
Diameter Dalam	1.000	Mm
Diameter Luar	1.018	Mm
Tinggi Shell	6.090	Mm
Tebal Shell	8	Mm
Tebal Head	8	Mm
Bentuk Head	<i>Ellips</i>	Mm
Jumlah Tray	6	Buah
Jarak Antar Tray	450	Mm
Jenis Tray	<i>Bubble Cap Tray</i>	
Jumlah Bubble Cap	13/15	
Data Operasi		
Temperatur Atas	280	°C
Temperatur Bawah	300	°C
Design Temperatur	360	°C
Tekanan Normal	0,3	Atm
Fungsi	Untuk menguapkan kembali fraksi ringan yang ikut pada suatu produk.	

IX.6.2.2 Data Pengamatan *Stripper C-04*

Data operasi *Stripper* yang diambil dari tanggal 6 – 10 November 2023 adalah sebagai berikut :

A. Data kapasitas produksi

Tabel IX. 2 Rata-Rata Data Produksi Tiap Komponen pada tanggal 6-10 November 2023 (Sumber: *control room* Unit Kilang PPSDM Migas)

Komponen	Rate (L/hari)	Densitas (15/15°C)	Rate massa (kg/hari)	% Vol
Bahan baku				
Crude oil	262214,2	0,83772	219712,5937	100
Produk				
Pertasol CA	32290,2	0,7308	23637,89884	12,234



PRAKTIK KERJA LAPANG
PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA
MINYAK DAN GAS BUMI (PPSDM) CEPU



Pertasol CB	1703,6	0,7619	1302,14606	0,618
Solar	172287,4	0,83928	144594,8008	65,956
Residu	55887,6	0,90954	50847,81258	21,154
Total	262168,8			99,962
Losses	45,4			0,038

B. Data Distilasi ASTM Pertasol CA, Pertasol CB, dan Solar

Tabel IX. 3 Rata – Rata Data Distilasi ASTM Pertasol CA, Pertasol CB, dan Solar pada tanggal 6-10 November 2023 (Sumber: Laboratorium PHP PPSDM Migas)

% Distilat	Pertasol CA		Pertasol CB		Solar	
	(°C)	(°F)	(°C)	(°F)	(°C)	(°F)
5	91,8	197,24	142,9	289,22	164,2	327,56
10	99,9	211,82	150,5	302,9	181,8	359,24
20	94,2	201,56	158,7	317,66	202	395,6
30	116,2	241,16	168,3	334,94	220	428
40	123,7	254,66	174,9	346,82	236,8	458,24
50	131,6	268,88	182,9	361,22	256	492,8
60	140,5	284,9	191,4	376,52	275,8	528,44
70	151,4	304,52	202,3	396,14	295,8	564,44
80	165,5	329,9	215,8	420,44	320,4	608,72
90	185,8	366,44	245,4	473,72	354,2	669,56

Tabel IX. 4 Data Distilasi ASTM Crude Oil dan Suhu Koreksi

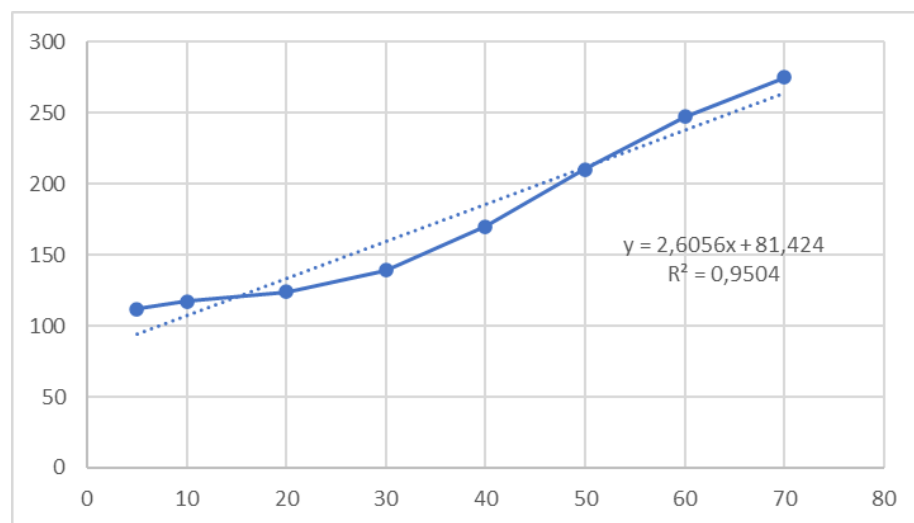
% Distilasi	Suhu	
	Celcius (°C)	Fahrenheit (°F)
IBP	76	168,8
5	112	233,6
10	117	242,6
20	124	255,2
30	139	282,2
40	170	338
50	210	410
60	247	476,6
70	275	527

IX.6.2.3 Pengolahan Data

Dari data – data yang telah diperoleh dilakukan langkah – langkah pengolahan data sebagai berikut :

1. Perhitungan Neraca Massa

Sebelum melanjutkan perhitungan neraca massa, % distilasi pada tabel IX.3 perlu dihitung sampai % 90. Untuk menghitung ASTM 70%, 80%, dan 90% menggunakan metode grafik Analisa Regresi Linear didapatkan persamaan pada grafik dibawah ini :



Gambar IX. 2 Grafik suhu ASTM – EFV terhadap % volume distilasi pertasol CA

$$\text{Suhu ASTM 70\%} = 2,6056 (70) + 81,424 = 263,816 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu ASTM 80\%} = 2,6056 (80) + 81,424 = 289,872 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu ASTM 90\%} = 2,6056 (90) + 81,424 = 315,928 \text{ } ^\circ\text{C}$$

A. Neraca Massa Evaporator

Kondisi Operasi

- Feed masuk : 262214,2 L/hari
- SG 15/15°C : 0,83772
- Suhu feed masuk : 299,82°C = 571,676 °F
- Tekanan feed masuk : 0,204 kg/cm² = 0,197472 atm

(Dilihat dari *pressure gauge*)

Untuk menentukan jumlah crude oil yang menguap, maka :

1. Mengubah Suhu distilasi ASTM menjadi suhu EFV



Mencari suhu EFV 50%

$$\begin{aligned}\text{Suhu ASTM 50\%} &= 413^{\circ}\text{F} \\ \text{ASTM 30\% - ASTM 10\%} &= (319,2656-225,464)^{\circ}\text{F} \\ &= 93,8^{\circ}\text{F}\end{aligned}$$

ΔT dicari menggunakan grafik 12.8 Edmister sehingga diperoleh :

$$\begin{aligned}\Delta T (\text{Suhu koreksi}) &= -5^{\circ}\text{F} \\ \text{Suhu EFV 50\%} &= \text{Suhu ASTM 50\%} + \Delta T \\ &= 413^{\circ}\text{F} + (-5^{\circ}\text{F}) \\ &= 408^{\circ}\text{F}\end{aligned}$$

2. Menentukan ΔT EFV

Mencari suhu EFV IBP

$$\begin{aligned}\Delta T (\text{ASTM 10\% - ASTM 0\%}) &= 46,9^{\circ}\text{F} \\ \Delta T (\text{dari grafik 12.9}) &= 22^{\circ}\text{F} \\ \text{Suhu EFV IBP} &= \text{Suhu EFV 10\%} - \Delta T \\ &= (278 - 22)^{\circ}\text{F} \\ &= 256^{\circ}\text{F}\end{aligned}$$

Mencari suhu EFV 10%

$$\begin{aligned}\Delta T (\text{ASTM 30\% - ASTM 10\%}) &= 93,8^{\circ}\text{F} \\ \Delta T (\text{dari grafik 12.9}) &= 75^{\circ}\text{F} \\ \text{Suhu EFV 10\%} &= \text{Suhu EFV 30\%} - \Delta T \\ &= (353 - 75)^{\circ}\text{F} \\ &= 278^{\circ}\text{F}\end{aligned}$$

Mencari suhu EFV 30%

$$\begin{aligned}\Delta T (\text{ASTM 50\% - ASTM 30\%}) &= 93,5^{\circ}\text{F} \\ \Delta T (\text{dari grafik 12.9}) &= 55^{\circ}\text{F} \\ \text{Suhu EFV 30\%} &= \text{Suhu EFV 50\%} - \Delta T \\ &= (408 - 55)^{\circ}\text{F} \\ &= 353^{\circ}\text{F}\end{aligned}$$



Mencari suhu EFV 70%

$$\Delta T (\text{ASTM } 70\% - \text{ASTM } 50\%) = 93,8 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta T (\text{dari grafik } 12.9) = 56 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} \text{Suhu EFV } 70\% &= \text{Suhu EFV } 50\% + \Delta T \\ &= (408 + 56) \text{ } ^\circ\text{F} \\ &= 467 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Mencari suhu EFV 90%

$$\Delta T (\text{ASTM } 90\% - \text{ASTM } 70\%) = 93,8 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta T (\text{dari grafik } 12.9) = 59 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} \text{Suhu EFV } 90\% &= \text{Suhu EFV } 70\% + \Delta T \\ &= (467 + 59) \text{ } ^\circ\text{F} \\ &= 526 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Sesuai dengan interval % distilasi, menggunakan grafik 12.9 Edmister, maka diperoleh :

Tabel IX. 5 Hubungan antara Suhu ASTM dengan EFV Crude Oil

%Vol distilasi	Suhu ASTM		Interval % vol	Suhu EFV	
	T (°F)	ΔT (°F)		T (°F)	ΔT (°F)
IBP	168,8			256	
		73,8	0 – 10		22
10	242,6			278	
		39,6	10 – 30		75
30	282,2			353	
		127,8	30 – 50		55
50	410			408	
		117	50 – 70		59
70	527			467	
		81	70 – 90		59
90	608			526	

3. Menghitung tekanan absolute

$$\text{Suhu masuk evaporator} = 299,82 \text{ } ^\circ\text{C} = 571,676 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Tekanan umpan masuk} = 0,204 \text{ kg/cm}^2 = 0,1974 \text{ atm}$$

Tekanan absolute = (1 + 0,1974) atm = 1,1974 atm

Dari fig 5-27 *Vapor Pressure and Boiling Point* :

Suhu masuk evaporator = 571,676 °F

Tekanan = 1 atm = 760 mmHg

Didapatkan *T boiling* = 564 °F

Suhu masuk evaporator = 571,676 °F

Tekanan = 1,1974 atm = 910 mmHg

Didapatkan *T boiling* = 612 °F

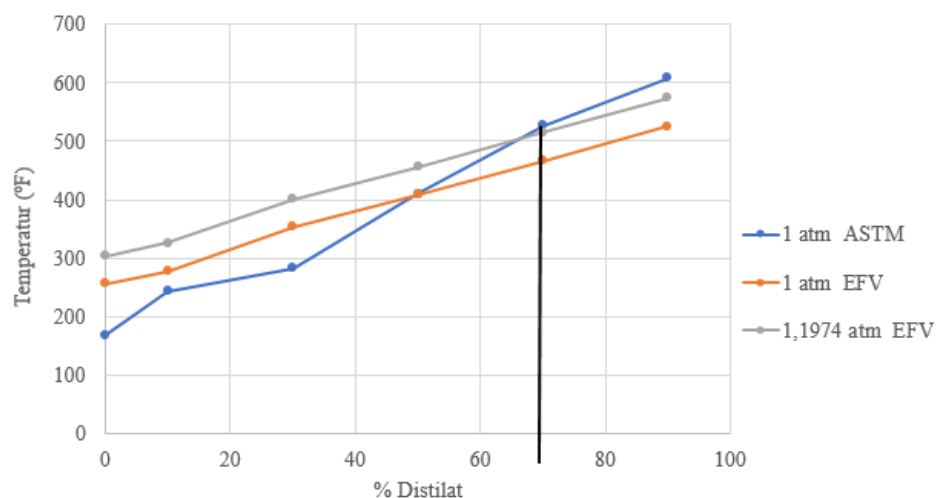
Sehingga selisih suhu EFV pada 1 atm dengan 1,1974 atm yakni

= 612 °F – 564 °F = 48 °F

Tabel IX. 6 Perhitungan Suhu EFV pada Tekanan 1,1974 atm

% Distilasi	1 atm		1,1974 atm
	ASTM	EFV	EFV
0	168,8	256	304
10	242,6	278	326
30	282,2	353	401
50	410	408	456
70	527	467	515
90	608	526	574

4. Menggambar grafik hubungan % distilasi dengan suhu EFV



Gambar IX. 3 Grafik suhu ASTM – EFV terhadap % volume distilasi pertasol CB



Dari grafik diatas, garis suhu ASTM berpotongan dengan garis suhu EFV saat tekanan 1,1974 atm, sehingga didapatkan persentase crude oil yang menguap sebanyak 70%.

Dengan data persentase *crude oil* yang menguap, dapat dihitung :

$$\begin{aligned} \text{Crude Oil (F) masuk} &= \text{Rate masuk} \times \text{SG } 15/15^{\circ}\text{C} \\ &= 262214,2 \text{ L/hari} \times 0,83772 \\ &= 219712,5937 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Vapor (V) } \textit{crude oil} &= \text{Crude oil masuk} \times \% \text{ Crude oil menguap} \\ &= 219712,5937 \text{ kg/hari} \times 0,7 \\ &= 153798,8155 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Bottom (B)} &= \text{Crude oil masuk} - \text{Crude oil menguap} \\ &= (219712,5937 - 153798,8155) \text{ kg /hari} \\ &= 65913,7782 \text{ kg/hari} \\ &= 78682,3435 \text{ L/hari} \end{aligned}$$

$$\text{Kebutuhan } \textit{steam} \text{ (S)} = \text{Asumsi W.L. Nelson} \times \text{Bottom}$$

(Menurut literatur Nelson hal. 232, kebutuhan steam stripping pada evaporator untuk crude oil adalah 0,4 – 1,2 lb/gal. Dipilih 1,2 lb/gal)

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan steam (S)} &= 1,2 \text{ lb/gal} \times 0,264 \text{ gal/L} \times 78682,3435 \text{ L/hari} \times \\ & \quad 0,453 \text{ kg/lb} \\ &= 11291,7345 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

Dari fig. 7.3 Nelson, untuk kebutuhan steam sebesar 1,2 lb/gal, diperoleh crude oil yang menguap karena adanya steam sebesar 3,8 %.

$$\begin{aligned} \text{Crude oil menguap karena } \textit{steam} &= 3,8\% \times 65913,7782 \text{ kg/hari} \\ &= 2504,7235 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Top produk (total vapour)} &= \text{Crude oil fase uap} + \text{Crude oil} \\ & \quad \text{menguap karena } \textit{steam} \\ &= (153798,8155 + 2504,7235) \\ & \text{kg/hari} \end{aligned}$$

$$= 156303,539 \text{ kg/hari}$$

$$\begin{aligned} \text{Bottom produk (total liquid)} &= \text{Crude oil fase cair} - \text{Crude oil} \\ & \quad \text{menguap karena } \textit{steam} \end{aligned}$$

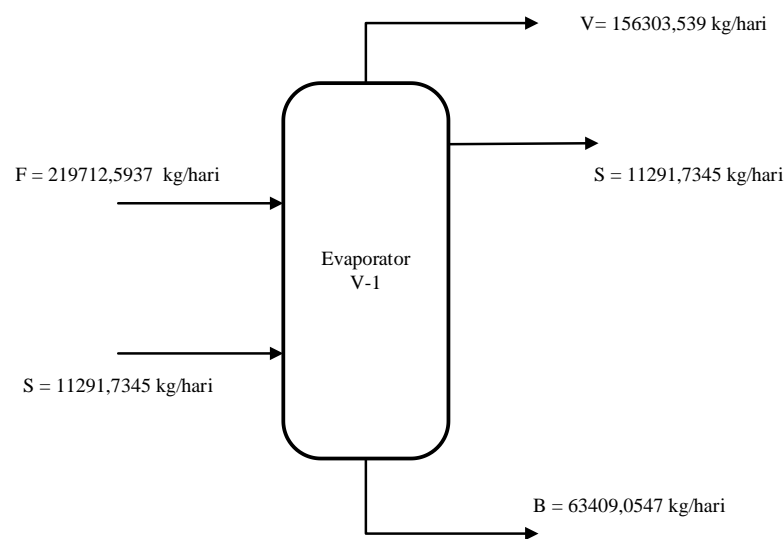
$$= (65913,7782 - 2504,7235) \text{ kg/hari}$$

$$= 63409,0547 \text{ kg/hari}$$

Tabel IX. 7 Neraca Massa Evaporator

Komponen	Massa masuk (kg/hari)	Massa keluar (kg/hari)
<i>Crude oil</i>	219712,5937	
<i>Steam</i>	11291,7345	11291,7345
<i>Top Product</i>		156303,539
<i>Bottom product</i>		63409,0547
Total	231004,3282	231004,3282

Diagram alir evaporator :



Gambar IX. 4 Diagram Alir Evaporator

B. Neraca Massa *Stripper* (C-05)

$$\text{Feed masuk kolom C-05} = \text{Total Bottom Evaporator}$$

$$= 63409,0547 \text{ kg/hari}$$

Dikarenakan bottom product kolom C-05 merupakan residu, sehingga :

$$\text{Bottom product (residu)} = \text{Rate masuk} \times \text{SG } 15/15 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$= 55887,6 \text{ L/hari} \times 0,90954$$

$$= 50832,0077 \text{ kg/hari}$$

Top product kolom C-05 = Feed – Bottom produk

$$= (63409,0547 - 50832,0077) \text{ kg/hari}$$

$$= 12577,047 \text{ kg/hari}$$

Menurut literatur Nelson hal. 232, kebutuhan steam stripping pada evaporator untuk steam adalah 0,4 gal – 1 lb/gal. (Dipilih 1 lb/gal)

Kebutuhan *steam* (S) = Asumsi W.L.Nelson \times Bottom

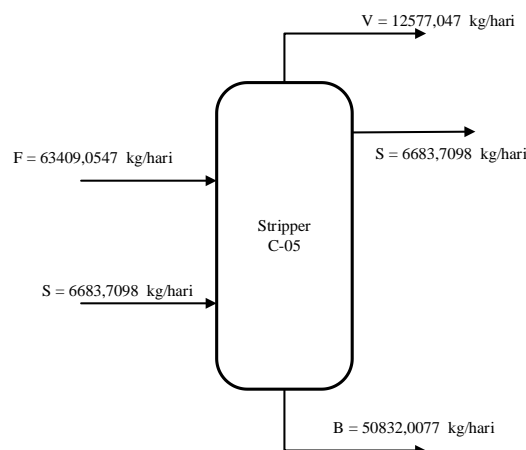
$$= 1 \text{ lb/gal} \times 0,264 \text{ gal/L} \times 55887,6 \text{ L/hari} \times 0,453 \text{ kg/lb}$$

$$= 6683,7098 \text{ kg/hari}$$

Tabel IX. 8 Neraca Massa Stripper C-05

Komponen	Massa masuk (kg/hari)	Massa keluar (kg/hari)
<i>Feed</i>	63409,0547	
<i>Steam</i>	6683,7098	6683,7098
<i>Top Product</i>		12577,047
<i>Bottom product</i>		50832,0077
Total	70092,7645	70092,7645

Diagram alir stripper C-05 :



Gambar IX. 5 Diagram Alir Stripper C-05

C. Neraca Massa *Stripper* (C-04)



Produk bottom pada unit stripper C-04 berupa solar, sehingga :

$$\begin{aligned}\text{Bottom produk} &= \text{Rate masuk} \times \text{SG } 15/15^{\circ}\text{C} \\ &= 172287,4 \text{ L/hari} \times 0,83928 \\ &= 144594,8008 \text{ kg/hari}\end{aligned}$$

(Menurut literatur Nelson hal. 232, kebutuhan steam stripping untuk solar adalah 0,2-0,6 lb/gal. Maka dipilih 0,6 lb/gal. Dari fig. 7-3 Nelson, untuk kebutuhan steam sebesar 0,6 lb/gal, diperoleh solar yang menguap karena adanya steam sebesar 6,2%). Sehingga :

$$\begin{aligned}\text{Feed masuk} &= \frac{100}{(100-6,2)} \times \text{Bottom product} \\ &= \frac{100}{(100-6,2)} \times 144594,8008 \text{ kg/hari} \\ &= 154152,2396 \text{ kg/hari}\end{aligned}$$

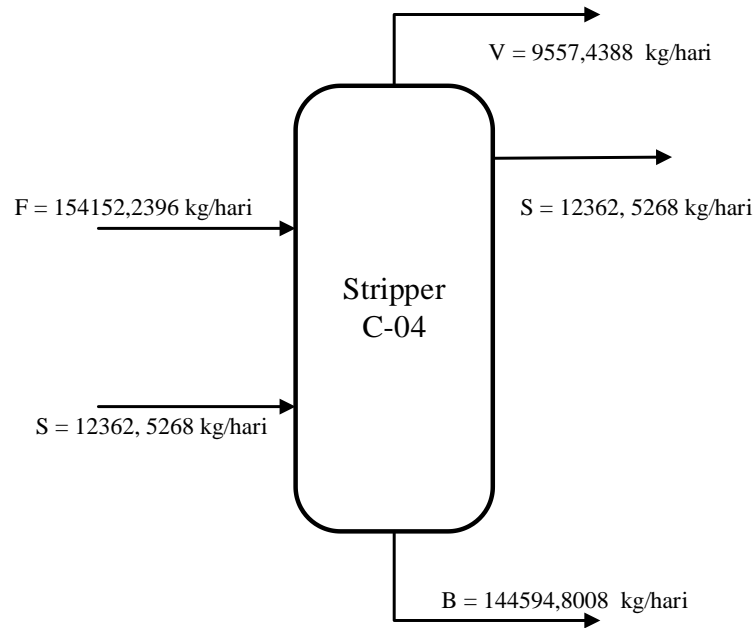
$$\begin{aligned}\text{Top produk} &= \text{Feed masuk} - \text{Bottom produk} \\ &= 154152,2396 \text{ kg/hari} - 144594,8008 \text{ kg/hari} \\ &= 9557,4388 \text{ kg/hari}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan steam} &= \text{Asumsi W.L. Nelson} \times \text{Bottom produk} \\ &= 0,6 \text{ lb/gal} \times 0,264 \text{ gal/L} \times 172287,4 \text{ L/hari} \\ &\quad \times 0,453 \text{ kg/lb} \\ &= 12362,5168 \text{ kg/hari}\end{aligned}$$

Tabel IX. 9 Neraca Massa Stripper C-04

Komponen	Massa masuk (kg/hari)	Massa keluar (kg/hari)
<i>Feed</i>	154152,2396	
<i>Steam</i>	12362,5268	12362,5268
<i>Top Product</i>		9557,4388
<i>Bottom product</i>		144594,8008
Total	166514,7664	166514,7664

Diagram alir stripper C-04 :



Gambar IX. 6 Diagram Alir Stripper C-04

2. Perhitungan Neraca Panas

A. Panas Keluar

1. Top produk (Pertasol CB)

Tabel IX. 10 Data Distilasi dan Suhu Koreksi ASTM Pertasol CB

Tanggal 6-10 November 2023	Rata-Rata	
	Celcius (°C)	Fahrenheit (°F)
IBP		
5	142,9	289,22
10	150,5	302,9
20	158,7	317,66
30	168,3	334,94
40	174,9	346,82
50	182,9	361,22
60	191,4	376,52
70	202,3	396,14
80	215,8	420,44
90	245,4	473,72
Total		3619,58



$$\begin{aligned}\text{Volumetrik Average Boiling Point} &= \frac{\sum T(5-90)}{n} \\ &= \frac{3619,58}{10} = 361,958 \text{ }^{\circ}\text{F}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Slope distilasi ASTM (5-90)} &= \frac{(\text{Suhu pada } 90\% - \text{Suhu pada } 5\%)}{(90-5)} \\ &= \frac{(473,72 - 289,22)}{(90-5)} \\ &= 2,170\end{aligned}$$

Dari fig. 5.4. Nelson didapatkan nilai koreksi sebesar $-15 \text{ }^{\circ}\text{F}$

$$\begin{aligned}\text{Mean Average Boiling Point} &= \text{VABP} + \text{Faktor koreksi} \\ &= 361,958 \text{ }^{\circ}\text{F} + (-15^{\circ}\text{F}) \\ &= 346,958\end{aligned}$$

$$K = \frac{(MABP)^{1/3}}{sg}$$

$$K = \frac{(346,958)^{1/3}}{0,7619} = 9,2336$$

$$\begin{aligned}\text{API}^{\circ} \text{ Pertasol CB} &= \frac{141,5}{sg} - 131,5 \\ &= \frac{141,5}{0,7619} - 131,5 \\ &= 54,2199\end{aligned}$$

$$T_{\text{top}} = 207 \text{ }^{\circ}\text{C} = 404 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Dari fig. 5.3 Nelson didapatkan nilai H sebesar 340 Btu/lb

$$\begin{aligned}\text{Massa top keluar} &= 9557,4388 \text{ kg} \times 2,20462 \text{ lb/kg} \\ &= 21070,509 \text{ lb}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Q &= M \times H \\ &= 21070,509 \text{ lb} \times 340 \text{ Btu/lb} \\ &= 7163973,06 \text{ Btu}\end{aligned}$$

2. Steam

$$\text{Suhu stripper C-04} = 148 \text{ }^{\circ}\text{C} = 300 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Tekanan absolute} = 15,8 \text{ psia}$$

Dari steam table Smith Van Ness Ed. 7 hal 732 didapatkan nilai H sebesar 844 Btu/lb

$$M = 12362,5268 \text{ kg} \times 2,20462 \text{ lb/kg}$$



$$= 27254,67 \text{ lb}$$

$$Q = M \times H$$

$$= 12362,5268 \text{ lb} \times 844 \text{ Btu/lb}$$

$$= 10433972,6192 \text{ Btu}$$

3. Bottom produk (Solar)

Tabel IX. 11 Data Distilasi dan Suhu Koreksi ASTM Solar

Tanggal 6-10 November 2023	Rata-Rata	
	IBP	
	Celcius (°C)	Fahrenheit (°F)
5	164,2	327,56
10	181,8	359,24
20	202	395,6
30	220	428
40	236,8	458,24
50	256	492,8
60	275,8	528,44
70	295,8	564,44
80	320,4	608,72
90	354,2	669,56
Total		4832,6

$$\text{Volumetrik Average Boiling Point} = \frac{\sum T (5-90)}{n}$$

$$= \frac{4832}{10} = 483,26 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Slope distilasi ASTM (5-90)} = \frac{(\text{Suhu pada 90\%} - \text{Suhu pada 5\%})}{(90-5)}$$

$$= \frac{(669,56 - 327,56) ^\circ\text{F}}{(90-5)}$$

$$= 4,0235$$

Dari fig 5.4 Nelson didapatkan nilai koreksi sebesar $-26 \text{ } ^\circ\text{F}$

$$\text{Mean Average Boiling Point} = \text{VABP} + \text{faktor koreksi}$$

$$= 483,26 \text{ } ^\circ\text{F} + (-26^\circ\text{F})$$

$$= 457,26 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$K = \frac{(\text{MABP})^{1/3}}{sg}$$



$$K = \frac{(457,26)^{1/3}}{0,83928} = 9,1794$$

$$\begin{aligned} \text{API}^\circ \text{ Solar} &= \frac{141,5}{sg} - 131,5 \\ &= \frac{141,5}{0,83928} - 131,5 \\ &= 37,09 \end{aligned}$$

$$T \text{ bottom} = 213 \text{ }^\circ\text{C} = 415,4 \text{ }^\circ\text{F}$$

Dari fig. 5.3 Nelson didapatkan nilai H sebesar 250 Btu/lb

$$\begin{aligned} \text{Massa bottom keluar} &= 144594,8008 \text{ kg} \times 2,20462 \text{ lb/kg} \\ &= 318777 \text{ lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q &= M \times H \\ &= 318777 \text{ lb} \times 250 \text{ Btu/lb} \\ &= 79694250 \text{ Btu} \end{aligned}$$

B. Panas Masuk

1. Feed (Bottom produk C1 Solar)

Tabel IX. 12 Data Distilasi dan Suhu Koreksi ASTM Solar

Tanggal 6-10 Nov 2023	Rata-Rata	
	Celcius (°C)	Fahrenheit (°F)
IBP		
5	164,2	327,56
10	181,8	359,24
20	202	395,6
30	220	428
40	236,8	458,24
50	256	492,8
60	275,8	528,44
70	295,8	564,44
80	320,4	608,72
90	354,2	669,56
Total		4832,6

$$\begin{aligned} \text{Volumetrik Average Boiling Point} &= \frac{\sum T (5-90)}{n} \\ &= \frac{4832}{10} = 483,26 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$



$$\begin{aligned}\text{Slope distilasi ASTM (5-90)} &= \frac{(\text{Suhu pada 90\%} - \text{Suhu pada 5\%})}{(90-5)} \\ &= \frac{(669,56 - 327,56)^{\circ\text{F}}}{(90-5)} \\ &= 4,0235\end{aligned}$$

Dari fig 5.4 Nelson didapatkan nilai koreksi sebesar -26°F

$$\begin{aligned}\text{Mean Average Boiling Point} &= \text{VABP} + \text{faktor koreksi} \\ &= 483,26^{\circ}\text{F} + (-26^{\circ}\text{F}) \\ &= 457,26^{\circ}\text{F}\end{aligned}$$

$$K = \frac{(MABP)^{1/3}}{sg}$$

$$K = \frac{(457,26)^{1/3}}{0,83928} = 9,1794$$

$$\begin{aligned}\text{API}^{\circ} \text{ Solar} &= \frac{141,5}{sg} - 131,5 \\ &= \frac{141,5}{0,83928} - 131,5 \\ &= 37,09\end{aligned}$$

$$T \text{ feed} = 232^{\circ}\text{C} = 449,6^{\circ}\text{F}$$

Dari fig. 5.3 Nelson didapatkan nilai H sebesar 285 Btu/lb

$$\begin{aligned}\text{Massa feed masuk} &= 154152,2396 \text{ kg} \times 2,20462 \text{ lb/kg} \\ &= 339847,1104 \text{ lb}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Q &= M \times H \\ &= 339847,1104 \times 285 \text{ Btu/lb} \\ &= 96856426,464 \text{ Btu}\end{aligned}$$

2. Steam

$$\text{Suhu Stripper C-04} = 232^{\circ}\text{C} = 449,6^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Tekanan absolute} = 15,8 \text{ psia}$$

Dari steam table Smith Van Ness Ed. 7 hal 732 didapatkan nilai H sebesar 1107 Btu/lb

$$\begin{aligned}M &= 12362,5268 \text{ kg} \times 2,20462 \text{ lb/kg} \\ &= 27254,6738 \text{ lb}\end{aligned}$$

$$Q = M \times H$$



$$\begin{aligned} &= 27254,6738 \text{ lb} \times 1107 \text{ Btu/lb} \\ &= 30170923,934 \text{ Btu} \end{aligned}$$

Tabel IX. 13 Neraca Panas Kolom Stripper C-04

Komponen	Massa masuk (kg/hari)	Massa keluar (kg/hari)
Feed C1	96856426,46	
Steam	30170923,93	10433972,62
Top produk		7163973,06
Bottom produk C4		79694250
Total	127027350,4	97292195,68
Q loss	29735154,72	
Panas yang hilang dari stripper	23,4084	
Efisiensi	76,5915	

$$\begin{aligned} Q \text{ loss} &= \text{Panas masuk} - \text{panas keluar} \\ &= (127027350,4 - 97292195,68) \text{ Btu} \\ &= 29735154,72 \text{ Btu} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \% \text{ Panas yang hilang} &= \frac{Q_{\text{loss}}}{Q_{\text{inlet}}} \times 100 \\ &= \frac{29735154,72}{127027350,4} \times 100 \\ &= 23,4084 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \eta &= 100 - \% \text{ panas yang hilang} \\ &= 100 - 23,4084 \\ &= 76,5915 \% \end{aligned}$$

IX.6.2.4 Pembahasan

Pusat Pengembangan Sumber Daya Manusia Minyak dan Gas Bumi (PPSDM MIGAS) Cepu merupakan perusahaan yang mengolah minyak mentah (*crude oil*) menjadi beberapa produk, antara lain. Pertasol CA, Pertasol CB, Pertasol CC, Solar, dan Residu. Proses pengolahan minyak bumi di PPSDM MIGAS Cepu menggunakan *Crude Destilation Unit* (CDU). Proses ini terjadi di distilasi atmosferik. Dalam proses pengolahan minyak mentah (*crude oil*) menjadi



**PRAKTIK KERJA LAPANG
PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA
MINYAK DAN GAS BUMI (PPSDM) CEPU**



suatu produk dapat dilakukan dengan berbagai macam proses dan membutuhkan banyak alat. Alat – alat utama yang digunakan pada proses ini adalah *heat exchanger*, *furnace*, evaporator, kolom fraksinasi, kolom stripper, kondensor, *cooler*, dan separator. Data yang digunakan untuk menentukan neraca massa dan neraca panas adalah data yang diambil dipusat pengendalian unit Kilang PPSDM MIGAS Cepu. Data tersebut merupakan rata – rata dari data yang diambil pada tanggal 6-10 November 2023. Berikut merupakan data yang diambil di unit kilang PPSDM MIGAS Cepu, antara lain: *Crude Oil* sebesar 219712,5937 kg/hari, *Pertasol CA* sebesar 23637,89884 kg/hari, *Pertasol CB* sebesar 1302,14606 kg/hari, *Solar* sebesar 144594,8008kg/hari, dan *Residu* sebesar 50847,8125kg/hari.

Kolom stripper adalah suatu alat yang berbentuk kolom berfungsi untuk memisahkan fraksi minyak bumi yang terdiri dari dua atau lebih jenis fraksi. Proses pemisahan dilakukan dengan perbedaan titik didih antar jenis fraksi yang berada dalam satu campuran yang disebut *stripping*. Kolom solar *stripping* ini berfungsi untuk mengembalikan fraksi ringan yang masih terkandung dalam produk solar. Fraksi ringan berwujud uap akan di uapkan dan sehingga hasil bawah stripper yang keluar sebagai solar. Dalam kolom stripper terdapat *stage* yang terdiri dari *tray* yang berfungsi sebagai tempat terjadinya kontak antara fase uap dan fase cair yang diikuti oleh proses pemindahan panas. Setelah kedua fraksi telah mengalami kontak, maka fase yang memiliki titik didih rendah akan naik ke atas dan sebagian akan turun ke bawah. Dengan menginjeksikan *steam* maka tekanan uap partial hidrokarbon akan turun sehingga fraksi yang lebih ringan akan menguap.

Berdasarkan perhitungan neraca massa pada kolom stripper C-04, dapat disimpulkan bahwa jumlah massa yang masuk pada kolom stripper C-04 sama dengan jumlah massa yang keluar pada kolom stripper C-04 sebesar 166514,7664kg/hari. Hal ini membuktikan bahwa data pengamatan yang didapatkan telah sesuai, sehingga hasil perhitungan neraca massa telah benar.

Berdasarkan perhitungan neraca panas, didapatkan Q_{loss} sebesar 29735154,72 Btu. Selain itu, pada perhitungan neraca panas, didapatkan juga



efisiensi kolom stripper C-04 sebesar 76,59% dengan kehilangan panas sebesar 23,40%. Dari hasil perhitungan tersebut, maka dapat disimpulkan bahwa Kolom Stripper C-04 saat ini masih dalam keadaan layak untuk digunakan. Namun, terdapat beberapa hal yang memiliki kemungkinan menjadi penyebab kehilangan panas sebesar 23,40% pada kolom stripper C-04, antara lain:

1. Umur alat yang sudah lama, sehingga membuat performa dari kolom stripper C-04 berkurang dan menyebabkan timbulnya kemungkinan atau resiko kehilangan panas pada alat.
2. Kebocoran injeksi steam yang ada memungkinkan akan mengalami gangguan atau mengalami kerusakan sehingga alat kontrol untuk produksi di unit kilang mengalami gangguan.
3. Kurangnya kalibrasi pada alat control pengendali temperatur yang ada di dalam kolom stripper C-04 sehingga memungkinkan ketidak tepatan pembacaan yang menyebabkan sedikit kesalahan dalam penghitungan.
4. Isolasi yang tidak optimal menyebabkan kemungkinan adanya panas yang hilang.