



BAB IX

URAIAN TUGAS KHUSUS

IX.1 Stripper

Stripper adalah alat yang digunakan untuk memisahkan campuran berdasarkan perbedaan kelarutan masing-masing komponen. Komponen tersebut terdiri dari solute, yaitu komponen yang ingin dipisahkan, dan solvent, yaitu bahan pelarut atau agen pemisah. Perbedaan kelarutan antara solute dan solvent menjadi syarat utama terjadinya perpindahan massa solute dari satu fase ke fase lain. Stripping adalah proses pemisahan solute dari fase cair ke fase gas dengan mengontakkan cairan yang mengandung solute menggunakan gas pelarut yang tidak larut dalam cairan tersebut (Hafid, Dharmawan and Rianto, 2023).

Prinsip kerja stripper adalah memisahkan solut dari cairan dengan gas melalui kontak langsung, menggunakan perbedaan titik didih dan tekanan. Pada proses distilasi, komponen dengan titik didih rendah akan menguap dan kemudian dipisahkan. Stripper juga dapat berfungsi untuk menghilangkan kontaminan dari gas atau cairan dengan cara absorpsi atau ekstraksi. Fungsi utama alat ini adalah mengeluarkan gas yang terperangkap dalam cairan melalui pemanasan, sekaligus meningkatkan efisiensi pemisahan di berbagai aplikasi industri, khususnya di sektor minyak dan gas bumi (Margono and Budiono, 2013).

IX.2 Jenis – Jenis Stripper

a. Stripper dengan injeksi steam

Injeksi steam pada stripper bertujuan untuk mengurangi tekanan parsial di atas permukaan cairan, sehingga fraksi ringan yang terbawa ke dasar kolom stripper dapat lebih mudah menguap kembali ke kolom fraksinasi.

b. Stripper dengan reboiler

Pemanasan ulang pada bottom kolom stripper ini bertujuan untuk menghasilkan penguapan. Uap di dalam reboiler memiliki Specific Gravity (SG) yang lebih rendah dibandingkan dengan cairan di dasar



stripper, sehingga cairan tersebut akan mendorong uap naik kembali ke stripper dan terus menguap menuju kolom fraksinasi.

IX.3 Komponen Stripper

a. Tray

Tray adalah alat kontak antara fraksi ringan dan fraksi berat yang berbentuk plate dan berfungsi untuk meningkatkan efisiensi pemisahan komponen. Tray terdiri dari beberapa macam yaitu bubble cup, sieve plate, valve plate, dan flexi plate. Pada PPSDM MIGAS digunakan tray jenis bubble cup.

b. Weir

Weir merupakan alat yang berupa potongan pelat yang berfungsi menjaga ketinggian permukaan cairan di bawah down comer, sehingga ujung bawah down comer hanya terendam sedikit dalam cairan. Dengan demikian, alat ini berperan sebagai segel atau penutup untuk mencegah uap yang naik keluar.

c. Downcomer

Downcomer berfungsi mengarahkan aliran cairan dari bagian atas menuju pelat yang berada di bawahnya. Down comer terbagi menjadi dua jenis, yaitu down comer berbentuk pipa dan down comer berbentuk saluran pencurah. Agar uap hidrokarbon tidak naik melalui penutup down comer, down comer harus memiliki segel yang cukup atau ujungnya harus tercelup ke dalam cairan di pelat bawahnya.

d. Tab

Tab merupakan kaki dari cap yang berfungsi untuk menahan valve tray supaya tidak terlepas dari plate.

e. Support ring

Sebagai tempat dudukan ring

IX.4 Desain Stripper

Unit kilang PPSDM MIGAS Cepu memiliki beberapa alat utama yang digunakan dalam proses pengolahan *crude oil* menjadi produk minyak bumi, salah satunya yaitu stripper. Spesifikasi alat stripper PPSDM MIGAS sebagai berikut :

Tabel IX. 1 Desain Alat Stripper

Uraian	Satuan	C-3	C-4	C-5
Data Teknis				
Diameter dalam	Mm	1000	1000	1000
Diameter luar	Mm	1020	1080	1016
Tinggi shell	Mm	7090	6090	6090
Tebal shell	Mm	10	9	9
Tebal head	Mm	10	9	8
Bentuk head		Ellips	Ellips	Ellips
Jumlah tray	Buah	7	6	6
Jarak antar tray	Mm	450	450	450
Jenis tray		Bubble cup	Bubble cup	Bubble cup
Bahan konstruksi		Carbon steel	Carbon steel	Carbon steel
Status		Tidak beroperasi	Beroperasi	Beroperasi
Kondisi Operasi				
Temperatur desain	°C	360	360	400
Kapasitas	m^3	5,720	4,7205	4,7205
Tekanan operasi	kg/m^2	1,2	1,2	1,2

IX.5 Evaluasi Kinerja Stripper C-05

IX.5.1 Data Pengamatan Stripper C-05

1) Data Primer

Pengumpulan data primer dilakukan dengan mengambil informasi data-data teknis yang tersedia di kilang maupun *control room* PPSDM MIGAS Cepu.

Berikut data primer yang diambil dari tanggal 8 September 2025 – 11 September 2025 :

Tabel IX. 2 Rata - Rata Data Produksi Tiap Komponen Pada 8 September 2025 -
11 September 2025

Komponen	Rate (L/hari)	Densitas (15/15°C)	Rate Massa (Kg/hari)	% Volume
Bahan Baku				
Crude Oil	290158	0,8444	244994,9073	100
Produk				
Pertasol CA	23704,5	0,7534	17857,7851	8,0975
Pertasol CB	11261,33	0,7648	8612,2924	3,7267
Solar	186643,25	0,8409	156941,3098	64,3325
Residu	65470,5	0,9102	59593,4315	22,575
Total	287079,583			98,7317
Losses	3078,4167			1,2683

Tabel IX. 3 Data Distilasi ASTM Crude Oil

% Distilasi	Temperatur	
	Celcius (°C)	Fahrenheit (°F)
0	81	177,8
5	108	226,4
10	123	253,4
20	156	312,8
30	183	361,4
40	225	437
50	254	489,2
60	286	546,8

Tabel IX. 4 Rata - Rata Data Distilasi ASTM Pertasol CA, Pertasol CB, dan Solar
Pada 8 September 2025 - 11 September 2025

% Distilasi	Pertasol CA		Pertasol CB		Solar	
	Celcius (°C)	Fahrenheit (°F)	Celcius (°C)	Fahrenheit (°F)	Celcius (°C)	Fahrenheit (°F)
IBP	62,5	144,5	84,25	183,65	152,5	306,5
5	71,75	161,15	93,5	200,3	171,5	340,7
10	78	172,4	99	210,2	189	372,2
20	83	181,4	104,5	220,1	208,25	406,85
30	88,5	191,3	110	230	227,5	441,5
40	94	201,2	115,5	239,9	243,75	470,75
50	99,75	211,55	121	249,8	262	503,6
60	105,75	222,35	127,25	261,05	280,25	536,45
70	113,5	236,3	134,25	273,65	300,25	572,45
80	124,25	255,65	144	291,2	327,5	621,5
90	138,75	281,75	159,75	319,55	361,5	682,7

2) Data Sekunder

Data sekunder diperoleh menggunakan metode pustaka yaitu mengumpulkan dari literatur yang relevan dan informasi yang terdapat di perpustakaan PPSDM MIGAS Cepu. Data sekunder yang digunakan antara lain :

1. Data SG (Spesific gravity) dan API dari Table ASTM-51 pada buku “ASTM-IP Pertolium Measurement Tables”

Tabel IX. 5 Data Spesific Gravity dan API Pada Tiap Komponen

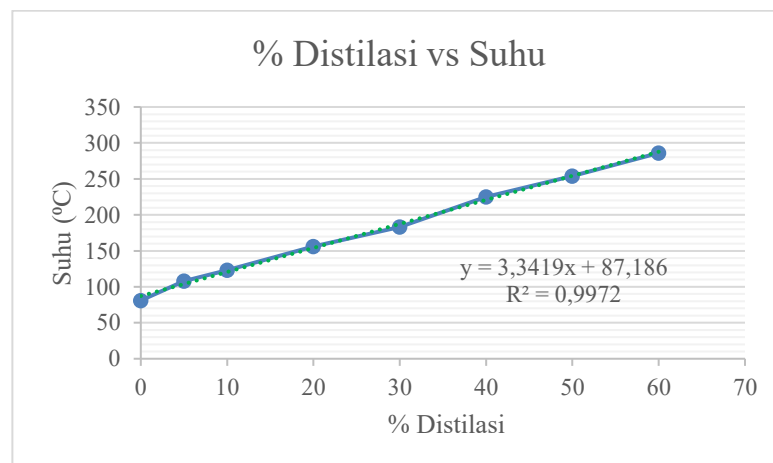
Komponen	Density 15°C	SG 60/60°F	API Gravity 60°F
Crude Oil	0,844	0,8444	36,07
Pertasol CA	0,753	0,7533	56,36
Pertasol CB	0,765	0,7653	53,39
Solar	0,841	0,8414	36,67
Residu	0,910	0,9105	23,91

2. Figure 12.8. Grafik hubungan ASTM 50% temperature vs. EFV 50% temperature dalam buku "Applied Hydrocarbon Thermodynamics; vol. 2" karya Edmister Wayne C, et al.
3. Figure. 12-9 Grafik Hubungan ASTM temperature difference vs. EFV temperature difference, dalam buku "Applied Hydrocarbon Thermodynamics; vol. 2" karya Edmister Wayne C, et al.
4. Figure. 5-27. Vapor Pressure and Boiling Point correction for normal paraffin hydrocarbons and petroleum fractions dalam buku "Petroleum Refinery Engineering" karya Nelson W.L.
5. Figure. 7-3 Approximate steam required to strip when using only a bath of liquid dalam buku "Petroleum Refinery Engineering" karya Nelson W.L.
6. Figure 7-4 Approximate steam required to strip whit three theortical plates dalam buku "Petroleum Refinery Engineering" karya Nelson W.L.

7. Figure 5-3. Heat content of petroleum fraction including the effect of pressure dalam buku "Petroleum Refinery Engineering" karya Nelson W.L.
8. Figure 5-4. Relationship between molal, volumetric, and other average boiling points as a function of ASTM slope dalam buku "Petroleum Refinery Engineering" karya Nelson W.L.

IX.5.2 Perhitungan Neraca Massa

Langkah pertama perhitungan neraca massa yaitu menghitung suhu ASTM *crude oil* 70%, 80%, dan 90% menggunakan metode grafik dengan analisis regresi linear, berdasarkan persamaan yang ditampilkan pada grafik di bawah ini.



Gambar IX. 1 Grafik hubungan % Distilasi dengan suhu pada crude oil

$$\text{Suhu ASTM 70\%} = 3,3419 (70) + 87,186 = 321,119^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Suhu ASTM 80\%} = 3,3419 (80) + 87,186 = 354,538^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Suhu ASTM 90\%} = 3,3419 (90) + 87,186 = 387,957^{\circ}\text{C}$$

1. Neraca Massa Evaporator

Kondisi Operasi :

- a. Umpan Masuk : 290158 L/hari
- b. SG 15/15°C : 0,8444
- c. Suhu umpan masuk : 302,025°C = 575,645°F
- d. Tekanan umpan masuk : 0,20025 kg/cm² = 0,1938 atm

Untuk menentukan jumlah crude oil yang menguap, diperlukan perhitungan suhu EFV sebagai berikut :

1. Mengubah suhu distilasi ASTM menjadi suhu distilasi EFV

$$\text{Suhu ASTM 50\%} = 489,2^{\circ}\text{F}$$

$$\begin{aligned}\text{Suhu ASTM 30\% - Suhu ASTM 10\%} &= (361,4 - 253,4)^{\circ}\text{F} \\ &= 108^{\circ}\text{F}\end{aligned}$$

Pada Fig. 12.8 Edmister diperoleh suhu koreksi sebesar -12°F , maka :

$$\begin{aligned}\text{Suhu EFV 50\%} &= \text{Suhu ASTM 50\%} + \text{Suhu koreksi} \\ &= 489,2^{\circ}\text{F} + (-12^{\circ}\text{F}) \\ &= 477,2^{\circ}\text{F}\end{aligned}$$

2. Menentukan ΔT EFV

ΔT EFV diperoleh dari fig. 12.9 ASTM temperature difference vs EFV temperature difference (Edmister) sesuai dengan interval %distilasi, maka diperoleh :

Tabel IX. 6 Hubungan Antara Suhu ASTM dengan EFV Crude Oil

% Distilasi	Suhu ASTM		Interval	Suhu EFV	
	T ($^{\circ}\text{F}$)	ΔT		T ($^{\circ}\text{F}$)	ΔT
0	177,8			261,2	
		75,6	(01-10)		36
10	253,4			297,2	
		108	(10-30)		92
30	361,4			389,2	
		127,8	(30-50)		88
50	489,2			477,2	
		120,8142	(50-70)		84
70	610,0142			561,2	
		120,3084	(70-90)		79
90	730,3226			640,2	

3. Menghitung tekanan absolut

$$\text{Suhu masuk evaporator} = 302,025^{\circ}\text{C} = 575,645^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Tekanan umpan masuk} = 0,20025 \text{ kg/cm}^2 = 0,1938 \text{ atm}$$

$$\text{Tekanan absolut} = (1 + 0,1928) \text{ atm} = 1,1938 \text{ atm}$$

Pada fig. 5-27 Vapour Pressure and Boiling Point diperoleh data :

$$\text{Suhu masuk evaporator} = 575,645^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Tekanan} = 760 \text{ mmHg}$$

$$\text{Diperoleh T Boiling} = 550^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Suhu masuk evaporator} = 575,645^{\circ}\text{F}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan absolut} &= (1 + 0,1928) \text{ atm} \\ &= 1,1938 \text{ atm} = 907,3224 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$\text{Diperoleh T Boiling} = 530^{\circ}\text{F}$$

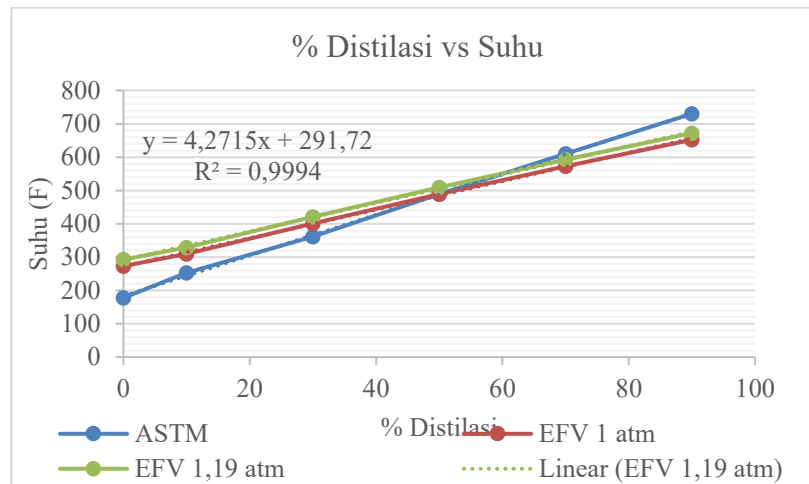
Sehingga diperoleh selisih suhu EFV pada tekanan 1,1938 atm, yaitu :

$$550^{\circ}\text{F} - 530^{\circ}\text{F} = 20^{\circ}\text{F}$$

Tabel IX. 7 Perhitungan Suhu EFV Pada Tekanan 1,1938 atm

% Distilasi	1 atm		1,1938 atm
	ASTM (°F)	EFV (°F)	EFV (°F)
0	177,8	273,2	261,2
10	253,4	309,2	297,2
30	361,4	401,2	389,2
50	489,2	489,2	477,2
70	610,0142	573,2	561,2
90	730,3226	652,2	640,2

4. Plot grafik hubungan % distilasi dengan suhu EFV



Gambar IX. 2 Grafik hubungan antara % Distilasi dengan suhu pada tekanan 1 atm dan 1,19 atm

Berdasarkan grafik diatas, diperoleh persamaan garis linear pada suhu EFV 1,1938 atm yaitu $y = 4,2715x + 291,72$ sehingga %crude oil yang menguap pada suhu 575,645°F dapat ditentukan.

$$y = 4,2715x + 291,72$$

$$x = \frac{y - 291,72}{4,2715}$$

$$x = 66,4696\%$$

Berdasarkan data persentase crude oil yang menguap, dapat dihitung :

$$\begin{aligned} \text{Crude oil masuk} &= \text{Rate masuk} \times \text{SG } 15/15^\circ\text{C} \\ &= 290158 \text{ L/hari} \times 0,8444 \\ &= 245009,4152 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Vapour (V) crude oil} &= \text{crude oil masuk} \times \% \text{crude oil menguap} \\ &= 245009,4152 \text{ kg/hari} \times 66,4696\% \\ &= 162856,8377 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Bottom (B)} &= \text{Crude oil masuk} - \text{Crude oil menguap} \\ &= 245009,4152 \text{ kg/hari} - 162856,8377 \text{ kg/hari} \\ &= 82152,5775 \text{ kg/hari} = 97291,0676 \text{ L/hari} \end{aligned}$$

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



$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan steam (S)} &= 1,2 \text{ lb/gal} \times 0,264 \text{ gal/L} \times \\ &97291,0676 \text{ L/hari} \times 0,453 \text{ kg/lb} = 13962,2800 \text{ kg/hari}\end{aligned}$$

Pada fig. 7-3 Nelson, kebutuhan steam sebesar 1,2 lb/gal, diperoleh crude oil yang menguap akibat adanya steam sebesar 3,8%

$$\begin{aligned}\text{Crude oil menguap karena steam} &= 3,8\% \times 245009,4152 \text{ kg/hari} \\ &= 9310,3577 \text{ kg/hari}\end{aligned}$$

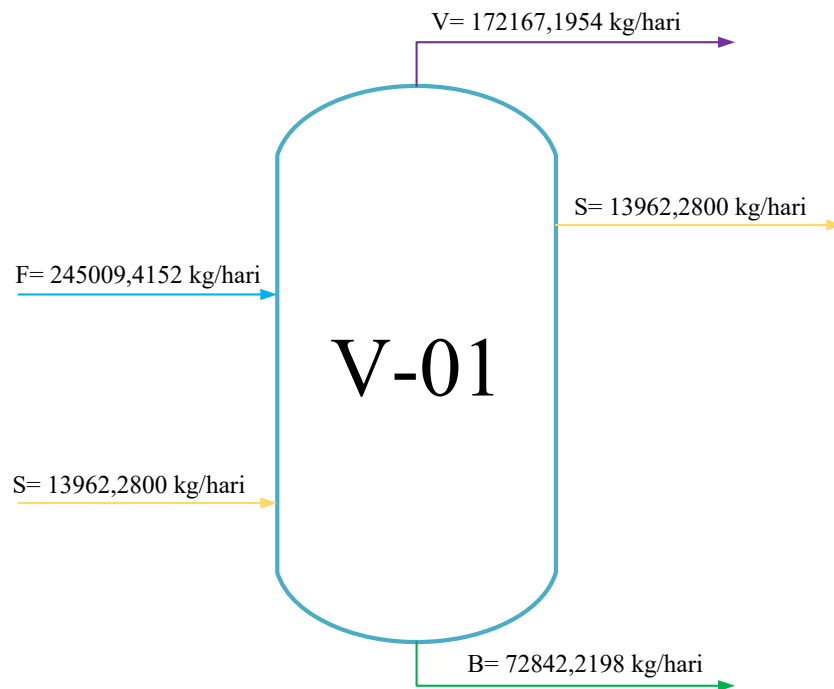
$$\begin{aligned}\text{Top product (total vapour)} &= \text{Crude oil fase uap} - \text{crude oil} \\ &\text{menguap karena steam} \\ &= (162856,8377 + 9310,3577) \text{ kg/hari} \\ &= 172167,1954 \text{ kg/hari}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Bottom liquid (total liquid)} &= \text{Crude oil fase cair} - \text{crude oil} \\ &\text{menguap karena steam} \\ &= (82152,5775 - 9310,3577) \text{ kg/hari} \\ &= 72842,2198 \text{ kg/hari}\end{aligned}$$

Tabel IX. 8 Neraca Massa Evaporator

Komponen	Massa Masuk (kg/hari)	Massa Keluar (kg/hari)
Crude Oil	245009,4152	
Steam	13962,2800	13962,2800
Top Product		172167,1954
Bottom Product		72842,2198
Total	258971,6952	258971,6952

Diagram Alir Evaporator :



2. Neraca Massa Stripper C-05

Umpan masuk stripper C-05 = Total bottom evaporator
= 72842,2198 kg/hari

Karena bottom product stripper C-05 merupakan residu, maka :

Bottom produk (residu) = $L/\text{hari} \times \text{SG } 15/15^{\circ}\text{C}$
= $65470,5 \text{ L/hari} \times 0,9102$
= 59593,4315 kg/hari

Top produk stripper C-05 = Umpan – Bottom produk
= $(72842,22 - 59593,4315) \text{ kg/hari}$
= 13248,7883 kg/hari

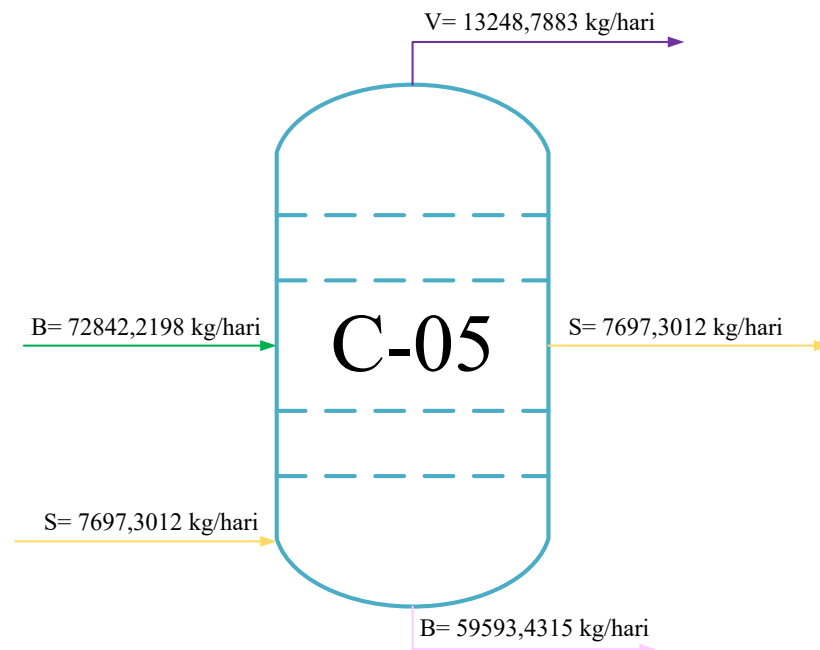
(Menurut W.L. Nelson, kebutuhan steam stripping pada stripper untuk steam adalah 0,4 – 1 lb/gal. Dipilih 1 lb/gal)

Kebutuhan steam (S) = $1 \text{ lb/gal} \times 0,264 \text{ gal/L} \times 65470,5 \text{ L/hari} \times 0,453$
kg/lb
= 7697,3012 kg/hari

Tabel IX. 9 Neraca Massa Stripper C-05

Komponen	Massa masuk (kg/hari)	Massa keluar (kg/hari)
Feed C-5	72842,2198	
Steam	7697,3012	7697,3012
Top Product		13248,7883
Bottom Product		59593,4315
Total	80539,5210	80539,5210

Diagram Alir Neraca Massa Stripper C-05 :



IX.5.3 Perhitungan Neraca Panas

A. Panas Masuk

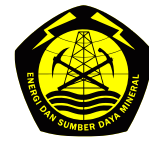
1. Feed Masuk C-5

Feed yang masuk ke stripper C-5 merupakan crude oil yang masih mengandung fraksi ringan.

$$\text{API Solar} = \left(\frac{141,5}{SG} \right) - 131,5 = \left(\frac{141,5}{0,8444} \right) - 131,5 = 36,0746$$

Tekanan masuk (feed) Stripper (C-5) = 2,8126 Psia

Suhu feed masuk Stripper = 335°C = 635°F (Suhu Bottom Evaporator)



Dari Fig 5.3 Nelson didapatkan nilai H (Heat Content) sebesar 410 Btu/lb

$$\begin{aligned}\text{Massa feed (M)} &= 72842,2198 \text{ kg} \times 2,20462 \text{ lb/kg} \\ &= 160587,9577 \text{ lb}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Q &= M \times H \\ &= 160587,9577 \text{ lb} \times 410 \text{ Btu/lb} \\ &= 65841062,6433 \text{ Btu}\end{aligned}$$

2. Steam

$$\text{Suhu steam masuk} = 302^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Tekanan absolut} = 17,0356 \text{ Psia}$$

Berdasarkan tabel Van Ness Smith, didapatkan nilai H sebesar 1178 Btu/lb

$$\begin{aligned}\text{Massa feed (M)} &= 7697,3012 \text{ kg} \times 2,20462 \text{ lb/kg} \\ &= 16969,6242 \text{ lb}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Q &= M \times H \\ &= 16969,6242 \text{ lb} \times 1178 \text{ Btu/lb} \\ &= 19990217,3117 \text{ Btu}\end{aligned}$$

A. Panas Keluar

1. Top Product

$$\text{API Solar} = \left(\frac{141,5}{SG} \right) - 131,5 = \left(\frac{141,5}{0,8414} \right) - 131,5 = 36,6721$$

$$\text{Tekanan top Stripper (C-5)} = 17,0356 \text{ Psia}$$

$$\text{Suhu top Stripper (C-5)} = 460,4^{\circ}\text{F}$$

Dari Fig 5.3 Nelson didapatkan nilai H (Heat Content) sebesar 325 Btu/lb

$$\begin{aligned}\text{Massa feed (M)} &= 13248,79 \text{ kg} \times 2,20462 \text{ lb/kg} \\ &= 29208,54367 \text{ lb}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Q &= M \times H \\ &= 29208,54367 \text{ lb} \times 325 \text{ Btu/lb} \\ &= 9492776,6920 \text{ Btu}\end{aligned}$$

2. Bottom Product

$$\text{API Residu} = \left(\frac{141,5}{SG} \right) - 131,5 = \left(\frac{141,5}{0,9105} \right) - 131,5 = 23,91$$

$$\text{Suhu bottom Stripper (C-5)} = 564,35^{\circ}\text{F}$$

Dari Fig 5.3 Nelson didapatkan nilai H (Heat Content) sebesar 335 Btu/lb

$$\begin{aligned}\text{Massa feed (M)} &= 59593,4315 \text{ kg} \times 2,20462 \text{ lb/kg} \\ &= 131380,8708 \text{ lb}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Q &= M \times H \\ &= 131380,8708 \text{ lb} \times 335 \text{ Btu/lb} \\ &= 44012591,7325 \text{ Btu}\end{aligned}$$

3. Steam

$$\text{Suhu steam masuk} = 460,4^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Tekanan absolut} = 17,0356 \text{ Psia}$$

Berdasarkan tabel van ness smith, didapatkan nilai H sebesar 1380 Btu/lb

$$\begin{aligned}\text{Massa feed (M)} &= 7697,3012 \text{ kg} \times 2,20462 \text{ lb/kg} \\ &= 16969,6242 \text{ lb}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Q &= M \times H \\ &= 16969,6242 \text{ lb} \times 1380 \text{ Btu/lb} \\ &= 23418081,4008 \text{ Btu/hari}\end{aligned}$$

Tabel IX. 10 Neraca panas kolom stripper C-05

Komponen	Panas Masuk (Btu/hari)	Panas Keluar (Btu/hari)
Feed C-5	65841062,6433	
Steam	19990217,3117	23418081,4008
Top Product		9492776,6920
Bottom Product		44012591,7325
Total	85831279,9550	76923449,8253

$$\begin{aligned} Q \text{ Loss} &= \text{Panas masuk} - \text{Panas Keluar} \\ &= 85831279,9550 - 76923449,8253 \\ &= 8907830,1297 \text{ Btu} \\ \% \text{ Panas yang hilang} &= \frac{Q_{\text{loss}}}{Q_{\text{inlet}}} \times 100 \\ &= \frac{8907830,13}{85831279,96} \times 100 \\ &= 10,3783\% \\ \eta &= 100 \% - \% \text{ panas yang hilang} \\ &= 100 \% - 10,3783\% \\ &= 89,6217\% \end{aligned}$$

IX.6 Pembahasan

Kinerja kolom stripper dapat dievaluasi dengan menggunakan neraca massa dan neraca panas. Neraca massa digunakan untuk membandingkan jumlah massa umpan dengan massa produk yang dihasilkan. Data yang digunakan untuk mengevaluasi kinerja pada kolom stripper C-05 diambil selama periode 8–11 September 2025. Neraca massa menunjukkan keseimbangan dengan total massa sebesar 80539,5210 kg/hari antara umpan dan produk.

Neraca panas dapat ditentukan dengan membandingkan jumlah energi panas yang masuk dan keluar pada sistem, sehingga diperoleh nilai efisiensi pemanfaatan energi di dalam kolom stripper. Berdasarkan hasil perhitungan, diperoleh nilai efisiensi rata-rata pemanfaatan sebesar 89,6217%. Efisiensi ini telah melampaui batas efisiensi minimal stripper yaitu 60%, sebagaimana tercantum dalam buku "Petroleum Refinery Engineering (Nelson, 1964)". Sehingga stripper C-05 dinyatakan masih layak untuk dioperasikan. Rata-rata nilai panas yang hilang adalah sebesar 10,3783%, dimana kehilangan panas tersebut dipengaruhi oleh beberapa faktor, antara lain:

1. Korosi pada tray dan dinding kolom yang disebabkan oleh kontaminan seperti Mg, Ca, Cl, dan H₂S yang masuk ke dalam kolom dapat mengakibatkan penurunan efisiensi pemindahan panas.



**PRAKTEK KERJA LAPANGAN
PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA
MINYAK DAN GAS BUMI CEPU**



2. Kerusakan pada flow meter mengakibatkan alat kontrol tidak berfungsi secara optimal, sehingga proses produksi mengalami gangguan.
3. Masa pakai alat yang sudah lama berdampak pada penurunan kinerja maksimal alat tersebut.