



BAB IX URAIAN TUGAS KHUSUS

IX. 1 Pengertian Evaporasi

Evaporasi merupakan suatu proses penguapan Sebagian dari pelarut sehingga didapatkan larutan zat cair pekat yang konsentrasinya lebih tinggi. Proses evaporasi kebanyakan bertujuan untuk menguapkan air dari suatu larutan karena pelarut yang banyak digunakan dalam pembuatan suatu larutan adalah air. Namun, bisa juga dalam memekatkan suatu larutan bukan air yang diuapkan seperti halnya yang dilakukan di PPSDM Migas Cepu. Evaporasi berbeda dengan pengeringan karena umumnya bahan yang masuk dalam proses evaporasi berfase cair sedangkan dalam proses pengeringan berupa padatan. Terdapat dua peristiwa yang berlangsung selama proses evaporasi :

1. *Interface evaporation* yaitu proses transformasi pelarut cair menjadi uap yang berlangsung di permukaan bahan.
2. *Vertical vapour transfer* adalah proses distribusi massa dari uap jenuh ke uap air yang biasanya berasal dari permukaan bahan.

IX. 2 Pengertian Evaporator

Evaporator merupakan sebuah alat yang berfungsi untuk mengubah Sebagian atau keseluruhan pelarut atau larutan dari bentuk cair menjadi uap. Evaporator mempunyai dua prinsip dasar, yaitu untuk menukar panas dan untuk memisahkan uap yang terbentuk dari cairan. Evaporator umumnya terdiri dari tiga bagian, yaitu penukar panas, bagian evaporasi (tempat dimana cairan mendidih lalu menguap), dan pemisah untuk memisahkan uap dari cairan lalu dimasukan ke dalam kondensor (untuk diembunkan atau dikondensasi) atau ke peralatan lainnya. Hasil dari evaporator (produk yang diinginkan) biasanya dapat berupa padatan atau larutan berkonsentrasi.

Evaporator yang digunakan dalam proses di kilang PPSDM Migas Cepu berfungsi untuk memisahkan uap hidrokarbon dalam *crude oil* dengan cairannya setelah dipanaskan dalam *furnace* sehingga beban kolom fraksinasi semakin ringan. Proses yang terjadi di dalam evaporator mengikuti prinsip *flash distillation* yang

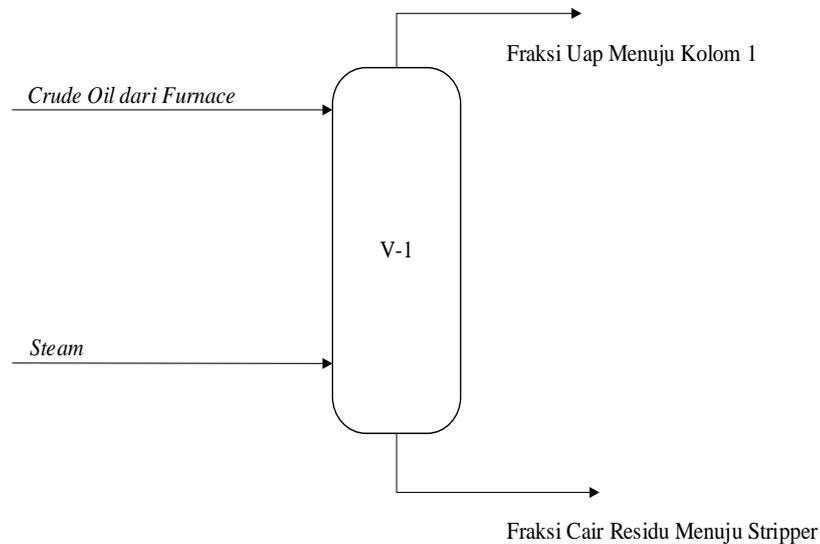


nantinya akan membuat komponen – komponen penyusun *crude oil* terpisahkan dalam range temperatur tertentu.

IX.3 Prinsip Kerja Evaporator

Prinsip kerja evaporator yaitu dengan penambahan kalor atau panas untuk memekatkan suatu larutan yang terdiri dari zat terlarut yang memiliki titik didih tinggi dan zat pelarut yang memiliki titik didih lebih rendah sehingga dihasilkan larutan yang lebih pekat serta memiliki konsentrasi yang tinggi. Pada proses di kilang PPSDM Cepu penggunaan evaporator ditujukan untuk memisahkan fraksi ringan dan fraksi berat dari *crude oil* yang telah dipanasi di dalam *furnace* sebelumnya. Dikarenakan adanya pemanasan dan penambahan *steam* dalam evaporator, maka senyawa – senyawa hidrokarbon yang merupakan komponen penyusun *crude oil* akan mencapai titik didih masing – masing dan berubah fase menjadi uap yang akan mengalami proses lebih lanjut, demikian juga pada komponen yang belum mencapai titik diduhnya.

Fase uap dari hasil atas evaporator terdiri dari pertasol CA, CB, dan solar akan keluar dari puncak Menara evaporator dan dialirkan menuju kolom fraksinasi C-1. Sedangkan hasil bawah evaporator berupa senyawa hidrokarbon yang belum menguap dan masih berupa fase cair akan dialirkan ke residu stripper. Penambahan *steam* melalui bagian dasar evaporator berfungsi untuk membantu proses pemisahan fraksi – fraksi dalam dalam evaporator. Jika diilustrasikan, proses yang terjadi di evaporator adalah sebagai berikut :



Gambar IX.1 Diagram Alir Evaporator (V-01)

Bagian – bagian penyusun evaporator yang ada di PPSDM Migas Cepu adalah sebagai berikut .:

1. Dinding *Shell*

Dinding *shell* terbuat dari bahan *carbon steel* berfungsi untuk melindungi cairan di dalamnya untuk menahan tekanan dan temperatur. Tutupnya berbentuk *standar dished head* dan terbuat dari bahan yang sama.

2. *Manhole*

Manhole atau lubang laluan orang berfungsi sebagai tempat pekerja masuk saat ada perawatan atau pemeriksaan.

3. *Nozzle*

Nozzle atau mulut pipa berfungsi sebagai penyambung pipa antara lain, seperti, *inlet vapour/liquid*, *inlet steam*, *outlet vapour*, dan *outlet residu*.

4. *Vortex Breaker*

Vortex breaker atau tutup mulut pipa berfungsi untuk memecah pusaran dalam cairan sehingga permukaan cairan tetap rata dan residu tidak terlalu cepat turunnya.

5. *Controller*

Controller yang ada pada alat evaporator ini berfungsi untuk menjaga kondisi operasi tetap sesuai agar produknya tetap sesuai keinginan.



Controller yang dipasang pada alat ini antara lain : indikator temperatur, indikator level cairan, dan indikator tekanan.

6. Isolasi

Isolasi dalam alat evaporator berfungsi untuk mengurangi kehilangan panas (Q loss), menghemat bahan bakar, dan mempertahankan temperatur selama proses sehingga produk yang dihasilkan akan bagus. Isolasi yang digunakan terbuat dari Kalsium Silikat yang dilapisi oleh aluminium *sheet*

IX.4 Faktor yang mempengaruhi Proses di Evaporator

Besar kecilnya laju penguapan evaporasi dipengaruhi oleh beberapa faktor. Hal – hal yang harus diperhatikan dalam mengoperasikan evaporator agar prosesnya dapat berjalan dengan baik antara lain, yaitu :

1. Temperatur

Temperatur merupakan hal yang penting untuk diperhatikan dalam proses pengoperasian evaporator. Temperatur pada proses pemisahan dalam evaporator bergantung pada pemanasan yang ada di *furnace*. Apabila temperatur di *furnace* 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 yang seharusnya menguap menjadi produk atas evaporator tidak dapat menguap dan masih bercampur dengan residu, sedangkan tekanan yang terlalu rendah akan membuat residu ikut teruapkan dan merusak kualitas dari produk atas evaporator.

3. Tinggi permukaan bahan



Ketinggian permukaan bahan di dalam evaporator harus selalu diperhatikan karena ketika terlalu tinggi akan menyebabkan ruang penguapan *crude oil* berkurang sehingga proses berjalan kurang sempurna. Ketinggian di evaporator diatur oleh pipa bawah tempat mengalirnya residu keluar.

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 evaporator (V-01) pada *Crude Distillation Unit* (CDU) di PPSDM Migas Cepu diperoleh pada tanggal 4-8 September antara lain:

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

IX.6.1 Pengambilan data

Pengambilan data dalam mengevaluasi kinerja evaporator (V-01) di unit kilang PPSDM Migas ini diperoleh dari :

1. Data lapangan
 - a. Data suhu masuk dan keluar evaporator (diambil dari tanggal 04 - 08 September 2023)
 - b. Data tekanan masuk dan keluar evaporator (diambil dari tanggal 04 - 08 September 2023)
2. Data pada *Control Room*
 - a. Data kapasitas masuk dan keluar evaporator (diambil dari tanggal 04-08 September 2023)
 - b. Data spesifikasi evaporator (diambil tanggal 08 September 2023)
3. Data pada laboratorium unit kilang
 - a. Data distilasi ASTM *crude oil* dan pertasol CA, pertasol CB, solar, dan residu (diambil tanggal 04 - 08 September 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 Evaporator V-01

Spesifikasi alat dari evaporator (V-01) yang digunakan di kilang PPSDM Migas Cepu adalah sebagai berikut :

Tabel IX.1 Spesifikasi Evaporator V-01

Keterangan	Ukuran	Satuan
Tipe	Silinder tegak	
Jenis tutup	Standar dished head	
Feed	Crude oil	
Volume	184756	m ³
Tinggi evaporator	6000	mm
Diameter luar	2029	mm
Diameter dalam	2020	mm
Tebal tutup	¾	inchi
Temperatur design	380	°C
Material bahan	Carbon steel	
Fungsi	Untuk memisahkan komponen uap dan komponen cair dari <i>crude oil</i> keluaran dari <i>furnace</i>	

IX.6.2.2 Data operasi Evaporator V-01

Data operasi evaporator yang diambil dari tanggal 04 – 08 September 2023 adalah sebagai berikut :

A. Data temperature masuk dan keluar Evaporator V-01

Tabel IX. 2 Data temperature masuk dan keluar Evaporator V-01 (Sumber: *control room* Unit Kilang PPSDM Migas)

Tanggal	Suhu atas, T1 (°C)	Suhu bawah, T2 (°C)	Suhu masuk, T3 (°C)
04/09/2023	318,5	286	307,4



05/09/2023	318,7	285	308
06/09/2023	314	286	306,3
07/09/2023	318,7	280	310,3
08/09/2023	333,6	270	325
Rata-rata	320,7	281,4	311,4

B. Data Tekanan Masuk dan Keluar Evaporator V-01

Tabel IX. 3 Data tekanan masuk dan atas Evaporator V-01 (Sumber: *control room* Unit Kilang PPSDM Migas)

Tanggal	Tekanan Masuk, P in (kg/cm²)	Tekanan atas, P1 (kg/cm²)
04/09/2023	0,161	0,193
05/09/2023	0,165	0,192
06/09/2023	0,131	0,192
07/09/2023	0,121	0,191
08/09/2023	0,243	0,168
Rata-rata	0,1642	0,1872

C. Data kapasitas produksi

Tabel IX. 4 Rata – Rata Data Produksi Tiap Komponen pada Tanggal 04-08 September 2023 (Sumber: *control room* Unit Kilang PPSDM Migas)

Komponen	Volume (L/hari)	Densitas 15°(Kg/L)	Mass (Kg/hari)	%V	SG 15°	SG 60/60 °F
Crude Oil	259440,6	0,8418	218404,015	100,00	0,8418	0,8541
Pertasol CA	32222,2	0,7433	23949,6872	12,42	0,7433	0,7579
Pertasol CB	13487,75	0,7661	10332,9653	5,20	0,7661	0,7847
Solar	161985,4	0,8421	136411,145	62,44	0,8421	0,8544
Residu	51963,85	0,9175	47676,1395	20,03	0,9175	0,9294



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

Tabel IX. 5 Rata – Rata Data Distilasi ASTM Pertasol CA, Pertasol CB, dan Solar pada tanggal 04-08 September 2023 (Sumber: Laboratorium PHP PPSDM Migas)

%V distilat	Pertasol CA		Pertasol CB		Solar	
	°C	°F	°C	°F	°C	°F
IBP	37	98,6	84,2	183,56	157,2	314,96
5	54,8	130,64	96	204,8	176,6	349,88
10	60,6	141,08	102,6	216,68	195,8	384,44
20	66	150,8	109	228,2	214,4	417,92
30	71,4	160,52	114	237,2	229,2	444,56
40	76,8	170,24	120	248	243,2	469,76
50	83	181,4	125,2	257,36	259,4	498,92
60	88,6	191,48	129,2	264,56	275,4	527,72
70	95,6	204,08	136,6	277,88	301	573,8
80	103,8	218,84	146,2	295,16	327,4	621,32
90	118,4	245,12	162,2	323,96	359,8	679,64

IX.6.2.3 Pengolahan Data

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

A. Perhitungan Neraca Massa

1. Mengubah Data Suhu ASTM menjadi suhu EFV Pertasol CA

Mencari suhu EFV 50%

$$\text{Suhu ASTM 50\%} = 181,4 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{ASTM 30\% - ASTM 50\%} = 19,44 \text{ } ^\circ\text{F}$$

ΔT dicari menggunakan grafik 12.8 Edmister sehingga diperoleh :

$$\Delta T = 0 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu EFV 50\%} = \text{Suhu ASTM 50\%} + \Delta T$$

$$= 181,4 \text{ } ^\circ\text{F} + 0 \text{ } ^\circ\text{F} = 181,4 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Untuk mencari EFV pada persen distilasi yang lainnya digunakan grafik 12.9 Edmister.



Mencari suhu EFV 30%

$$\begin{aligned}\Delta T (\text{ASTM } 50\% - \text{ASTM } 30\%) &= 20,88 \text{ }^\circ\text{F} \\ \Delta T (\text{dari grafik } 12.9) &= 8 \text{ }^\circ\text{F} \\ \text{Suhu EFV } 30\% &= \text{Suhu EFV } 50\% - \Delta T \\ &= (181,4 - 8) \text{ }^\circ\text{F} \\ &= 173,4 \text{ }^\circ\text{F}\end{aligned}$$

Mencari suhu EFV 10%

$$\begin{aligned}\Delta T (\text{ASTM } 30\% - \text{ASTM } 10\%) &= 19,44 \text{ }^\circ\text{F} \\ \Delta T (\text{dari grafik } 12.9) &= 10 \text{ }^\circ\text{F} \\ \text{Suhu EFV } 10\% &= \text{Suhu EFV } 30\% - \Delta T \\ &= (173,4 - 10) \text{ }^\circ\text{F} \\ &= 163,4 \text{ }^\circ\text{F}\end{aligned}$$

Mencari suhu EFV IBP

$$\begin{aligned}\Delta T (\text{ASTM } 10\% - \text{ASTM } 0\%) &= 42,48 \text{ }^\circ\text{F} \\ \Delta T (\text{dari grafik } 12.9) &= 18 \text{ }^\circ\text{F} \\ \text{Suhu EFV IBP} &= \text{Suhu EFV } 10\% - \Delta T \\ &= (163,4 - 18) \text{ }^\circ\text{F} \\ &= 145,4 \text{ }^\circ\text{F}\end{aligned}$$

Mencari suhu EFV 70%

$$\begin{aligned}\Delta T (\text{ASTM } 70\% - \text{ASTM } 50\%) &= 22,68 \text{ }^\circ\text{F} \\ \Delta T (\text{dari grafik } 12.9) &= 9 \text{ }^\circ\text{F} \\ \text{Suhu EFV } 70\% &= \text{Suhu EFV } 10\% + \Delta T \\ &= (163,4 + 9) \text{ }^\circ\text{F} \\ &= 172,4 \text{ }^\circ\text{F}\end{aligned}$$

Mencari suhu EFV 90%

$$\begin{aligned}\Delta T (\text{ASTM } 90\% - \text{ASTM } 70\%) &= 41,04 \text{ }^\circ\text{F} \\ \Delta T (\text{dari grafik } 12.9) &= 9 \text{ }^\circ\text{F} \\ \text{Suhu EFV } 90\% &= \text{Suhu EFV } 70\% + \Delta T \\ &= (172,4 + 9) \text{ }^\circ\text{F} \\ &= 181,4 \text{ }^\circ\text{F}\end{aligned}$$



Suhu EFV pertasol CB dan solar dapat dicari dengan cara yang sama dengan suhu EFV pertasol CA. Hasil perhitungan suhu EFV untuk pertasol CA, pertasol CB, dan solar dapat dilihat pada tabel berikut.

Tabel IX.6 Data Interval Distilasi EFV Pertasol CA

%vol distilasi	suhu ASTM		interval % vol	suhu EFV	
	T (oF)	ΔT (oF)		T (oF)	ΔT (oF)
IBP	98,6			145,4	
		42,48	0 – 10		18
10	141,08			163,4	
		19,44	10 – 30		10
30	160,52			173,4	
		20,88	30 – 50		8
50	181,4			181,4	
		22,68	50 – 70		9
70	204,08			190,4	
		41,04	70 – 90		17
90	245,12			207,4	

Tabel IX.7 Data Interval Distilasi EFV Pertasol CB

%vol distilasi	suhu ASTM		interval %vol	suhu EFV	
	T (oF)	ΔT (oF)		T (oF)	ΔT (oF)
IBP	183,56			228,36	
		33,12	0 – 10		13
10	216,68			241,36	
		20,52	10 – 30		10
30	237,2			251,36	
		20,16	30 – 50		9
50	257,36			260,36	
		20,52	50 – 70		8



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



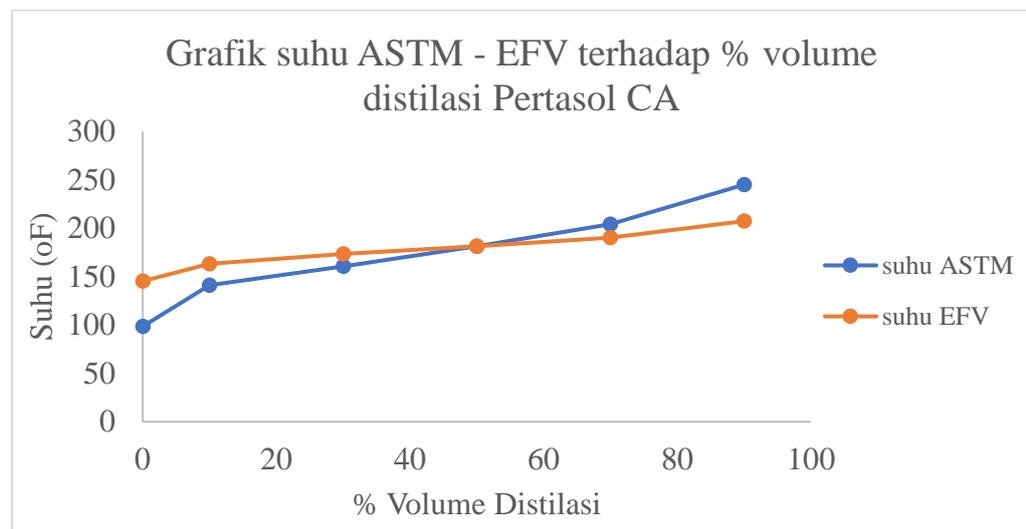
70	277,88			268,36	
		46,08	70 – 90		22
90	323,96			290,36	

Tabel IX.8 Data Interval Distilasi EFV Solar

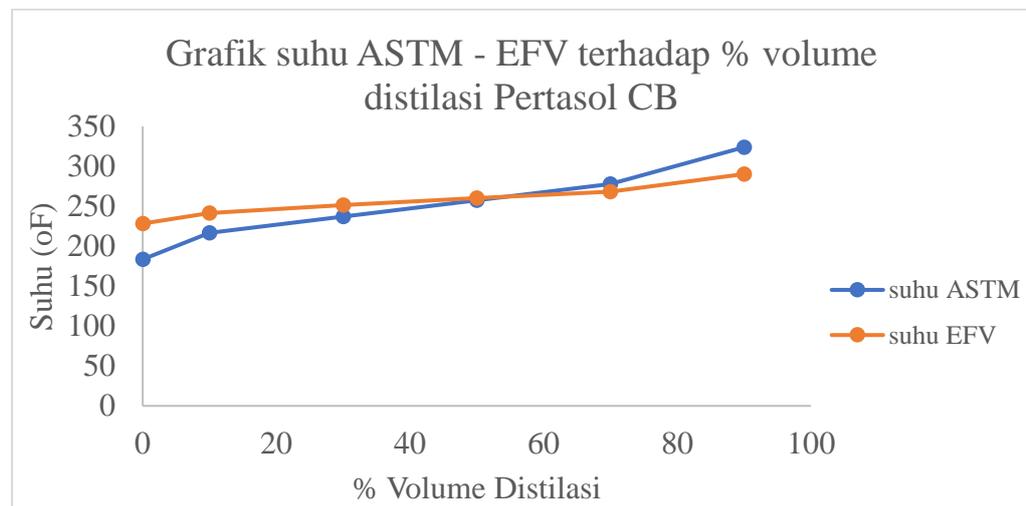
%vol distilasi	suhu ASTM		interval % vol	suhu EFV	
	T (oF)	ΔT (oF)		T (oF)	ΔT (oF)
IBP	314,96			401,92	
		69,48	0 – 10		36
10	384,44			437,92	
		60,12	10 – 30		38
30	444,56			475,92	
		54,36	30 – 50		32
50	498,92			507,92	
		74,88	50 – 70		46
70	573,8			553,92	
		105,84	70 – 90		66
90	679,64			619,92	

2. Perhitungan $T_{boiling}$ rata – rata

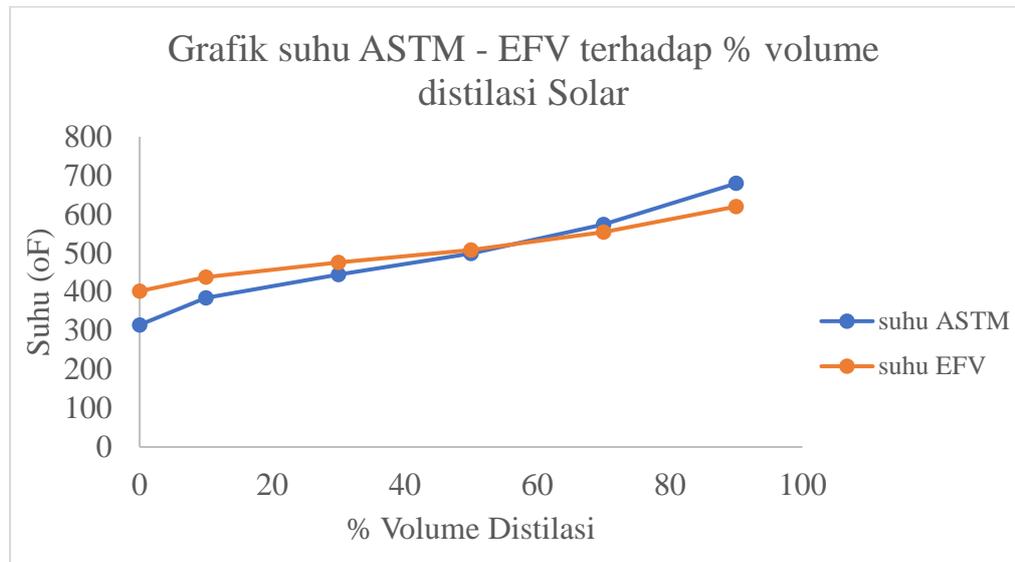
$T_{boiling}$ rata – rata dapat diperoleh dengan cara membuat grafik hubungan antara %volume distilasi dengan suhu astm-efv pada tekanan 1 atm:



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



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



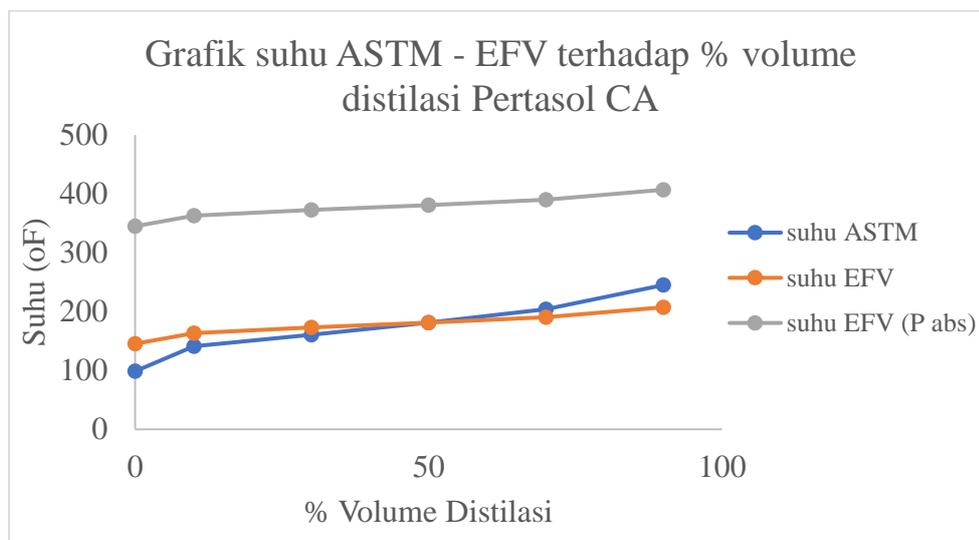
Gambar IX.4 Grafik suhu ASTM – EFV terhadap % volume distilasi solar

Berdasarkan gambar 111. di atas, diperoleh perpotongan garis ASTM dan EFV pada titik 50% dengan $T_{boiling} = 181,4$ °F. Pada gambar 222., diperoleh perpotongan garis ASTM dan EFV pada titik 50% dengan $T_{boiling} = 268,36$ °F. Pada gambar 333., diperoleh perpotongan garis ASTM dan EFV pada titik 50% dengan $T_{boiling} = 553,92$ °F. $T_{boiling}$ rata – rata dari ketiga kurva tersebut adalah sebesar 334,56 °F, dimana nilai tersebut adalah nilai $T_{boiling}$ untuk tekanan 1 atm. Kemudian dilakukan pembacaan grafik untuk mengoreksi $T_{boiling}$ yang sudah didapatkan pada 1 atm (760 mmHg) dan $T = 334,56$ °F, didapatkan $T_{boiling} = 330$ °F.

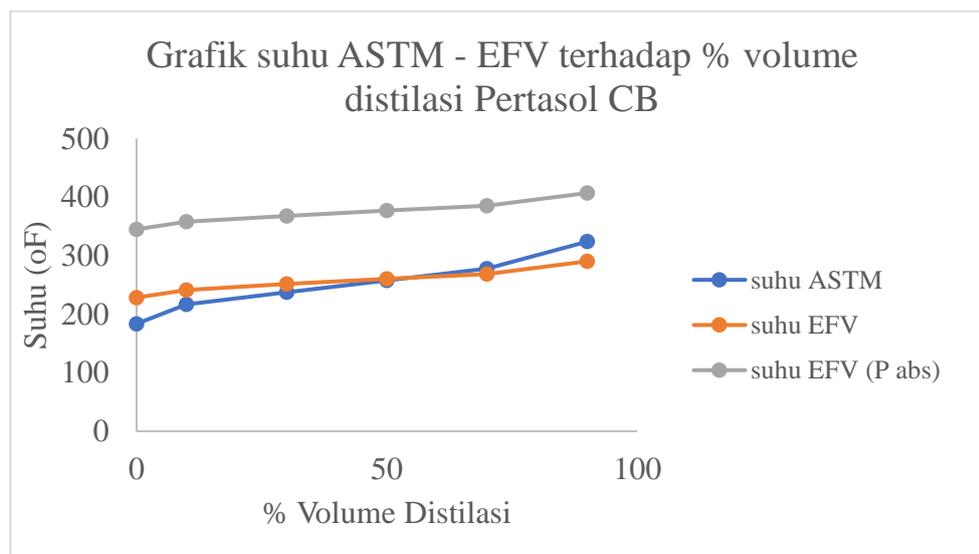
$$\text{Tekanan masuk evaporator (V-01)} = 0,1642 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} \times \frac{1 \frac{\text{cm}^2}{\text{kg}}}{1,033 \text{ atm}} = 0,1589 \text{ atm}$$

$$\text{Tekanan absolut evaporator (V-01)} = 1 \text{ atm} + 0,1589 \text{ atm} = 1,1589 \text{ atm}$$

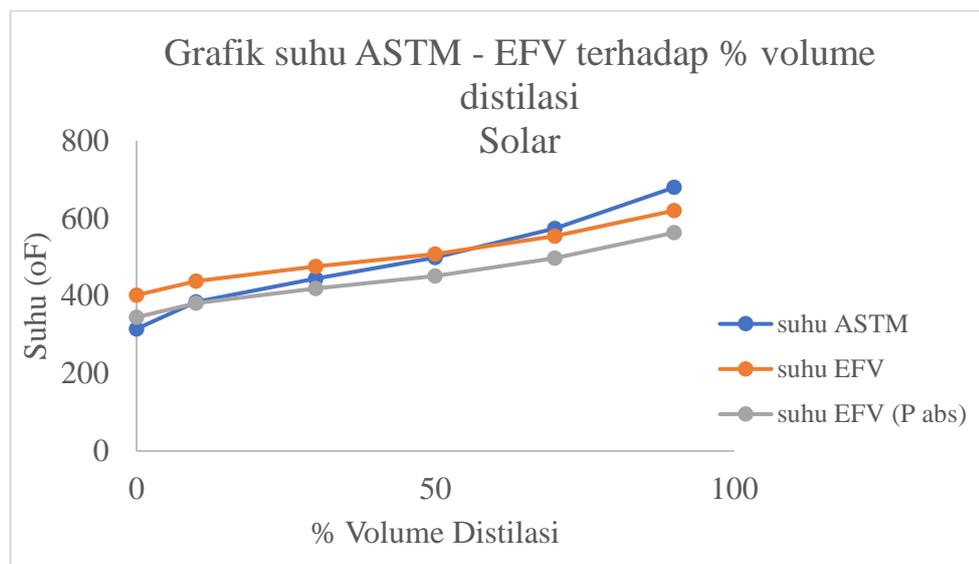
Selanjutnya, dibuat grafik EFV pada $P = 1,1589$ atm yang sejajar dengan grafik EFV pada $P = 1$ atm sebagai berikut.



Gambar IX.5 Grafik suhu ASTM – EFV terhadap % volume distilasi pertasol CA



Gambar IX.6 Grafik suhu ASTM – EFV terhadap % volume distilasi pertasol CB



Gambar IX.7 Grafik suhu ASTM – EFV terhadap % volume distilasi pertasol CA

Dari ketiga grafik di atas, diperoleh perpotongan garis ASTM dan garis sejajar suhu EFV hanya terjadi pada grafik solar (gambar 666) yang menandakan ada Sebagian solar yang tidak teruapkan sekitar 10% dan yang teruapkan sekitar 90%, sehingga :

- a. *Crude oil* masuk evaporator = 218404,0155 kg/hari
- b. Massa solar teruapkan = 10% x Massa total solar
= 10% x 136411,145 kg/hari
= 122770,0305 kg/hari
- c. Volume solar teruapkan = 10% x Volume total solar
= 10% x 161985,4 L/hari
= 145786,86 L/hari
- d. Massa total produk bawah = Massa solar 10% + residu
= (13641,1145 + 47676,1395)kg/hari
= 61317,2540 kg/hari
- e. Volume produk bawah = Volume solar 10% + residu
= (16198,54 + 51963,85)L/hari



$$= 68162,3900 \text{ L/hari}$$

3. Menghitung Kebutuhan *Steam*

Kebutuhan steam pada evaporator untuk crude oil adalah 0,4 - 1,2 lb/gal (Nelson 1969). Asumsi kebutuhan steam 1 lb/gal, maka :

a. Kebutuhan *steam* = 1 lb/gal x 68162,39 L/hari x 0,454 kg/lb
x 0,624 gal/L

b. *Crude oil* yang manguap karena *steam* = $\frac{\text{Crude oil masuk}}{\text{kebutuhan steam}} \cdot 100 \%$
= 8,8415%

Maka, komposisi neraca massa :

c. *Crude oil* yang manguap karena *steam* = 8,8415%
x total produk bawah
= 8,8415%

x 61317,2540 kg/hari
= 5421,3486 kg/hari

d. *Crude oil* yang tidak teruapkan = 61317,2540 kg/hari
- 5421,3486 kg/hari
= 55895,9055 kg/h

e. Solar yang terikut dalam residu = *Crude oil* tidak
Menguap – residu
= 55895,9055 kg/h
- 47676,1395 kg/hari
= 8219,7659 kg/hari

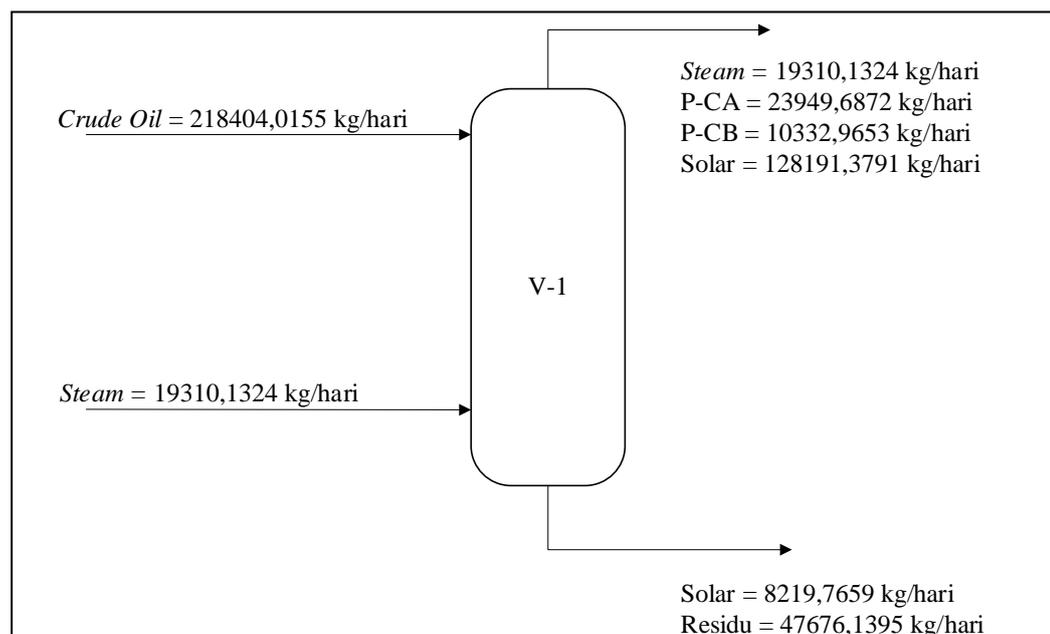
f. Solar yang manguap = Total solar
- solar di bawah
= 136411,145 kg/hari
- 8219,7659 kg/hari
= 128191,3791 kg/hari

Maka, neraca massa Evaporator (V-01) adalah sebagai berikut :

Tabel IX.9 Neraca Massa Evaporator (V-01)

Umpan masuk V-1	Massa (Kg/hari)	Hasil atas V-1	Massa (Kg/hari)	Hasil Bawah V-1	Massa (Kg/hari)
<i>Crude Oil</i>	218404,0155	Pertasol CA	23949,6872	Solar	8219,7659
<i>Steam</i>	19310,1324	Pertasol CB	10332,9653	Residu	47676,1395
		Solar	128191,3791		
		<i>Steam</i>	19310,1324		
Total Umpan	237714,1479	Total Hasil Atas	181784,1640	Total Hasil Bawah	55895,9055
Total Produk (kg/hari)					237680,0695
Total Kehilangan (kg/hari)					34,0785
Persen kehilangan (%)					0,0143%

Jika diilustrasikan, neraca massa yang ada dalam proses di evaporator adalah sebagai berikut :



Gambar IX.8. Neraca Massa Evaporator (V-01)



B. Perhitungan Neraca Panas

1. Menghitung Faktor Karakteristik (K)

a. Pertasol CA

$$\begin{aligned}\text{Titik didih volumetrik} &= \frac{T\ 10\% + T\ 30\% + T\ 50\% + T\ 70\% + T\ 90\%}{5} \\ &= \frac{141,08 + 160,52 + 181,4 + 204,08 + 242,12}{5} \\ &= \frac{T\ 90\% + T10\%}{80} \\ &= 186,44\ ^\circ\text{F}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Slope distilasi ASTM (90\% - 10\%)} \\ &= 1,3005\end{aligned}$$

Dari figure 5-4 Nelson, diperoleh hubungan antar slope distilasi dengan faktor koreksi (K), sehingga didapat :

$$\text{Suhu koreksi} = - 8\ ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned}T_b \text{ rerata molal} &= \text{Titik didih volumetric Pertasol CA} + \text{Suhu Koreksi} \\ &= 178,44\ ^\circ\text{F} \\ &= 638,44\ ^\circ\text{R}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}K &= \frac{\sqrt[3]{T_b}}{SG} \\ &= 11,3617\end{aligned}$$

b. Pertasol CB

$$\begin{aligned}\text{Titik didih volumetrik} &= \frac{T\ 10\% + T\ 30\% + T\ 50\% + T\ 70\% + T\ 90\%}{5} \\ &= \frac{216,68 + 237,2 + 257,36 + 277,88 + 323,96}{5} \\ &= 262,616\ ^\circ\text{F}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Slope distilasi ASTM (90\% - 10\%)} &= \frac{T\ 90\% + T10\%}{80} \\ &= 1,341\end{aligned}$$

Dari figure 5-4 Nelson, diperoleh hubungan antar slope distilasi dengan faktor koreksi (K), sehingga didapat :

$$\text{Suhu koreksi} = - 7\ ^\circ\text{F}$$

$$T_b \text{ rerata molal} = \text{Titik didih volumetric Pertasol CB} + \text{Suhu Koreksi}$$



$$\begin{aligned} &= 255,616 \text{ }^{\circ}\text{F} \\ &= 715,616 \text{ }^{\circ}\text{R} \\ K &= \frac{\sqrt[3]{T_b}}{SG} \\ &= 11,3988 \end{aligned}$$

c. Solar

$$\begin{aligned} \text{Titik didih volumetrik} &= \frac{T_{10\%} + T_{30\%} + T_{50\%} + T_{70\%} + T_{90\%}}{5} \\ &= \frac{284,44 + 444,56 + 498,92 + 573,8 + 679,64}{5} \\ &= 516,272 \text{ }^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Slope distilasi ASTM (90\% - 10\%)} &= \frac{T_{90\%} + T_{10\%}}{80} \\ &= 3,69 \end{aligned}$$

Dari figure 5-4 Nelson, diperoleh hubungan antar slope distilasi dengan faktor koreksi (K), sehingga didapat :

$$\text{Suhu koreksi} = - 22 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\begin{aligned} T_b \text{ rerata molal} &= \text{Titik didih volumetric Solar} + \text{Suhu Koreksi} \\ &= 494,272 \text{ }^{\circ}\text{F} \\ &= 954,272 \text{ }^{\circ}\text{R} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} K &= \frac{\sqrt[3]{T_b}}{SG} \\ &= 11,5229 \end{aligned}$$

2. Menghitung °API

a. Pertasol CA

$$^{\circ}\text{API} = \frac{141,5}{\rho} - 131,5$$

$$^{\circ}\text{API} = 58,8758$$

b. Pertasol CB

$$^{\circ}\text{API} = \frac{141,5}{\rho} - 131,5$$

$$^{\circ}\text{API} = 53,2017$$

c. Solar



$$^{\circ}\text{API} = \frac{141,5}{\rho} - 131,5$$

$$^{\circ}\text{API} = 36,5283$$

3. Menghitung Entalpi *Steam* Evaporator

Kebutuhan *steam* = 19310,1324 kg/hari = 42578,84 lb/hari

Entalpi *steam* masuk :

Suhu *steam* masuk = 160 °F

Dari steam table buku Smith Van Ness diperoleh data entalpi saturated steam pada 160 °C = 2756,7 kJ/kg = 1185,17 Btu/lb

Panas *steam* masuk = entalpi *saturated steam* x jumlah *steam* masuk
= 50463066,9859 Btu/hari

Entalpi *steam* keluar :

Suhu *steam* keluar = 110 °C

Dari steam table buku Smith Van Ness diperoleh data entalpi saturated steam pada 110 °C = 2691,3 kJ/kg = 1157,17 Btu/lb

Panas *steam* keluar = entalpi *saturated steam* x jumlah *steam* keluar
= 49265880,9859 Btu/hari

4. Menghitung Entalpi Uap dan Entalpi Cair Umpan Evaporator

Suhu umpan = suhu *crude oil* = 592,52 °F = 1052,52 °R

SG *Crude oil* = 0,8541

$$K = \frac{\sqrt[3]{T_b}}{SG}$$

$$K = 11,9096$$

$$^{\circ}\text{API} = 36,5869$$

Dari gambar 5.3 Nelson

Entalpi uap = 430 Btu/lb

Entalpi cair = 310 Btu/lb

Faktor koreksi entalpi uap = 0 Btu/lb

Faktor koreksi entalpi cair = 0,99

Entalpi uap sesungguhnya = (430-0) Btu/lb = 430 btu/lb

Entalpi cair sesungguhnya = (310 x 0,99) Btu/lb = 306,9 Btu/lb

Entalpi total sesungguhnya = (430 + 306,90 Btu/lb = 736,9 Btu/lb

Panas *crude oil* masuk = entalpi total x massa *crude oil*



$$= (218404,0155 \times 2,205 \times 736,9) \text{ Btu/hari}$$
$$= 354876931,4 \text{ Btu/hari}$$

5. Menghitung Entalpi Uap Hasil Atas Evaporator

$$\text{Suhu hasil atas} = 609,26 \text{ }^\circ\text{F} = 1069,26 \text{ }^\circ\text{R}$$

$$\text{SG rata – rata produk atas} = 0,7989$$

$$\text{K rata – rata produk atas} = 11,4278$$

$$\text{ }^\circ\text{API produk atas} = 45,5985$$

Dari gambar 5.3 Nelson

$$\text{Entalpi uap} = 430 \text{ Btu/lb}$$

$$\text{Faktor koreksi entalpi uap} = 5 \text{ btu/lb}$$

$$\text{Entalpi uap sesungguhnya} = 425 \text{ Btu/lb}$$

$$\text{Panas fraksi uap atas} = \text{Entalpi uap atas} \times \text{total produk atas}$$
$$= 170354484,7 \text{ Btu/hari}$$

6. Menghitung Entalpi Cair Hasil Bawah Evaporator

$$\text{Suhu hasil bawah} = 538,52 \text{ }^\circ\text{F} = 998,52 \text{ }^\circ\text{R}$$

$$\text{SG rata – rata produk bawah} = 0,8919$$

$$\text{K rata – rata produk bawah} = 11,4648$$

$$\text{ }^\circ\text{API produk atas} = 27,1463$$

Dari gambar 5.3 Nelson

$$\text{Entalpi cair} = 290 \text{ Btu/lb}$$

$$\text{Faktor koreksi entalpi cair} = 0,97$$

$$\text{Entalpi cair sesungguhnya} = 281,3 \text{ Btu/lb}$$

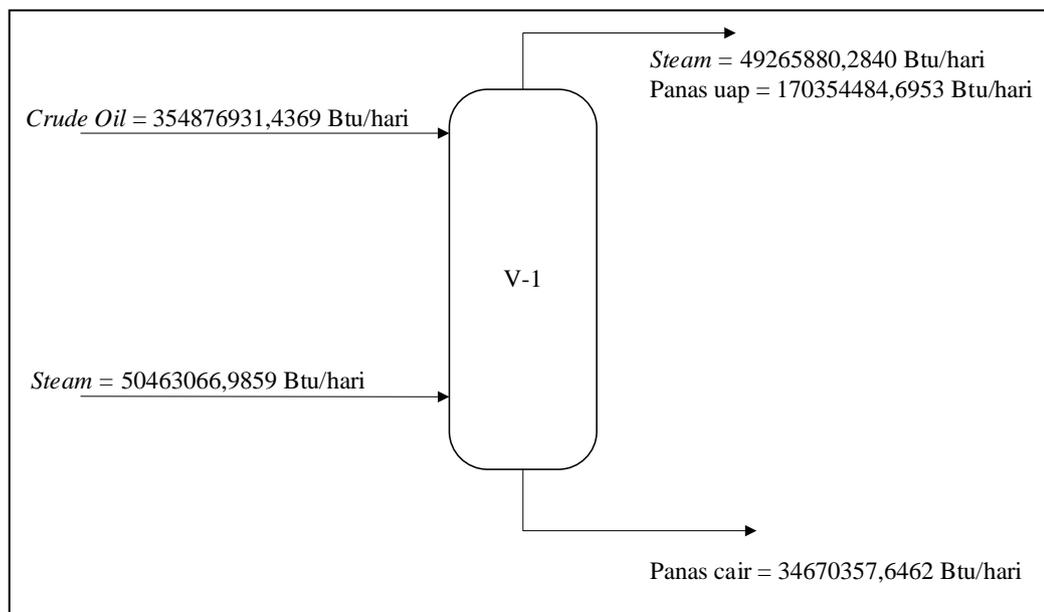
$$\text{Panas fraksi cair bawah} = \text{Entalpi uap atas} \times \text{total produk bawah}$$
$$= 34670357,65 \text{ Btu/hari}$$

Berdasarkan perhitungan tersebut, maka diperoleh neraca panas dari Evaporator adalah sebagai berikut :

Tabel IX.10. Neraca Panas Evaporator (V-01)

Umpan masuk V-1	Panas (Btu/hari)	Hasil atas V-1	Panas (Btu/hari)	Hasil Bawah V-1	Panas (Btu/hari)
<i>Crude Oil</i>	354876931,4369	Panas uap	170354484,6953	Panas cair	34670357,6462
<i>Steam</i>	50463066,9859	<i>Steam</i>	49265880,2840		
Total Umpan	405339998,4228	Total Hasil Atas	219620364,9794	Total Hasil Bawah	34670357,6462
Total Panas Produk (Btu/hari)					254290722,6255
Total Kehilangan Panas (Btu/hari)					151049275,7972
Persen kehilangan Panas (%)					37,2648%
Efisiensi Thermal					62,7352%

Jika diilustrasikan, neraca panas yang ada dalam proses di evaporator adalah sebagai berikut :



Gambar IX.9 Neraca Panas Evaporator (V-01)



IX.6.2.4 Pembahasan

Fungsi dari alat evaporator (V-01) pada unit kilang PPSDM migas Cepu adalah untuk memisahkan fraksi cair dan uap dari komponen penyusun *crude oil* yang telah dipanaskan dalam *furnace* sebelumnya. Prinsip pemisahan yang ada di dalam alat ini mengikuti prinsip *flash distillation*. Perhitungan tugas khusus ini bertujuan untuk mengevaluasi neraca massa dan neraca panas dari evaporator yang terdapat di unit kilang tersebut. Dari hasil perhitungan neraca massa yang dilakukan, sejumlah massa yang hilang atau *loss* dari proses sejumlah 34,0785 kg/hari atau sekitar 0,0143% dari keseluruhan umpan masuk. Hal tersebut bisa dikatakan masih cukup wajar untuk skala industri. Kemungkinan hilangnya bahan disebabkan oleh sebagian bahan *crude oil* yang ikut teruapkan dan bercampur dengan *steam* keluar. Selain itu, kehilangan massa tersebut kemungkinan karena adanya bahan yang masih terperangkap di tangki evaporator dan belum bisa keluar.

Melalui perhitungan neraca panas, dapat diketahui bahwa evaporator mengalami kehilangan panas yang cukup besar, yaitu sejumlah 151049275,7972 Btu/hari. Hal tersebut membuat efisiensi panas dari alat hanya sekitar 62,7352%. Kehilangan panas di dalam evaporator bisa disebabkan oleh kurang maksimalnya isolasi pada tiap pipa yang mengalir masuk dan keluar dari evaporator maupun isolasi pada evaporator itu sendiri. Hilangnya panas yang terlalu tinggi akan menyebabkan proses pemisahan kurang maksimal sehingga hal ini perlu segera ditangani.

Adapun cara untuk merawat evaporator diantaranya:

1. Melakukan pemeriksaan rutin setiap minggu untuk mengetahui adanya kebocoran atau tidaknya di setiap aliran evaporator.
2. Selalu memastikan kondisi operasi evaporator agar selalu sesuai acuan agar produk yang dihasilkan bagus kualitasnya dan alat tidak cepat *maintenance*.
3. Memberikan isolasi yang baik agar tidak banyak panas yang hilang dari evaporator.