



## BAB II TINJAUAN PUSTAKA

### II.1 Uraian Proses

#### II.1 Prinsip Dasar Distilasi Atmosferis

Proses pengolahan minyak bumi di Pusat Pengembangan Sumber Daya Manusia Minyak dan Gas Bumi menggunakan unit Distilasi Atmosferis. Unit Distilasi Atmosferis merupakan suatu unit yang melaksanakan seluruh rangkaian kegiatan pemisahan minyak mentah (*Crude Oil*) menjadi produk-produk minyak bumi berdasarkan perbedaan titik didih (*Boilling Range*) komponen pada tekanan 1 atm yang berlangsung melalui proses pemanasan untuk penguapan dan pendinginan untuk pengembunan. Bertujuan untuk memisahkan fraksi-fraksi yang ada pada *Crude Oil* menjadi produk-produk yang dikehendaki pada tekanan atmosfer.

#### II.1.1 Peralatan Utama di Unit Kilang

Peralatan utama unit distilasi untuk dapat terlaksananya proses pengolahan, maka dibutuhkan peralatan pokok antara lain:

##### 1. Pompa

Pompa berfungsi untuk mengalirkan cairan dari suatu tempat ke tempat lain. Pada unit kilang PPSDM pompa yang digunakan adalah pompa *reciprocating* (torak) dengan penggerak steam, pompa centrifugal dengan penggerak listrik dan pompa screw dengan penggerak motor listrik. Penggunaan pompa menurut fungsinya adalah sebagai berikut :

- a) Pompa *Feed* (umpan) : digunakan untuk memompa *feed* (umpan) dari tangki *feed* ke proses.
- b) Pompa *Reflux* : digunakan untuk memompa dari tangki naphta ke kolom C-1 dan C-2.
- c) Pompa *Fuel Oil* : digunakan untuk memompa bahan bakar (*fuel oil*) dari tangki *fuel oil* ke *furnance* dan boiler.
- d) Pompa Distribusi : digunakan untuk memompa produk dari tangki produk ke tangki depot dan mobil tangka.



LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANGAN  
PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA MINYAK DAN  
GAS BUMI  
PERIODE OKTOBER 2021

---

---

2. Alat Penukar Panas (*Heat Exchanger*)

Merupakan alat untuk memanaskan *crude oil* dengan memanfaatkan panas produk kilang. *Heat Exchanger* berfungsi sebagai pemanas awal (*Preheater*) *crude oil* untuk tujuan efisiensi panas. *Heat Exchanger* yang digunakan adalah jenis *Shell and Tube Heat Exchanger*. *Crude Oil* dilewatkan pada *shell* dan produk panas dalam *tube*. Jumlah *Heat Exchanger* yang dioperasikan ada lima unit, dua *Heat Exchanger* memanfaatkan panas produk residu, satu HE memanfaatkan panas produk naphta, dan dua *Heat Exchanger* memanfaatkan panas produk solar, sehingga temperature *crude oil* naik dari kurang lebih 33 °C. menjadi kurang lebih 120 °C.

3. *Stabilizer*

Setelah keluar dari *Heat Exchanger* (HE), produk yang bersuhu 120 °C masuk kedalam *stabilizer* yang terdapat setelah keluar dari *Heat Exchanger* yang berjumlah 1 buah. *Stabilizer* ini berfungsi agar aliran produk yang telah keluar dari *Heat Exchanger* stabil untuk masuk ke dalam furnace.

4. Dapur Pemanas / *Furnance*

Berfungsi untuk memanaskan *crude oil* dari kurang lebih 120 °C. menjadi kurang lebih 330 °C. Pada temperature tersebut sebagian besar fraksi- fraksi pada *crude oil* pada tekanan sedikit diatas 1 atm telah menguap kecuali residu.

5. Evaporator

Berfungsi untuk memisahkan antara uap dan cairan (residu) dari *crude oil* yang sudah dipanaskan dari furnace. Produk dari furnace dengan suhu 330 °C masuk ke dalam evaporator. Sehingga di dalam evaporator uap dan cairan residu produk dapat terpisahkan. Terdapat 1 unit evaporator dalam proses ini.

6. Kolom Fraksinasi

Berfungsi memisahkan masing-masing fraksi yang dikehendaki sesuai trayek didihnya. Jumlah kolom fraksinasi ada tiga unit, dua unit dioperasikan dan satu unit idle, sebagai alat kontak uap-cairan kolom fraksinasi dilengkapi *bubble cup tray*.

7. Kolom *Stripper*

Berfungsi untuk menguapkan kembali fraksi ringan yang ikut pada suatu produk. Ada dua *stripper* yang dioperasikan yaitu : satu unit unuk *stripper* solar



**LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANGAN  
PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA MINYAK DAN  
GAS BUMI  
PERIODE OKTOBER 2021**

---

---

dan satu unit untuk *stripper* residu.

8. Kondensor

Berfungsi untuk mengubah fase produk uap solvent ringan (pertosol CA) dari puncak kolom C-2 menjadi fase cair. Terdapat 12 unit *condenser* yang dioperasikan, empat unit *condenser* sebagai partial condenser dan delapan unit *condenser* sebagai total *condenser*.

9. Cooler

Berfungsi untuk mendinginkan fluida panas menjadi fluida dingin sesuai suhu yang dikehendaki. Ada 14 cooler tipe shell and tube dan enam box cooler.

10. Separator

Berfungsi untuk memisahkan air, minyak dan gas dalam produk. Ada 9 separator yang dioperasikan.

11. Tangki

Berfungsi untuk menampung atau menyimpan crude oil dan produk –produknya. Ada beberapa tangki yang dioperasikan dan tiap-tiap dari tangki tersebut memiliki warna yang berbeda-beda tergantung dari jenis zat di dalam tangki tersebut.

## **II.2 Uraian Tugas Khusus**

### **II.2.1.1 Kolom Fraksinasi**

Kolom Fraksinasi adalah suatu peralatan yang berfungsi untuk memisahkan fraksi pada bagian bawah dengan fraksi campuran bagian atas kolom. Distilasi ini berfungsi untuk memisahkan campuran larutan/cairan yang terdiri dari dua komponen atau lebih dari suatu larutan berdasarkan perbedaan titik didihnya. Kolom fraksinasi digunakan untuk memberikan luas permukaan yang besar agar uap yang berjalan naik dan cairan yang turun dapat bersentuhan. Di kolom ini terjadi pemanasan secara bertahap dengan suhu yang berbeda-beda pada setiap plate atau tahapannya. Pemanasan yang berbeda-beda ini bertujuan untuk pemurnian distilat yang lebih dari tahap tahap di bawahnya.



### II.2.1.2. Komponen utama kolom distilasi

Komponen-komponen utama dari kolom distilasi yaitu sebagai berikut :

1. Shell vertikal sebagai tempat pemisahan *liquid*.
2. Reboiler sebagai suplai panas dan uap serta untuk memanaskan kembali dan menguapkan sebagian cairan yang diproses agar hasil pemurnian lebih baik.
3. Kondensor untuk mendinginkan uap destilat yang melewati kondensor sehingga menjadi cair/ liquid.
4. Reflux drum untuk menampung uap yang terkondensasi dari kolom distilasi yang kemudian akan di *recycle* kembali ke dalam kolom.

### II.2.1.3. Jenis-jenis Internal Kolom

Secara umum ada dua jenis kolom pemisah yang dapat dipilih :

#### 1. Tray kolom

Tray atau plate kolom adalah kolom pemisah berupa silinder tegak dimana bagian dari kolom berisi sejumlah tray atau plate yang disusun pada jarak tertentu (tray/plate spacing ) di sepanjang kolom.

Cairan dimasukkan dari puncak kolom dan dalam perjalannya cairan akan mengalir dari tray yang satu ke tray yang lain yang ada dibawahnya. Selama proses berlangsung, disetiap tray akan terjadi kontak fasa antara fasa cairan dengan fase uap yang dimasukkan dari dasar kolom. Secara keseluruhan kontak antara fasa dalam tray tower dapat dipandang sebagai aliran lawan arah (countercurrent), meskipun arus sebenarnya terjadi arus silang (crossflow).

Tray atau plate adalah alat kontak antar fasa yang berfungsi sebagai :

- a. Tempat berlangsungnya proses perpindahan
- b. Tempat terbentuknya kesetimbangan
- c. Alat pemisah dua fasa seimbang

Berikut ini akan disebutkan macam macam tray / plate yang digunakan pada kolom distilasi:



1. Bubble Cap Tray



**Gambar II. 1.** Bubble Cap Tray

Bubble Cap Tray adalah tray yang menggunakan bubble cap untuk mencapai tahap kesetimbangan. Berupa mangkuk terbalik yang terletak diatas riser, yang mana uap dapat masuk dari bagian bawah tray dan terdispersi pada permukaan bawah cairan melalui celah-celah atau slot.Keuntungan Penggunaan Bubble Cap Tray:

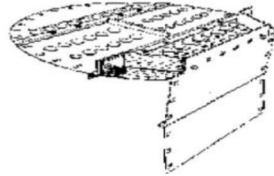
- a. Banyaknya data teknis dan pengalaman tentang bubble cap tray
- b. Memungkinkan peralatan beroperasi pada kondisi yang beragam dengan efisiensi relative tetap

Spesifikasi bubble cap tray adalah :

- Kapasitas sedang sampai tinggi
- Efisiensi sedang sampai tinggi
- Biaya instalasi dan perawatan lebih mahal
- Laju alir rendah karena pressure drop tinggi
- Korosi tinggi



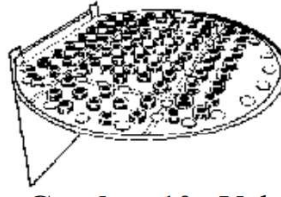
## 2. Sieve Tray atau Perforated Tray



**Gambar II. 2.** Sieve Tray

Sieve Tray atau Perforated Tray adalah tray yang terbuat dari lapisan logam datar dengan sejumlah lobang. Diameter lobang berkisar antara 1/8-1/2 inchi, tetapi yang sering digunakan adalah 3/16 inchi. Setiap tray dilengkapi dengan satu atau lebih downcomer untuk membawa cairan turun dari tray yang satu ke tray lainnya yang ada dibawahnya. Kelebihan Sieve Tray adalah bahwa lobang-lobang yang terdapat dalam tray dapat dipasang cap-cap seperti halnya pada konstruksi bubble cap tray

## 3. Ballast atau Valve Tray



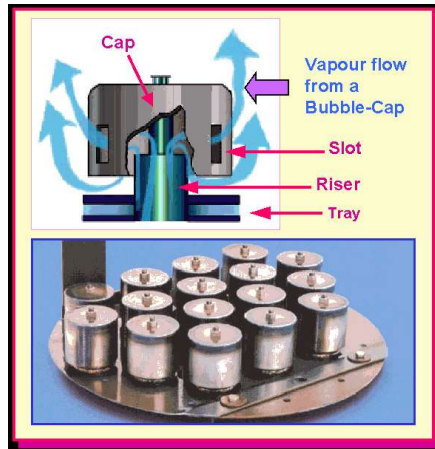
**Gambar II. 3.** Valve Tray

Serupa dengan Sieve Tray , hanya di setiap lubang dipasang cap-cap yang dapat diangkat atau berupa valve yang dapat naik turun tergantung variasi kecepatan aliran uap. Gerak vertical dari cap yang diijinkan antara 1/4- 1/2 inchi. Operasi Valve Tray lebih fleksibel disbanding dengan Sieve Tray. (Fatimura,2014)

## 2. Packed column

Packed colum merupakan peralatan yang sederhana yang terdiri dari shell silinder sebagai kolom berisi isian (packing) yang ditopang oleh packing support serta dilengkapi distributor untuk mendistribusikan cairan(Hanif,2012).

#### II.2.1.4 Bagian-bagian *bubble cap tray*



Gambar II. 4. Detil dari Bubble Cup Tray

Pada kolom fraksinasi C-2 digunakan jenis internal kolom *bubble cap tray*. Bagian-bagian dari *bubble cap tray* yaitu sebagai berikut :

1. *Down comer* berfungsi untuk mengalirkan cairan dari *tray* satu menuju tray yang ada dibawahnya.
2. *Weir* untuk menjaga agar cairan di atas *tray* tetap pada ketinggian tertentu sehingga cairan yang melebihi ketinggian weir ini akan turun menuju *tray* dibawahnya.
3. *Riser* untuk mengalirkan uap.
4. *Cap* (Mangkok) untuk membelokkan arah uap.
5. *Slot* berupa lubang-lubang kecil pada cap untuk mengalirkan uap.

#### II.2.1.5 Fungsi Unit Kolom Fraksinasi C-2

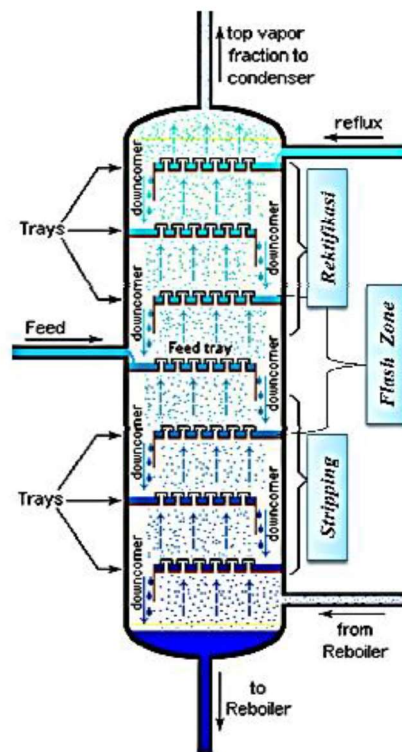
Kolom ini berfungsi untuk memisahkan fraksi-fraksi Pertasol CA dan Pertasol CB berdasarkan trayek didihnya. Fraksi- fraksi minyak yang masuk ke kolom fraksinasi 2 sebagai umpan terdiri dari:

1. Hasil atas kolom fraksinasi 1 (C-1) Berupa uap Pertasol CA, Pertasol CB dan naphta pada suhu 120-130 °C dan tekanan 1,09 atm masuk pada plate nomor 1.
2. Refluks Pertasol CA Masuk pada plate nomor 16, dengan suhu 30-35 °C.

Adapun produk-produk yang dihasilkan kolom fraksinasi 2 (C-2) meliputi:

1. Hasil atas kolom Berupa uap Pertasol CA yang keluar pada suhu 80-90 °C dan tekanan 0,06 atm
2. Hasil samping kolom Berupa Pertasol CB yang keluar dari tray 7-14 pada suhu 110- 115 °C.
3. Hasil bawah kolom Berupa naptha yang keluar pada suhu 110-120 °C.

### II.2.1.6 Daerah-daerah Pada Kolom Fraksinasi



Gambar II. 5. Daerah-daerah pada kolom fraksinasi

Kolom fraksinasi umumnya dibagi menjadi tiga daerah utama, Daerah-daerah pada kolom fraksinasi secara umum adalah meliputi :





**LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANGAN  
PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA MINYAK DAN  
GAS BUMI  
PERIODE OKTOBER 2021**

---

---

1. Daerah *Stripping*

Daerah ini adalah tempat mengalirnya cairan pada dasar kolom yang berfungsi untuk membantu pemisahan fraksi ringan yang terikut pada produk dasar. Biasanya daerah ini dilengkapi dengan fasilitas *stripping steam*.

2. Daerah *Flash zone*

Daerah ini adalah tempat masuknya umpan yang berupa campuran antara fase uap dan fase cair setelah mendapat pemanasan dari dapur. Pada daerah ini terjadi pemisahan secara cepat antara fase uap dan fase cair.

3. Daerah *Rektifikasi*

Daerah ini merupakan tempat terjadinya pemanasan lebih lanjut antar uap yang telah mengembun dengan hidrokarbon yang masih berupa uap, karena perbedaan titik embunnya. Pada daerah ini terjadi kontak langsung antara fase uap dengan fase cair, sehingga terjadi perpindahan massa dan perpindahan panas. Akibatnya fase uap yang telah mencapai titik embunnya akan mencair dan fase cair yang mempunyai titik didih rendah akan menguap Kembali.

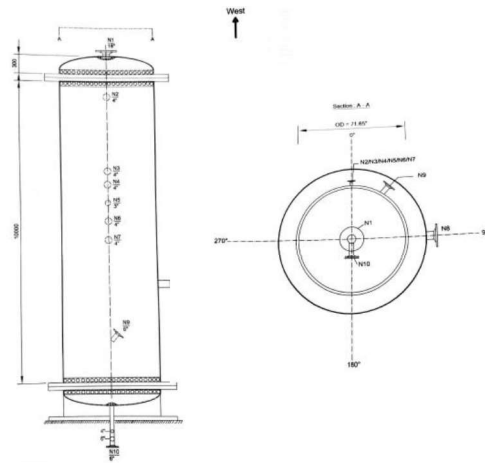
### II.2.1.7 Spesifikasi Kolom Fraksinasi kilang PPSDM Migas Cepu

Kolom fraksinasi (C-2)

Fungsi	: Memisahkan fraksi-fraksi minyak bumi dari side stream C-1 dan top kolom kerosine stripper
Jumlah	: 1 unit
Tipe	: Bubble cap tray
Jumlah tray	: 16 buah
Dimensi	: Tinggi = 10 m; OD=1,82 m; ketebalan=7,1 mm
Jumlah bubble cap	: 60 buah/tray
Tray spacing	: 422 mm
Kapasitas	: 24,947 m <sup>3</sup>
Design temperature	: 360°C
Design Pressure	: 25 psi

Bahan : Carbon steel

Kondisi : Beroperasi



Gambar II. 6. Kolom Fraksinasi

### II.2.1.8 Perawatan Kolom Fraksinasi

Kolom fraksinasi sangat memerlukan perawatan yang baik, dengan tujuan untuk memperkecil terjadinya kerusakan. Dalam perawatan kolom fraksinasi ada dua kategori :

#### 1. Perawatan rutin

Perawatan rutin adalah perawatan yang dilakukan secara rutin tanpa mengganggu kondisi operasi kolom fraksinasi tersebut, misalnya membersihkan kotoran minyak maupun kotoran lainnya yang berada di kolom fraksinasi.

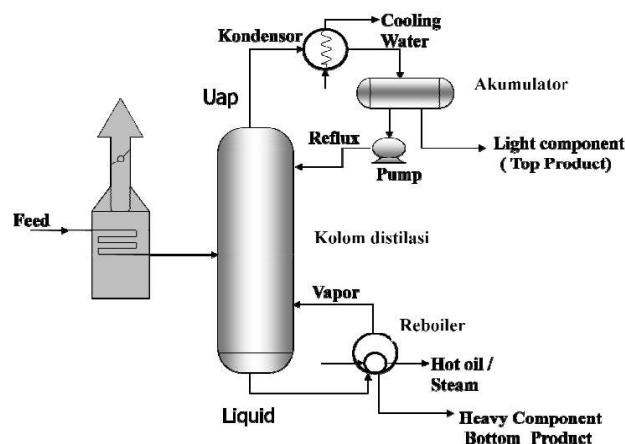
#### 2. Perawatan berkala (*periodic*)

Bagian-bagian kolom fraksinasi yang harus diperhatikan dan diperiksa antara lain *feed plate*, *tray*, *stripping*, *rectifying* dan kebersihan lingkungan di sekitar kolom fraksinasi.

### II.2.1.9 Perpindahan Panas Dalam Kolom Fraksinasi

Transfer panas dan Transfer Massa :

Didalam proses distilasi terjadi dua kejadian lain yaitu transfer panas dan transfer massa. Transfer panas berlangsung pada saat campuran diberi panas dari sumber panas tertentu. Transfer massa ditunjukkan oleh adanya perubahan fase cair menjadi uap dan demikian juga sebaliknya. Berkurangnya massa cairan sebanding dengan bertambahnya massa uap. Fase uap kontak dengan fase cair dan sekaligus terjadi transfer massa dari cairan ke uap dan dari uap ke cairan. Cairan dan uap biasanya mengandung komponen-komponen yang sama tetapi berbeda jumlahnya. Untuk menjaga kondisi operasi yang stabil dan produk yang memenuhi spesifikasi maka dalam kolom fraksinasi digunakan fasilitas *reflux* dan *reboiler*. Panas yang diberikan dari reboiler digunakan untuk menghasilkan uap stripping. Uap naik melalui peralatan kontak yang ada di dalam kolom dan bertemu dengan cairan yang turun. Uap yang meninggalkan puncak kolom *memasuki condenser* dimana panas diserap oleh media pendingin. Distilat yang dihasilkan sebagian dikembalikan ke kolom sebagai *reflux* untuk membatasi terikutnya komponen berat ke dalam produk puncak. Skema sederhana distilasi seperti terlihat pada gambar



Gambar II. 7. Skema sederhana destilasi



## II.2.2 Metode Perhitungan

Efisiensi kolom fraksinasi adalah kemampuan atau perfoma dari kolom fraksinasi untuk memberikan panas kepada cairan (fluida) yang akan dipisahkan berdasarkan titik didihnya. Perhitungan yang digunakan dalam metode ini adalah metode perhitungan panas yang hilang (*heat loses*), yaitu dengan cara :

- Menghitung panas yang masuk kolom fraksinasi
- Menghitung panas yang keluar kolom fraksinasi

Efisiensi kolom fraksinasi digunakan untuk mengetahui seberapa besar panas yang dihasilkan oleh kolom fraksinasi untuk memanaskan bahan, dalam hal ini *crude oil*. Efisiensi dapat diketahui dengan cara mengurangi panas yang masuk dengan panas yang keluar, kemudian dibagikan dengan panas yang masuk dikalikan 100%. Atau dapat ditulis sebagai berikut :

$$\text{Efisiensi} = \frac{\text{panas masuk k. fraksinasi} - \text{panas keluar k. fraksinasi}}{\text{panas yang masuk kolom fraksinasi}} \times 100\%$$

### II.2.2.1 Prosedur Kerja

- 1) Orientasi Perusahaan dilakukan selama 3 hari pertama PKL dengan mengunjungi dan berdiskusi dengan pekerja pada setiap unit yang terdapat di PPSDM MIGAS Cepu. Unit yang dikunjungi antara lain: Unit K3, *Fire Safety*, Boiler, Kilang, *Power Plant*, Laboratorium PHP, Pengolahan Air, Perpustakaan, dll.
- 2) Studi Literatur mencari referensi tentang proses pengolahan minyak di PPSDM MIGAS Cepu sebagai bahan penelitian, Perhitungan Neraca Massa, Neraca Panas, dan efisiensi Kolom Fraksinasi C-2 sebagai bagian dari prinsip *Chemical Engineering Tools*.
- 3) Pengambilan Data seluruh proses produksi di Unit Kilang PPSDM MIGAS Cepu telah terintegrasi, sehingga pengambilan data dapat dilakukan pada bagian



**LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANGAN  
PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA MINYAK DAN  
GAS BUMI  
PERIODE OKTOBER 2021**

---

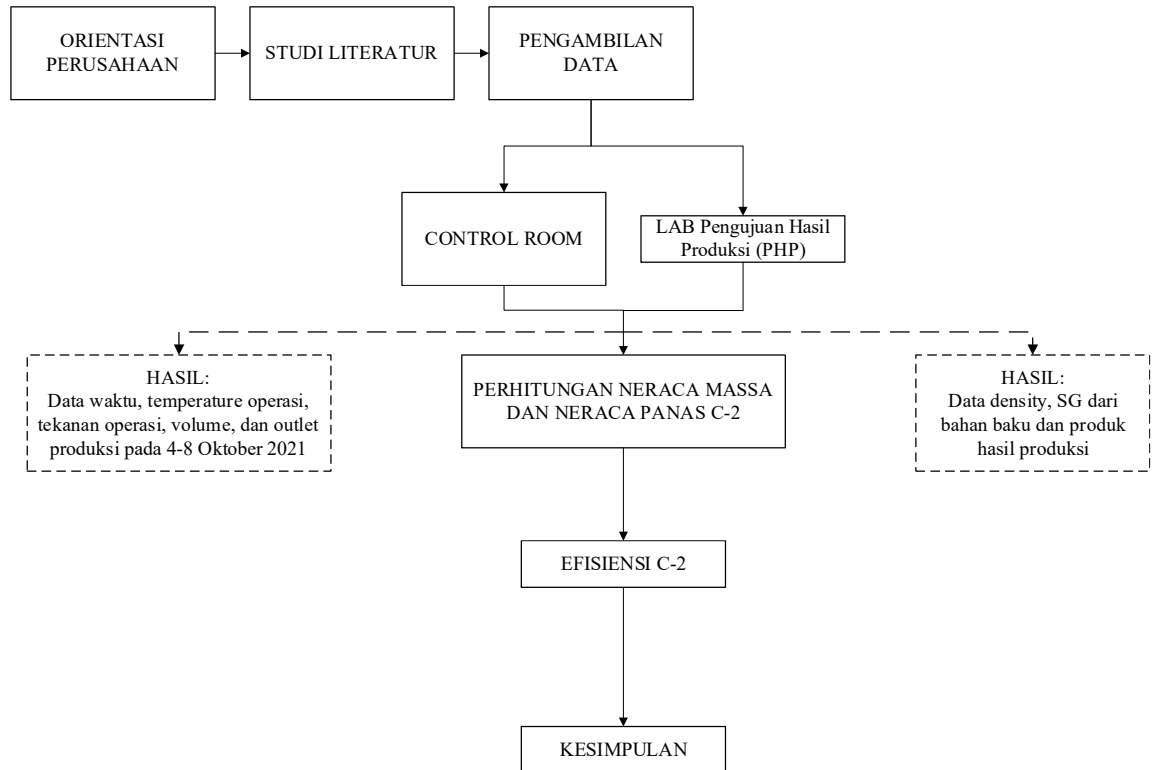
---

- a. Pengendali Proses (*Control Room*) Sistem kontrol yang digunakan ialah DCS (*Distributed Control System*) berfungsi untuk mengontrol semua kondisi pada plant yang telah terpasang alat kontrol, sehingga sebagian besar kondisi operasi proses produksi dapat dikontrol dan diarsipkan melalui *Control Room*. Data yang didapat berupa: level cairan, temperatur, tekanan, volume, dan laju alir massa dari proses produksi.
- b. Laboratorium Penguji Hasil Produksi (Lab. PHP) Analisa kualitas bahan baku dan produk dilakukan berdasarkan prosedur yang sesuai dengan standart ASTM (*American Society for Testing and Materials*) dan IP (*Institute of Petroleum*). Data yang didapat berupa: Densitas, *Spesific gravity* dari *Crude Oil* dan produk
- 4) Perhitungan Neraca Massa dan Neraca Panas merupakan bagian dari prinsip Chemical Engineering Tools. Neraca Massa bertujuan untuk menghitung kapasitas dan fenomena perpindahan massa pada peralatan yang digunakan. Sementara, perhitungan Neraca Panas bertujuan untuk mengukur *performance* kinerja alat dan fenomena perpindahan energi, sehingga dapat dijadikan dasar dalam menentukan efisiensi alat. Skema Perhitungan dapat dilihat pada bagian skema kerja.
- 5) Perhitungan Efisiensi Kolom Fraksinasi C-2 untuk mengukur performa atau kemampuan Kolom Fraksinasi C-2 dalam pemisahan bahan masuk pada setiap fraksi berdasarkan titik didihnya Efisiensi akan semakin tinggi apabila panas yang hilang dari kolom (*heat losses*) semakin kecil.
- 6) Inferensi hasil dari evaluasi



LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANGAN  
PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA MINYAK DAN  
GAS BUMI  
PERIODE OKTOBER 2021

II.2.2.2 Skema Kerja



Gambar II. 8. Flowchart Skema Kerja



LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANGAN  
PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA MINYAK DAN  
GAS BUMI  
PERIODE OKTOBER 2021

### II.2.2.3 Perhitungan

#### II.2.2.3.1 Neraca Massa

Pengambilan data dilakukan di unit kilang PPSM Migas pada tanggal 4 Oktober s.d 8 Oktober 2021

**Tabel II. 1.**Data Unit Kilang pada Tanggal 4 Oktober 2021

Komponen	Rate (L/hari)	SG	Densitas (Kg/hari)	Rate (Kg/hari)	%V
Crude Oil	320.506	830	0,8407	269.449,394	100
Pertasol CA	48.094	709	0,7028	33,801	15
Pertasol CB	9.888	746	0,7672	7.586,074	3,09
Solar	181.364	827	0,8307	151.801,668	26,65
Residu	80.125	885	0,9221	73.883,263	75
Jumlah	319.471				9,78
Losses	-1.035				0,32

**Tabel II. 2.**Data Unit Kilang pada Tanggal 5 Oktober 2021

Komponen	Rate (L/hari)	SG	Densitas (Kg/hari)	Rate (Kg/hari)	%V
Crude Oil	342.824	833	0,8468	290.303,363	100
Pertasol CA	70.283	728	0,7342	51.601,779	20,5
Pertasol CB	26.018	767	0,7705	20.046,869	7,59
Solar	168.477	832	0,8396	141.453,289	49,14
Residu	76.969	881	0,9148	70.411,241	68,51
Jumlah	341.747				99,69
Losses	-1.077				0,31



LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANGAN  
PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA MINYAK DAN  
GAS BUMI  
PERIODE OKTOBER 2021

Tabel II. 3.Data Unit Kilang pada Tanggal 6 Oktober 2021

Komponen	Rate (L/hari)	SG	Densitas (Kg/hari)	Rate (Kg/hari)	%V
Crude Oil	338.014	833	0,8454	285.757,036	100
Pertasol CA	41.546	725	0,8601	35.733,715	12,29
Pertasol CB	5.363	761	0,7462	4.001,871	1,59
Solar	181.056	834	0,7865	14.2400,544	53,56
Residu	79.864	885	0,9195	7.3434,948	23,63
Jumlah	337				99,7
Losses	-1.014				0,3

Tabel II. 4.Data Unit Kilang pada Tanggal 7 Oktober 2021

Komponen	Rate (L/hari)	SG	Densitas (Kg/hari)	Rate (Kg/hari)	%V
Crude Oil	343.359	833	0,8454	290.275,699	100
Pertasol CA	32.003	723	0,7452	23.848,636	9,32
Pertasol CB	29.558	757	0,7865	23.247,367	8,61
Solar	172.946	831	0,8568	148.180,133	50,37
Residu	107.845	873	0,9144	98.613,468	31,41
Jumlah	342.352				99,71
Losses	-1.007				0,29





LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANGAN  
PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA MINYAK DAN  
GAS BUMI  
PERIODE OKTOBER 2021

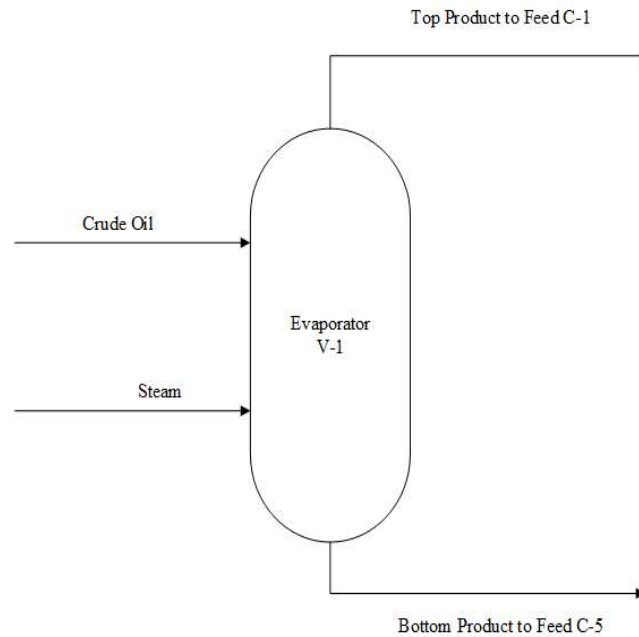
Tabel II. 5 Data Unit Kilang pada Tanggal 8 Oktober 2021

Komponen	Rate (L/hari)	SG	Densitas (Kg/hari)	Rate (Kg/hari)	%V
Crude Oil	348.786	833	0,845	294.863,684	100
Pertasol CA	34.324	725	0,736	25.269,329	9,84
Pertasol CB	15.844	759	0,781	12.377,333	4,54
Solar	204.361	827	0,852	174.095,136	58,59
Residu	93.156	871	0,910	84.762,644	26,71
Jumlah	347.685				99,68
Losses	-1.101				0,32

Tabel II. 6. Data Unit Distilasi ASTM Crude Oil

%Distilasi	Crude Oil	
	IBP	F
0	102	215.6
5	119	246.2
10	130	266
20	160	320
30	200	392
40	231	447.8
50	258	496.4
60	285	545
70	300	572
80		
90		

### II.2.2.3.2 Neraca Massa Evaporator



**Gambar II. 9.** Neraca Massa Evaporator

a. Menghitung data distilasi

Data distilasi ASTM crude oil untuk 70-90% dicari menggunakan metode perhitungan ekstrapolasi menggunakan grafik sebagai berikut:

#### Grafik Hubungan Suhu ASTM Vs %Distilasi



**Gambar II. 10.** Hubungan antara %Distilasi Suhu ASTM



LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANGAN  
PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA MINYAK DAN  
GAS BUMI  
PERIODE OKTOBER 2021

Berdasarkan gambar 4.2 untuk menghitung suhu ASTM 80% dan 90% digunakan metode regresi linear sehingga diperoleh persamaan garis linear yaitu:

$$y = 5,3316x + 220,17$$

maka:

$$\text{Suhu ASTM 80\%} = 5,3316(80) + 183,93 = 610,458 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu ASTM 90\%} = 5,3316(90) + 183,93 = 663,774 \text{ } ^\circ\text{F}$$

b. Membuat Data Suhu ASTM menjadi suhu Evaporator (EFV)

Grafik yang digunakan menurut Wyne C. Edminister pada *Figure 12.8 ASTM 50% Temperature vs 50% Temperature*, didapatkan hasil sebagai berikut:

$$\text{Suhu ASTM 50\%} = 609,584 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Diperoleh koreksi suhu} = -42 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} \text{Suhu EFV 50\%} &= \text{Suhu ASTM 50\%} + \text{Koreksi suhu} \\ &= 609,584 \text{ } ^\circ\text{F} + (-42) \text{ } ^\circ\text{F} \\ &= 567,584 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

c. Menentukan  $\Delta H$  EFV

Sesuai dengan interval %volume menggunakan *figure 12.9 ASTM Temperature Difference vs EFV 50% Temperature Difference*, maka diperoleh:

**Tabel II. 7.** Data Hubungan Suhu ASTM dengan Suhu EFV (1 atm)

%V Distilasi	Suhu ASTM		Interval %V	Suhu EFV (atm)	
	$^{\circ}\text{F}$	$\Delta T$		$\Delta T$	$^{\circ}\text{F}$
IBP	215.6				421.084
		50.4	0-10	22	
10	266				443.084
		126	10-30	54	
30	392				497.084



LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANGAN  
PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA MINYAK DAN  
GAS BUMI  
PERIODE OKTOBER 2021

		104.4	30-50	70.5	
50	496.4				567.584
		75.6	50-70	44	
70	572				611.584
		91.774	70-90	56	
90	663.774				667.584

Kondisi operasi evaporator

$$\begin{aligned}\text{Suhu masuk evaporator} &= 320,88 \text{ }^\circ\text{C} \\ &= 609,584 \text{ }^\circ\text{F}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tekanan masuk evaporator} &= 0,235 \frac{\text{Kg}}{\text{cm}^2} \times \frac{1 \text{ atm}}{1,034 \text{ kg/cm}} \\ &= 0,227 \text{ atm}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tekanan absolut} &= 1 + 0,227 \text{ atm} \\ &= 1,227 \text{ atm} \times \frac{760 \text{ mmhg}}{1 \text{ atm}} \\ &= 932,433 \text{ mmHg}\end{aligned}$$

Berdasarkan Figure 5.27 Vapour Pressure and Boiling Point Correction(Nelson,1958) pada suhu masuk evaporator 609,584 F dengan tekanan 760 mmHg (1 atm) didapatkan titik didih (Tboiling) sebesar 600 F. Sedangkan, pada tekanan masuk evaporator 932.4332 mmHg (1.2268 atm) didapatkan titik didih (Tboiling) sebesar 614 F. beda titik didih campuran antara 1.2268 atm dan 1 atm yaitu 625 F-600 F = 25 F. Selanjutnya, nilai tersebut dapat digunakan untuk membuat tabel hubungan EFV 1 atm dan EFV 1.2268 atm.

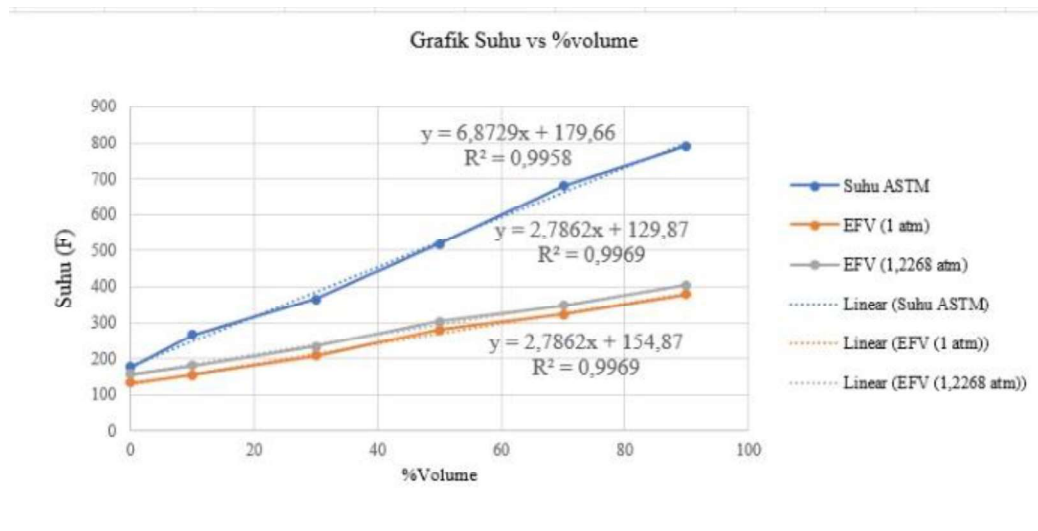


LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANGAN  
PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA MINYAK DAN  
GAS BUMI  
PERIODE OKTOBER 2021

**Tabel II. 8.** Data Suhu ASTM, EFV (1 atm) dan EFV (1,2268 atm)

%V Distilasi	Suhu ASTM (°F)	EFV (1 atm)	EFV (1,2268 atm)
0	215.6	421,084	446,084
10	392	443,084	468,084
30	365	497,084	522,084
50	496.4	567,584	592,584
70	572	611,584	636,584
90	663.774	667,584	692,584

Berdasarkan grafik dibawah ini, dapat diketahui bahwa persamaan linear untuk ASTM, EFV 1 atm, dan EFV 1.2268 atm adalah sebagai berikut:



**Gambar II. 11.** Hubungan antara Suhu dan %Volume untuk ASTM dan EFV

ASTM  $y = 6,8729x + 179,66$

EFV 1 atm  $y = 2,7862x + 129,87$

EFV 1,2268 atm  $y = 2,7862x + 154,87$

Untuk mengetahui presentase *crude oil* yang mampu menguap digunakan persamaan linear dari EFV 1,2268 atm dengan suhu umpan masuk evaporator sebesar 609,584 °F

%Crude Oil yang menguap



LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANGAN  
PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA MINYAK DAN  
GAS BUMI  
PERIODE OKTOBER 2021

$$y = 2,7862x + 154,87$$

d. Perhitungan Neraca Massa Evaporator

Umpan Crude Oil	= 338.697,8 L/hari
Densitas Crude Oil	= 0,845 kg/L
Massa Crude Oil	= 286.129,835 kg/hari
Crude Oil fase uap (V)	= 63% x 338.697,8 L/hari
	= 213.379,614 L/hari
	= 180.250,295 Kg/hari
Crude Oil fase cair	= 338.697,8 – 213.379,614 L/hari
	= 125318,186 L/Hari
	= 1058.61,284 Kg/hari

Untuk memisahkan residu dengan komponen lain yang lebih ringan di crude oil dalam evaporator, menurut asumsi W.L. Nelson adalah 0,4 - 1,2 lb/gal (hal 232). Jika diambil kebutuhan steam 1 lb/gal maka jumlah steam dibutuhkan sebesar:

Kebutuhan steam	= 1 lb/gal x 0,264 gal/L x 125.318,186 L/Hari
	= 33.084,001 lb/gal x 0,454 kg/lb
	= 15.020,137 kg/hari

Untuk menentukan berapa banyak aliran bottom yang menguap karena adanya steam, maka digunakan grafik Fig. 7.3 Nelson untuk kebutuhan steam 1 lb/gal. Diperoleh nilai 3,5% sehingga crude oil yang menguap sebesar:

Crude Oil menguap	= 3,5% x 105.861,284 Kg/Hari
	= 3705,145 kg/hari
Top Evaporator (Vapor)	= 180.250,295 + 3.705,145 Kg/Hari
	= 183.955,440 Kg/Hari
Bottom Evaporator (Liquid)	= 105.861,284 – 3.705,145 Kg/Hari
	= 102.174,395 Kg/Hari

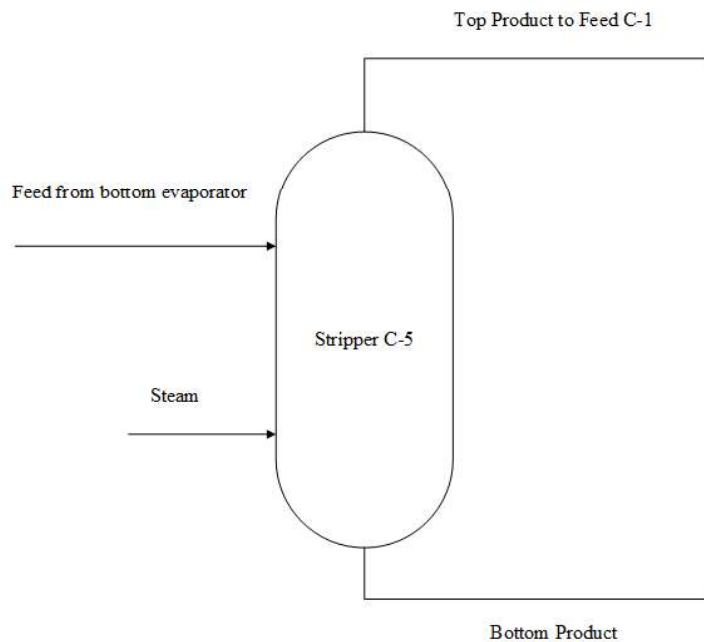
**Tabel II. 9** Neraca Massa Evaporator



LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANGAN  
PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA MINYAK DAN  
GAS BUMI  
PERIODE OKTOBER 2021

Komponen	Neraca Masuk	Neraca Keluar
	(Kg/Hari)	(Kg/Hari)
Masuk		
Umpan Crude Oil	286.129,835	
Steam	15.020,137	
Keluar		
Top Evaporator		183.955,440
Bottom Evaporator		102.174,395
Steam		15.020,137
Jumlah	301.149,972	301.149,972

### II.2.2.3.2 Neraca Massa Stripper C-5



**Gambar II. 12.** Neraca Massa Stripper C-5

$$\begin{aligned}\text{Umpan C-5} &= 117.194,532 \text{ L/Hari} \\ &= 107.366,598 \text{ Kg/Hari}\end{aligned}$$



LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANGAN  
PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA MINYAK DAN  
GAS BUMI  
PERIODE OKTOBER 2021

Densitas = 0,916 Kg/L

Dikarenakan pada bottom produk kolom C-5 merupakan residu sehingga diperoleh:

Bottom produk C-5 = 8.7591,8 L/Hari  
= 80.246,352 kg/hari

Top produk C-5 = umpan C-5 - bottom produk  
= 107.366,598 – 80.246,352  
= 2.712.024.653 kg/Hari

Menurut W.L Nelson, kebutuhan steam stripping untuk residu adalah sebesar 1 lb/gal.

Maka jumlah steam (S) dibutuhkan adalah:

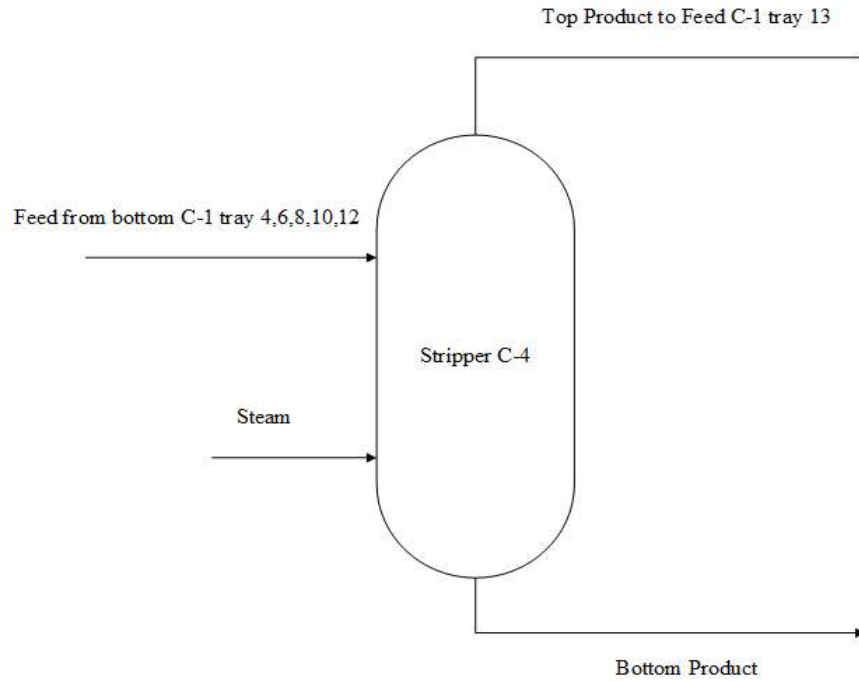
Kebutuhan steam = 1 lb/gal x 0,264 gal/L x 87.591,8 L/hari  
= 23.141,754 lb/hari x 0,454 kg/lb  
= 10.506,356 kg/hari

**Tabel II. 10** Neraca Massa Stripper C-5

Komponen	Massa Masuk	Massa Keluar
	(Kg/hari)	(Kg/hari)
<b>Masuk</b>		
Umpan C-5	107.366,598	
Steam	10.506,356	
<b>Keluar</b>		
Top C-5		27.120,247
Bottom C-5		80.246,352
Steam		10.506,356
Jumlah	117.872,954	117.872,954



### II.2.2.3.4 Neraca Massa Stripper C-4



**Gambar II. 13.** Neraca Massa Stripper C-4

Pada bottom produk stripper C-4 diperoleh produk solar sehingga:

$$\begin{aligned}\text{Bottom produk} &= 181.640,8 \text{ L/hari} \\ &= 149.018,112 \text{ Kg/hari} \\ \text{Densitas solar} &= 0,820 \text{ kg/L}\end{aligned}$$

Menurut W.L Nelson kebutuhan steam stripping unntuk residu adlah sebesssar 0,2 - 0,6 lb/gal. Maka jumlah steam yang dibutuhkan sebesar:

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan steam} &= 0,6 \text{ lb/gal} \times 0,246 \text{ gal/L} \times 181.640,8 \text{ L/hari} \\ &= 26.831,979 \text{ lb/hari} \times 0,454 \text{ kg/lb} \\ &= 12.181,719 \text{ kg/hari}\end{aligned}$$

Untuk menentukan berapa banyak aliran bottom yang menguap karena adanya steam, maka digunakan grafik Fig. 7.3 Nelson untuk kebutuhan steaam 0,6 lb/gal. Diperoleh nilai 5,8% sehingga:

$$\text{Top produk} = 3.131.737,931 \text{ L/hari}$$



LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANGAN  
PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA MINYAK DAN  
GAS BUMI  
PERIODE OKTOBER 2021

$$= 2.458.476,911 \text{ kg/hari}$$

$$\text{Densitas Pertasol CB} = 0,78502 \text{ kg/L}$$

$$\begin{aligned} \text{Umpan masuk C-4} &= \text{Top C-4} + \text{Bottom C-4} \\ &= 2.458.476,911 + 149.018,112 \\ &= 2.607.495,023 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

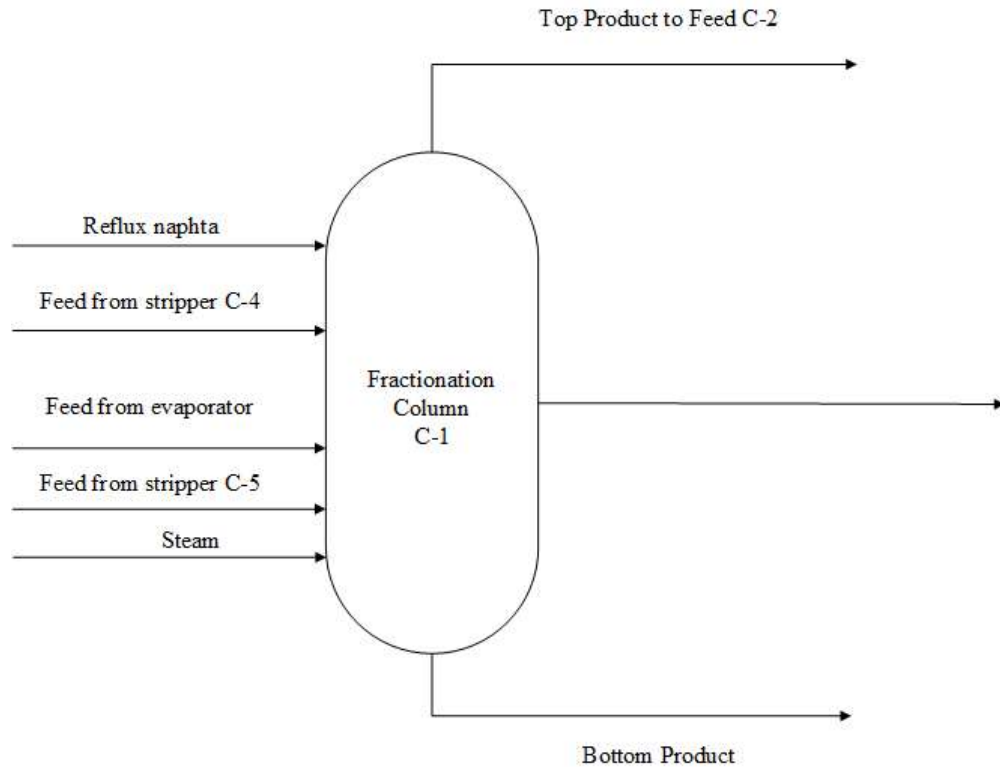
**Tabel II. 11.** Neraca Massa Stripper C-4

Komponen	Massa Masuk	Massa Keluar
	(Kg/hari)	(Kg/hari)
<b>Masuk</b>		
Umpan C-4	2.607.495,023	
Steam	12.181,719	
<b>Keluar</b>		
Top C-4		2.458.476,911
Bottom C-4		149.018,112
Steam		12.181,719
Jumlah	2619676,741	2619676,741

#### II.2.2.3.5 Neraca Massa Stripper C-3

Stripper C-3 digunakan untuk memisahkan Pertasol CC, namun saat ini PPSDM Migas sedang tidak memproduksi Pertasol CC

### II.2.2.3.6 Neraca Massa Kolom Fraksinasi C-1



**Gambar II. 14.** Neraca Massa Kolom Fraksinasi

bottom produk = umpan C-4  
= 2.607.495.023 kg/hari  
= 2.139.188.917 L/hari

Densitas solar = 0,8204

side stream C-1 berupa pertasol CC = 0 L/hari karena sedang tidak diproduksi

salah satu umpan masuk kolom C-1 adalah refluks nafta dimana data flowrate diambil dari tgl 4-8 Oktober 2021

**Tabel II. 12** Refluks Nafta dari tanggal 4-8 Oktober 2021



LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANGAN  
PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA MINYAK DAN  
GAS BUMI  
PERIODE OKTOBER 2021

Data Refluk Nafta	Flow Rate (m3/hari)
4 Oktober 2021	172,2
5 Oktober 2021	157,5
6 Oktober 2021	171,3
7 Oktober 2021	167,8
8 Oktober 2021	168,8
Rata-rata	167,52

Dari fig 11.11 (Erbar dan Maddox,1969), didapatkan faktor koreksi sebesar 0,5. maka perhitungan refluks nafta menjadi:

$$\begin{aligned}\text{Refluks nafta} &= 167,52 \text{ m}^3/\text{hari} \times 1000 \text{ L/m}^3 \times 0,5 \\ &= 837.60 \text{ L/hari} \\ &= 65.753,275 \text{ kg/hari}\end{aligned}$$

$$\text{Densitas Pertasol CB} = 0,78502 \text{ kg/L}$$

$$\begin{aligned}\text{Dari top produk evaporator} &= 183.955,440 \text{ kg/hari} \\ \text{steam} &= 15.020,137 \text{ kg/hari}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Dari top produk stripper C-5} &= 27.120,247 \text{ kg/hari} \\ \text{steam} &= 10.506,356 \text{ kg/hari}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Dari top produk stripper C-4} &= 2.458.476,911 \text{ kg/hari} \\ \text{steam} &= 12.181,718 \text{ kg/hari}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Umpan masuk C-1} &= 65.753,2752 + 183.955,4401 + 27.120,24653 + 2.458.476,911 \\ &= 2.735.305,872 \text{ kg/hari}\end{aligned}$$

$$\text{Total steam masuk} = 37.708,211 \text{ kg/hari}$$

$$\begin{aligned}\text{Top produk} &= \text{Umpan masuk} - \text{bottom produk} \\ &= 2.735.305,872 - 2.607.495,023 \\ &= 127.810,8495 \text{ kg/hari}\end{aligned}$$

Menurut W.L Nelson, kebutuhan steam stripping yang digunakan sebesar 0,2 - 0,6 lb/gal

maka jumlah steam dibutuhkan sebesar:



LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANGAN  
PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA MINYAK DAN  
GAS BUMI  
PERIODE OKTOBER 2021

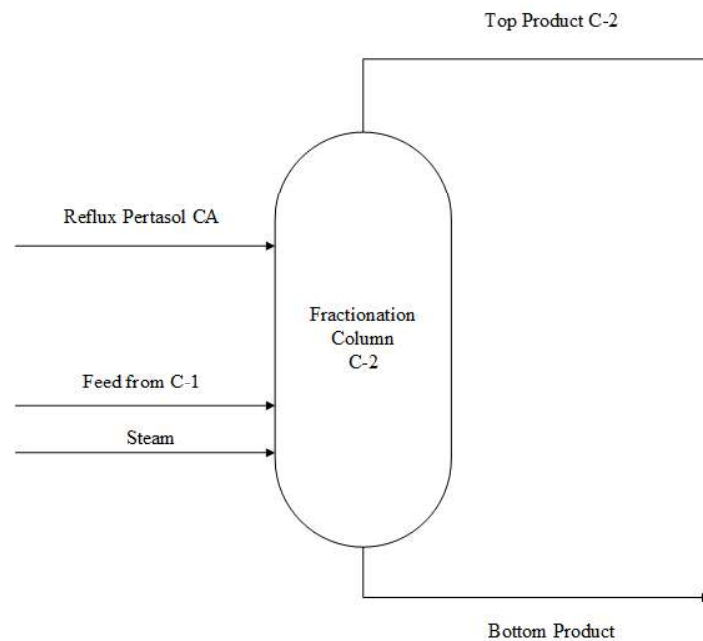
$$\begin{aligned} \text{kebutuhan steam} &= 0,6 \text{ lb/gal} \times 0,264 \text{ gal/L} \times 2.139.188.917 \text{ L/hari} \\ &= 339.104,2271 \text{ lb/hari} \times 0,454 \text{ kg/lb} \\ &= 153.953,3191 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

**Tabel II. 13.** Neraca Massa Kolom Fraksinasi C-1

Komponen	Massa Masuk	Massa Keluar
	(Kg/hari)	(Kg/hari)
Masuk		
Umpan dari evaporator	183.955,440	
Steam	15.020,137	
Umpan dari C-5	27.120,2465	
Steam	10.506,3561	
Umpan dari C-4	2.458.476,911	
Steam	12.181,718	
Refluks	65.753,275	
Keluar		
Steam (bottom)	153.953,319	
Top produk		127.810,850
Bottom produk		2607.495,023
Steam		191.684,530
Jumlah	2.926.967,403	2.926.967,403



### II.2.2.3.7 Neraca Massa Kolom Fraksinasi C-2



**Gambar II. 15.** Neraca Massa Kolom Fraksinasi

Umpan masuk C-2 = Top produk kolom C-1  
= 127.810,850 kg/hari

Steam dari kolom C-1= 191.684,530 kg/hari

Salah satu umpan dari kolom C-2 adalah refluks Pertasol CA, dimana data flowate diambil dari tanggal 4- 8 Oktober 2021

**Tabel II. 14.** Refluks Pertasol CA dari tanggal 4-8 Oktober 2021

Data Refluks Pertasol CA	Flow Rate (m3/hari)
4 Oktober 2021	2.3
5 Oktober 2021	1.7
6 Oktober 2021	0.1
7 Oktober 2021	0
8 Oktober 2021	1.2
Rata – Rata	1.06

Dari figure 11.11 (Erbar and Maddox, 1961), didapatkan faktor koreksi sebesar 0,5.



**LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANGAN  
PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA MINYAK DAN  
GAS BUMI  
PERIODE OKTOBER 2021**

---

---

Maka perhitungan refluks pertasol CA menjadi

$$\begin{aligned}\text{Refluks Pertasol CA} &= 1,06 \text{ m}^3/\text{hari} \times 1000 \text{ L/m}^3 \times 0,5 \\ &= 530 \text{ L/Hari} \\ &= 400,521 \text{ kg/hari}\end{aligned}$$

$$\text{Densitas Pertasol CA} = 0,7557 \text{ kg/L}$$

Menurut W.L Nelson, kebutuhan steam stripping yang digunakan sebesar 0,2 - 0,5 lb/gal. Maka jumlah steam dibutuhkan sebesar:

$$\begin{aligned}\text{kebutuhan steam} &= 0,5 \text{ lb/gal} \times 0,2642 \text{ gal/L} \times 83760 \text{ L/hari} \\ &= 11.061,696 \times 0,454 \text{ kg/lb} \\ &= 5.023,372 \text{ kg/hari}\end{aligned}$$

$$\text{Produk Pertasol CA} = 27.297,452 \text{ kg/hari}$$

$$\text{Produk Pertasol CB} = 13.451,903 \text{ kg/hari}$$

$$\begin{aligned}\text{Steam} &= \text{Steam dari C-1} + \text{Kebutuhan steam} \\ &= 191.661,530 + 5.023,372 \\ &= 196.684.902 \text{ kg/hari}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Bottom produk C-2} &= 127.810,850 + 400,521 - 27.297,452 + 13.451,903 - (-1.101) \\ &= 81.809,684 \text{ kg/hari}\end{aligned}$$



LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANGAN  
PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA MINYAK DAN  
GAS BUMI  
PERIODE OKTOBER 2021

Tabel II. 15. Neraca Massa Kolom Fraksinasi C-2

Komponen	Massa Masuk	Massa Keluar
	(Kg/hari)	(Kg/hari)
<b>Masuk</b>		
Umpan masuk	127.810,850	
Steam	196.684,902	
Refluks	400,521	
<b>Keluar</b>		
Pertasol CA		34.050,784
Pertasol CB		13.451,903
Bottom produk		81.809,683
Steam		196.684,902
Jumlah	324.896,272	325.997,272
Losses		-1.101

#### II.2.2.4 Neraca Panas Kolom Fraksinasi C-2

##### A. Panas Masuk

Kondisi Operasi Kolom Fraksinasi C-2

$$\begin{aligned}\text{Suhu Operasi atas} &= 101,58 \text{ }^{\circ}\text{C} \\ &= 214,844 \text{ }^{\circ}\text{F}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tekanan Operasi atas} &= 0,0162 \text{ kg/cm}^2 \\ &= 1,59 \text{ kPa}\end{aligned}$$

##### a. Fraksi Ringan

Umpan masuk kolom fraksinasi C-2 yaitu produk atas dari produk atas dari kolom fraksinasi C-1 yang merupakan fraksi ringan campuran

$$\begin{aligned}\text{Massa} &= \text{Massa Pertasol CA} + \text{Massa Pertasol CB} \\ &= 127.810,850 \text{ kg/hari} \\ &= 11.733,036 \text{ lb/jam}\end{aligned}$$

$$\text{SG} = 0,770$$





LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANGAN  
PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA MINYAK DAN  
GAS BUMI  
PERIODE OKTOBER 2021

---

---

$$\begin{aligned}\text{°API} &= \frac{141,5}{SG} - 131,5 \\ &= \frac{141,5}{0,770} - 131,5 \\ &= 52,180\end{aligned}$$

Dari grafik W. Nelson Fig. 5.3, dengan suhu inlet kolom fraksinasi C-2 sebesar 214.844 F; fase uap API = 52,180. Sehingga diperoleh heat content (H) sebesar 240 Btu/lb

$$\begin{aligned}Q &= m \times H \\ &= 11.733,036 \times 240 \\ &= 2.815.928,636 \text{ Btu/jam} \times 1,055 \text{ Kj/Btu} \times 24 \text{ jam/hari} \\ &= 71.299.313,07 \text{ Kj/hari}\end{aligned}$$

**b. Refluks C-2 (Pertasol CA)**

$$\begin{aligned}\text{massa} &= 400,521 \text{ kg/hari} \\ &= 36,768 \text{ lb/jam}\end{aligned}$$

$$SG = 0,756$$

$$\begin{aligned}\text{°API} &= \frac{141,5}{SG} - 131,5 \\ &= \frac{141,5}{0,756} - 131,5 \\ &= 55,744\end{aligned}$$

Dari grafik W.L Nelson fig 5.3, dengan suhu inlet kolom fraksinasi C-2 sebesar 214.844 F; fase cair API = 55,744. Sehingga diperoleh heat content (H) sebesar 120 Btu/lb

$$\begin{aligned}Q &= m \times H \\ &= 36,768 \times 120 \\ &= 4.412,139 \text{ Btu/jam} \times 1,055 \text{ Kj/Btu} \times 24 \text{ jam/hari} \\ &= 111.715,368 \text{ Kj/hari}\end{aligned}$$



LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANGAN  
PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA MINYAK DAN  
GAS BUMI  
PERIODE OKTOBER 2021

---

---

**c. Steam**

$$\text{Massa} = 196.684,902 \text{ kg/hari}$$

$$= 18.055,674 \text{ lb/jam}$$

Dari tabel superheated steam dengan suhu 101,58 C, tekanan 1,594 Kpa. Fase superheated steam sehingga diperoleh heat content (H) sebesar 2.515,3 kJ/kg.

$$Q = m \times H$$

$$= 196.684,902 \text{ kg/hari} \times 2.515,3,8 \text{ kJ/kg}$$

$$= 494.721.534,397 \text{ kJ/hari}$$

Total panas masuk kolom fraksinasi C-2

$$Q = 71.299.313,07 + 111.715,368 + 494.721.534,397$$

$$= 566.132.562,830 \text{ kJ/hari}$$

**B. Panas Keluar**

**a. Pertasol CA**

$$\text{Massa} = 34.050,784 \text{ kg/hari}$$

$$= 3.125,862 \text{ lb/jam}$$

$$\text{SG} = 0,756$$

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

$$= \frac{141,5}{0,756} 131,5$$

$$= 55,744$$

Dari grafik W.L Nelson fig 5.3, dengan suhu inlet kolom fraksinasi C-2 sebesar 214.844 F; fase uap API = 55,744. Sehingga diperoleh heat content (H) sebesar 241 Btu/lb.

$$Q = m \times H$$

$$= 3.125,862 \times 241$$

$$= 753.332,739 \text{ kJ/hari} \times 1,055 \text{ kJ/Btu}$$

$$= 19.074.384,941 \text{ kJ/hari}$$



LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANGAN  
PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA MINYAK DAN  
GAS BUMI  
PERIODE OKTOBER 2021

---

---

**b. Pertasol CB**

$$\text{Massa} = 13.452,903 \text{ kg/hari}$$

$$= 1.234,885 \text{ lb/jam}$$

$$\text{SG} = 0,785$$

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

$$= \frac{141,5}{0,785} - 131,5$$

$$= 48,75$$

Dari grafik W.L Nelson fig 5.3, dengan suhu inlet kolom fraksinasi C-2 sebesar 214.844 F; fase uap API = 48,75. Sehingga diperoleh heat content (H) sebesar 238 Btu/lb.

$$Q = m \times H$$

$$= 1.234,885 \times 238$$

$$= 293.902,549 \text{ kJ/hari} \times 1,055 \text{ kJ/Btu}$$

$$= 7.441.612,535 \text{ kJ/hari}$$

**c. Steam**

$$\text{Massa} = 196.684,902 \text{ kg/hari}$$

$$= 18.055,674 \text{ lb/jam}$$

Dari tabel superheated steam dengan suhu 101,58 C, tekanan 1,594 Kpa. Fase superheated steam sehingga diperoleh heat content (H) sebesar 2.515,3 kJ/kg.

$$Q = m \times H$$

$$= 196.684,902 \text{ kg/hari} \times 2515,3 \text{ kJ/kg}$$

$$= 434.721.534,4 \text{ kJ/hari}$$

Total panas masuk kolom fraksinasi C-2

$$Q = 15.545.137,64 + 7.441.612,535 + 434.721.534,4$$

$$= 461.237.531,876 \text{ kJ/hari}$$



LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANGAN  
PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA MINYAK DAN  
GAS BUMI  
PERIODE OKTOBER 2021

---

---

### II.2.2.4.1 Neraca Panas Stripper C-4

#### A. Panas Masuk

- a. Umpan Masuk C-4

**Tabel II. 16** Data Distilasi dan Suhu ASTM Solar

Tanggal 4-8 Oktober 2021	Rata-rata	
	C	F
IBP		
5	180,2	356,36
10	190,2	390,56
20	218,6	425,48
30	233,4	452,12
40	249,4	480,92
50	283,6	508,84
60	281	537,8
70	303	577,4
80	332,6	630,68
90	383,2	685,78
Total		5043,92

$$\begin{aligned}\text{Volumetrik Average Boiling Point} &= \frac{\sum T (IBP 5 - IBP 90)}{n} \\ &= \frac{5043,92}{10} \\ &= 504,392 \text{ } ^\circ\text{F}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Slope distilasi ASTM (5-90)} &= \frac{\text{Suhu (IBP 90\% - IBP 5\%)}}{90-5} \\ &= \frac{685,76 - 356,36}{90-5} \\ &= 8,068\end{aligned}$$

Berdasarkan grafik fig 5.4 Nelson, dengan VABP sebesar 504,392 F dan slope 8,0678 didapatkan nilai koreksi -32 F

$$\begin{aligned}\text{Mean Average Boiling Point} &= \text{VABP} + \text{Faktor koreksi} \\ &= 504,392 + -32 \\ &= 472,392 \text{ } ^\circ\text{F}\end{aligned}$$



LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANGAN  
PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA MINYAK DAN  
GAS BUMI  
PERIODE OKTOBER 2021

$$K = \frac{MABP^{1/3}}{SG}$$
$$= \frac{7,7881}{0,8204 \text{ Kg/L}}$$

$$= 9,49311$$

$$\text{API Solar} = \frac{141,5}{SG} - 131,5$$

$$= 40,977 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{T feed} = 59,52 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$= 139,136 \text{ }^\circ\text{F}$$

Berdasarkan grafik fig. 5.3 Nelson, dengan suhu operasi kolom stripper C-4 adalah 139.136 F dan API fasa cair sebesar 40,977 didapatkan besar entalpi (H) yaitu 215 Btu/lb

$$\text{Entalpi} = 215 \text{ Btu/lb}$$

$$\text{Massa umpan masuk} = 151.586 \text{ Kg/hari}$$

$$= 13,924,451 \text{ lb/jam}$$

$$Q = m \times H$$

$$= 13.924,451 \text{ lb/jam} \times 215 \text{ BTU/lb}$$

$$= 2.993.757,064 \text{ BTU/jam}$$

$$= 75.801.928,86 \text{ Kj/hari}$$

b. Steam

$$\text{Massa steam} = 12.181,718 \text{ kg/hari}$$

$$= 1.118,992 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Suhu stripper C-4} = 139,136 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Tekanan absolut} = 0,3962 \text{ atm}$$

$$= 40,1152 \text{ Kpa}$$

Berdasarkan steam table F.2 Smith Van Ness, pada tekanan 40,1152 kPa dan suhu 139,136 C didapatkan besar entalpi 2586,2

$$\text{Entalpi} = 2.586,2 \text{ Kj/Kg}$$



LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANGAN  
PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA MINYAK DAN  
GAS BUMI  
PERIODE OKTOBER 2021

$$\begin{aligned} &= 1.111,936 \text{ BTU/lb} \\ Q &= m \times H \\ &= 1.118,992 \text{ lb/jam} \times 1.111.936 \text{ BTU/lb} \\ &= 1.244.248,036 \text{ BTU/jam} \\ &= 31.504.360,27 \text{ Kj/hari} \end{aligned}$$

## B. Panas Keluar

### a. Top Produk (Pertasol CB)

Tabel II. 17. Data Distilasi dan Suhu Koreksi ASTM Pertasol CB

Tanggal 4-8 Oktober 2021	Rata-rata	
	C	F
IBP		
5	124,4	255,92
10	130	266
20	136,4	277,52
30	142	287,6
40	147	296,6
50	152,6	306,68
60	158,2	316,76
70	165,4	329,72
80	175,4	347,72
90	191,6	376,88
Total		3061,4

$$\begin{aligned} \text{Volumetrik Average Boiling Point} &= \frac{\sum T (IBP 5 - IBP 90)}{n} \\ &= \frac{3061,4}{10} \\ &= 306,14 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Slope distilasi ASTM (5-90)} &= \frac{\text{Suhu (IBP 90\% - IBP 5\%)}}{90-5} \\ &= \frac{376,88 - 255,92}{90-5} \\ &= 1,423 \end{aligned}$$

Berdasarkan grafik fig 5.4 Nelson, dengan VABP sebesar 306,14 F dan slope 1,423 didapatkan nilai koreksi -3 F

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



LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANGAN  
PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA MINYAK DAN  
GAS BUMI  
PERIODE OKTOBER 2021

$$= 306,14 + -3$$

$$= 303,14 \text{ F}$$

$$\begin{aligned} K &= \frac{MABP^{1/3}}{SG} \\ &= \frac{303,14^{1/3}}{0,7850 \text{ Kg/L}} \\ &= \frac{6,7176}{0,7850 \text{ Kg/L}} \\ &= 8,557 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{API Solar} &= \frac{141,5}{SG} \text{ 131,5} \\ &= 48,750 \text{ C} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{T top produk} &= 218,24 \text{ C} \\ &= 424,832 \text{ F} \end{aligned}$$

Berdasarkan grafik fig. 5.3 Nelson, dengan suhu operasi kolom stripper C-4 adalah 424,832 F dan API fasa cair sebesar 48,750 didapatkan besar entalpi (H) yaitu 330 Btu/lb

$$\text{Entalpi} = 330 \text{ Btu/lb}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa umpan masuk} &= 13.451,903 \text{ kg/hari} \\ &= 1.235,669 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q &= m \times H \\ &= 1.235,669 \text{ lb/jam} \times 330 \text{ BTU/lb} \\ &= 407.770,887 \text{ BTU/jam} \\ &= 10.324.758,85 \text{ Kj/hari} \end{aligned}$$

**b. Bottom Produk (Solar)**

$$\begin{aligned} \text{Volumetrik Average Boiling Point} &= \frac{\sum T (\text{IBP } 5 - \text{IBP } 90)}{n} \\ &= \frac{5043,92}{10} \\ &= 504,392 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

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



LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANGAN  
PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA MINYAK DAN  
GAS BUMI  
PERIODE OKTOBER 2021

$$= \frac{685,76 - 356,36}{90-5}$$

$$= 3,875$$

Berdasarkan grafik fig 5.4 Nelson, dengan VABP sebesar 504,392 F dan slope 3,8752 didapatkan nilai koreksi -32 F

$$\begin{aligned}\text{Mean Average Boiling Point} &= \text{VABP} + \text{Faktor koreksi} \\ &= 504,392 + -32 \\ &= 473,392 \text{ }^\circ\text{F}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}K &= \frac{MABP^{1/3}}{SG} \\ &= \frac{473,392^{1/3}}{0,8204 \text{ Kg/L}} \\ &= \frac{7,7881}{0,8204 \text{ Kg/L}} \\ &= 9,493\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{API Solar} &= \frac{141,5}{SG} - 131,5 \\ &= 40,977 \text{ C}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{T feed} &= 230 \text{ C} \\ &= 446 \text{ F}\end{aligned}$$

Berdasarkan grafik fig. 5.3 Nelson, dengan suhu operasi kolom stripper C-4 adalah 446 F dan API fasa cair sebesar 40,9768 didapatkan besar entalpi (H) yaitu 340 Btu/lb

$$\text{Entalpi} = 340 \text{ Btu/lb}$$

$$\begin{aligned}\text{Massa umpan masuk} &= 151.586,154 \text{ kg/hari} \\ &= 13.924,451 \text{ lb/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Q &= m \times H \\ &= 13.924,451 \text{ lb/jam} \times 340 \text{ BTU/lb} \\ &= 4.734.313,497 \text{ Btu/jam} \\ &= 119.872.817,7 \text{ KJ/Hari}\end{aligned}$$

### c. Steam

$$\begin{aligned}\text{Massa steam} &= 12.181,718 \text{ kg/hari} \\ &= 1.118,992 \text{ lb/jam}\end{aligned}$$





**LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANGAN  
PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA MINYAK DAN  
GAS BUMI  
PERIODE OKTOBER 2021**

---

---

Suhu stripper C-4 = 139,136 C  
Tekanan absolut = 0,3962 atm  
= 40,115 Kpa

Berdasarkan steam table F.2 Smith Van Ness, pada tekanan 40,1152 kPa dan suhu 139,136 C didapatkan besar entalpi

Enthalpi = 2586.2 Kj/Kg  
= 1111.936 Btu/lb

Q = m x H  
= 1.118,992 lb/jam x 1.111,936 Btu/lb  
= 1.244.248,036 BTU/jam  
= 31.504.360,27 kJ/Hari

Q loss = Jumlah panas masuk - Jumlah panas keluar  
= 107.306.289,1 kJ/Hari – 161.701.936,9 kJ/Hari  
= -54.395.647,72

#### II.2.2.4.2 Neraca Panas Stripper C-5

##### A. Panas Masuk

###### a. Residu

**Tabel II. 18.**Data Distilasi dan Suhu Koreksi ASTM Crude Oil

% Distilasi	Suhu	
	C	F
0	80	176
5	120	248
10	130	266
20	147	296,6
30	185	365
40	231	447,8
50	270	518
60	305	581
70	360	680
80		723,738
90		791,214



LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANGAN  
PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA MINYAK DAN  
GAS BUMI  
PERIODE OKTOBER 2021

---

---

Total	5093,352
-------	----------

$$\text{Volumetrik Average Boiling Point} = \frac{\sum T (IBP 5 - IBP 90)}{n}$$
$$= \frac{5093,352}{10}$$

$$= 509,3352^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Slope Distilasi ASTM (5 - 90)} = \frac{791,214 - 248}{90-5}$$
$$= 6,391$$

Dari Fig. 5.4 Nelson, didapatkan nilai koreksi sebesar  $-22^{\circ}\text{F}$

$$\text{Mean Average Boiling Point} = \text{VABP} + \text{Correction Factor}$$
$$= 509,335 + (-22)$$
$$= 487,335^{\circ}\text{F}$$

$$K = \frac{MABP^{1/3}}{SG}$$
$$= \frac{7,8694}{0,8447}$$
$$= 9,316$$

$$\text{API Crude Oil} = \frac{141,5}{SG} 131,5$$
$$= \frac{141,5}{0,8447} 131,5$$
$$= 36,007$$

Berdasarkan fig.5.3 Nelson, dengan suhu feed C-5 sebesar  $332,5^{\circ}\text{F}$  didapatkan nilai entalpi (H) sebesar  $170 \text{ Btu/lb}$

$$\text{Massa feed} = 102.174,395 \text{ kg/hari}$$
$$= 225.253,671 \text{ lb/hari}$$

$$Q = m \times H$$
$$= 225.253,671 \text{ lb/hari} \times 170 \text{ Btu/lb}$$
$$= 38.293.124,14 \text{ kJ/hari}$$

#### b. Steam



LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANGAN  
PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA MINYAK DAN  
GAS BUMI  
PERIODE OKTOBER 2021

---

---

Suhu Top Stripper C-5	= 448,016 F
	= 231,12 C
Massa steam	= 10.506,356 kg/hari
Tekanan Absolute	= 0,396 atm
	= 123,617 kPa

Berdasarkan steam table F.2 Smith Van Ness, pada suhu 231,12C dan tekanan 123,617 kPa didapatkan entalpi sebesar

Entalpi	= 2.923,9 kJ/kg
	= 1.257,130 Btu/lb
Q	= m x H
	= 23.162,313 lb/hari x 1.257,130 Btu/lb
	= 29.118.042,32 Btu/hari
	= 30.719.534,65 kJ/hari
Total Panas Masuk	= 69.012.658,79 kJ/hari

## B. Panas Keluar

### a. Top Product (Parafin High Solar)

Tabel II. 19.Data Distilasi dan Suhu Koreksi ASTM Solar

IBF	Suhu	
	C	F
5	180,2	356,36
10	199,2	390,56
20	218,6	425,48
30	233,4	452,12
40	249,4	480,92
50	263,8	506,84
60	281	537,8
70	303	577,4
80	332,6	630,68



LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANGAN  
PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA MINYAK DAN  
GAS BUMI  
PERIODE OKTOBER 2021

90	363,2	685,76
Total		5043,92

$$\begin{aligned}\text{Volumetrik Average Boiling Point} &= \frac{\sum T (IBP 5 - IBP 90)}{n} \\ &= \frac{5043,92}{10} \\ &= 504,392^{\circ}\text{F}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Slope Distilasi ASTM (5 - 90)} &= \frac{685,76 - 356,36}{90 - 5} \\ &= 3,875\end{aligned}$$

Dari Fig. 5.4 Nelson, didapatkan nilai koreksi sebesar  $-42^{\circ}\text{F}$

$$\begin{aligned}\text{Mean Average Boiling Point} &= \text{VABP} + \text{Correction Factor} \\ &= 504,392 + (-42) \\ &= 462,392^{\circ}\text{F}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}K &= \frac{MABP^{1/3}}{SG} \\ &= \frac{7,7328}{0,8204} \\ &= 9,426\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{API Crude Oil} &= \frac{141,5}{SG} - 131,5 \\ &= \frac{141,5}{0,8204} - 131,5 \\ &= 40,977\end{aligned}$$

Berdasarkan fig.5.3 Nelson, dengan suhu feed C-5 sebesar  $139^{\circ}\text{F}$  didapatkan nilai entalpi (H) sebesar  $205 \text{ Btu/lb}$

$$\begin{aligned}\text{Massa feed} &= 102.174,395 \text{ kg/hari} \\ &= 225.253,671 \text{ lb/hari}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Q &= m \times H \\ &= 225.253,671 \text{ lb/hari} \times 205 \text{ Btu/lb} \\ &= 46.177.002,64 \text{ kJ/hari}\end{aligned}$$

**b. Bottom Produk (Residu)**



LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANGAN  
PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA MINYAK DAN  
GAS BUMI  
PERIODE OKTOBER 2021

---

---

$$\begin{aligned}\text{Suhu Bottom C-5} &= 590 \text{ F} \\ &= 295,778 \text{ C} \\ \text{API Crude Oil} &= \frac{141,5}{SG} \cdot 131,5 \\ &= \frac{141,5}{0,9161} \cdot 131,5 \\ &= 22,952\end{aligned}$$

Berdasarkan fig.5.3 Nelson, dengan suhu feed C-5 sebesar 590 F didapatkan nilai entalpi (H) sebesar 310 Btu/lb

$$\begin{aligned}\text{Massa Bottom} &= 80.246,352 \text{ kg/hari} \\ &= 176.911,107 \text{ lb/hari} \\ Q &= m \times H \\ &= 176.911,107 \text{ lb/hari} \times 310 \text{ Btu/lb} \\ &= 54.842.443,12 \text{ Btu/hari} \\ &= 57.858.777,5 \text{ kJ/hari}\end{aligned}$$

**c. Steam**

$$\begin{aligned}Q &= m \times H \\ &= 23.162,313 \text{ lb/hari} \times 1257,130 \text{ Btu/lb} \\ &= 29.118.042,32 \text{ Btu/hari} \\ &= 30.719.534,65 \text{ kJ/hari} \\ \text{Total Panas Keluar} &= 134.755.314,8 \text{ kJ/hari}\end{aligned}$$

**II.2.2.5 Effisiensi Kolom Fraksinasi C-2**

**A. Panas yang Hilang**

$$\begin{aligned}Q_{\text{loss}} &= \text{Jumlah panas masuk} - \text{Jumlah panas keluar} \\ &= 566.132.562,830 - 461.237.531,876 \\ &= 104.895.030,954 \text{ kJ/hari}\end{aligned}$$

**B. Presentase Panas yang Hilang**

$$\begin{aligned}\text{Kehilangan Panas} &= \frac{\text{panas hilang}}{\text{panas masuk}} \times 100\% \\ &= \frac{104.895.030,954}{566.132.562,830} \times 100\%\end{aligned}$$



LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANGAN  
PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA MINYAK DAN  
GAS BUMI  
PERIODE OKTOBER 2021

---

---

$$= 18,528\%$$

**C. Effisiensi Kolom Fraksinasi C-2**

$$\begin{aligned}\text{Effisiensi kolom} &= 100\% - 18,528\% \\ &= 81,472\%\end{aligned}$$

### II.2.3 Pembahasan

Produk dari hasil olahan minyak mentah (*crude oil*) memerlukan berbagai macam proses dan alat. Alat utama yang digunakan dalam proses pengolahan *crude oil* menjadi berbagai produk yang dihasilkan antara lain evaporator, furnace, kolom fraksinasi, stripper, heat exchanger, dan separator. Kinerja dari kolom fraksinasi dapat dilihat dari neraca massa dan neraca panas pada kolom tersebut. Neraca massa digunakan untuk membandingkan jumlah feed yang masuk dengan jumlah produk yang dihasilkan. Perhitungan neraca panas dilakukan berdasarkan selisih antara jumlah panas yang masuk dengan jumlah panas yang keluar.

Perhitungan neraca massa dan neraca panas menggunakan data rata-rata pada tanggal 4 - 8 Oktober 2021. Umpan Crude oil sebesar 286.129,835 kg/hari. Pada perhitungan neraca massa alat kolom fraksinasi C-2, Stripper C-4, dan Stripper C-5 telah didapatkan total massa masuk sama dengan total massa yang keluar. Dengan total massa masuk dan total massa keluar pada Kolom Fraksinasi C-2 sebesar 324.896,272 kg/hari, Stripper C-5 sebesar 117.872,954 kg/hari, Stripper C-4 sebesar 2619.676,741 kg/hari. Sehingga hal tersebut menyatakan bahwa perhitungan telah sesuai.

Neraca panas didapat dari perhitungan selisih antara total panas yang masuk dengan total panas yang keluar. Berdasarkan data yang telah diperoleh pada tanggal 4 - 8 Oktober didapatkan untuk efisiensi Kolom Fraksinasi sebesar 81,472% dan kehilangan panas ( $Q_{loss}$ ) didapatkan sebesar 18,528%. Tingginya nilai efisiensi dapat dipengaruhi oleh kinerja alat yang baik serta injeksi *steam* yang telah sesuai. *Steam* dapat pula mempengaruhi proses pemisahan fraksi berat. Panas yang hilang juga dipengaruhi oleh konstruksi kolom tersebut. Efisiensi kolom juga dapat dipengaruhi oleh faktor lain yaitu pengotor. Bisa dari kotoran yang mengendap di bubble cup tray sehingga terjadi penyumbatan akibat banyaknya kerak dan korosi yang menempel.



**LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANGAN  
PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA MINYAK DAN  
GAS BUMI  
PERIODE OKTOBER 2021**

---

---

Kemungkinan lain yaitu adanya pengotor dari campuran *crude oil* sehingga dapat terjadi korosi pada alat proses pengolahan *crude oil*.

Nilai *Thermal Efficiency* berdasarkan data literatur pada buku Petroleum Refinery Engineering (Nelson, 1958) berada pada rentang 60%-80%. Pada perhitungan kolom fraksinasi C-2 menggunakan data rata-rata pada tanggal 4-8 Oktober 2021 didapatkan nilai efisiensi kolom fraksinasi sebesar 81,472%.