



BAB II

TINJAUAN PUSTAKA

II.1 Uraian Proses

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 bertugas untuk melaksanakan seluruh rangkaian kegiatan pemisahan minyak mentah (crude oil) menjadi produk-produk minyak bumi berdasarkan perbedaan titik didih komponen pada tekanan 1 atm. Bertujuan untuk memisahkan fraksi-fraksi yang ada pada crude oil menjadi produk-produk yang dikehendaki pada tekanan atmosfer.

Proses pemisahan secara distilasi berdasarkan tiga tahapan operasi, yaitu: proses penguapan atau penambahan sejumlah panas ke dalam larutan yang akan dipanaskan, proses pembentukan fase seimbang dan proses pemisahan kedua fase setimbang. Ketiga tahap distilasi dilakukan di dalam kolom distilasi jenis bubble cap tray tower dengan suhu puncak kolom $\pm 115^{\circ}\text{C}$ dan suhu dasar kolom $\pm 270^{\circ}\text{C}$.

II.1.1 Langkah-langkah Proses

a. Menjalankan operasi kilang

1. Persiapan

Persiapan bahan baku dimaksudkan untuk mengurangi kadar air yang terikut dalam crude oil yang berasal dari Pertamina Menggung, dimana kadar air yang diizinkan 0,5% volume. Bahan baku yang digunakan adalah campuran minyak mentah Kawengan (HPPO = High Pour Point Oil) yang bersifat parafinis dan minyak mentah Ledok (LPPO = Low Pour Point Oil) yang bersifat asfaltis, dengan perbandingan 70% bagian minyak mentah Kawengan dan 30% bagian minyak mentah Ledok. Dilakukan pencampuran agar pada saat proses pengolahan akan lebih efisien. Apabila dilakukan secara terpisah maka dibutuhkan dua kondisi operasi yang berbeda pada saat pemanasan.



Minyak mentah yang baru saja ditambang perlu dilakukan proses sedimentasi atau pengendapan. Sedimentasi bertujuan untuk menghilangkan kotoran yang terdapat pada minyak mentah, terutama kandungan airnya. Minyak mentah dimasukkan ke dalam tangki penampungan sementara dan didiamkan selama 24 jam.

Di pusat penampungan Menggung, minyak mentah didiamkan beberapa hari atau dalam waktu tertentu agar proses pemisahannya lebih sempurna hingga kandungan air dalam minyak mentah maksimal 0,5% dari volume. Dari Menggung, minyak mentah dialirkan dengan pompa sentrifugal menuju tangki penampungan T-101 dan T-102 yang berada di kilang.

Tahap persiapan berikutnya adalah memeriksa tangki produk, tangki feed, dan tangki distilasi. Selanjutnya adalah memeriksa air pendingin, steam, listrik, dan fuel gas. Kemudian menyiapkan solar untuk proses sirkulasi dan melakukan sirkulasi dingin dimana feed yang diunakan adalah solar.

2. Sirkulasi Dingin

Sirkulasi dingin bertujuan untuk mengetahui kebocoran yang terjadi, sehingga dapat diatasi sebelum operasi berjalan. Pada sirkulasi dingin, solar dialirkan ke dalam alat-alat utama pada temperature kamar. Langkah sirkulasi dingin adalah sebagai berikut :

Solar dipompakan dengan menggunakan pompa feed menuju HE melalui sistem perpipaan feed. Setelah itu solar dialirkan ke furnace, kemudian dilanjutkan ke evaporator dan ke residu kembali ke HE. Solar yang telah digunakan untuk sirkulasi dingin dialirkan dalam cooler dan ditampung dalam tangki penyimpanan solar T-107.

Langkah-langkah pada sirkulasi dingin :

- a) Menjalankan air pendingin pada cooler dan kondensor.
- b) Melakukan purging dalam ruang pembakaran selama 30 – 60 detik dan api dinyalakan kecil.



- c) Temperature furnace dinyalakan secara perlahan-lahan dan untuk sementara ditahan, kemudian diperiksa lagi kebocoran yang mungkin terjadi. Suhu ditahan $\pm 100^{\circ}\text{C}$.
- d) Bila tidak ada gangguan, suhu furnace dinaikkan dengan menambah bahan bakar solar yang diatomizing dengan udara panas bertekanan, sampai suhu fluida $\pm 100^{\circ}\text{C}$.

Jika suhu outlet solar sirkulasi 275-280 $^{\circ}\text{C}$, feed yang mula-mula dari tangki penyimpanan solar diganti dengan minyak mentah, sementara solar diganti sebagai pembakar di furnace diganti fuel oil.

3. Sirkulasi Panas

Sirkulasi panas bertujuan untuk memeriksa kebocoran dengan menggunakan temperature yang lebih tinggi bila dibandingkan dengan sirkulasi dingin dan memberikan pemanasan pendahuluan secara perlahan-lahan sehingga merata keperalatan yang bekerja dengan panas, sehingga bila peralatan dijalankan pada suhu yang relative lebih tinggi tidak mengalami pemanasan yang mendadak.

b. Proses Distilasi Atmosferis

Proses pengolahan dengan distilasi atmosferis bertujuan untuk memisahkan crude oil menjadi produk hasil pemisahan pada berbagai fraksi, yaitu pertasol CA, pertasol CB, pertasol CC, solar dan residu.

Produk dihasilkan dari beberapa tahapan yaitu pemanasan, penguapan dan pemisahan, pengembunan dan pendinginan, serta pemisahan.

Proses berlangsung pada tekanan sedikit atmosfer sehingga disebut Distilasi Atmosferis. Proses Pengolahan ini meliputi :

1. Pemanasan

Pemanasan ini dimaksudkan untuk membantu evaporator dalam mencapai temperature optimum sehingga fraksi berat dan ringan dapat dipisahkan dengan baik.

- a) Pemanasan Pada Heat Exchanger (HE-2,3,4,5)



Minyak mentah dari tangki penampungan T-101 dan T102 dipompa dengan pompa centrifugal P 100-3, P 100-4, dan P 100-5 menuju HE untuk mendapatkan pemanasan pendahuluan. Minyak mentah masuk ke HE-2,3,4,5.

Proses pemanasan pada HE-2 minyak mentah masuk pada suhu 34°C dan keluar dari HE-2 pada suhu 58°C. Kemudian masuk menuju HE-3 dengan suhu 58°C dan keluar pada suhu ± 70 °C. Pada HE-2,3 berupa solar. Selanjutnya pemanasan pada HE-4 dengan suhu masuk ± 70 °C dan keluar dengan suhu 110°C. Dilanjutkan dengan pemanasan di HE-5 dengan suhu masuk 110°C dan keluar dengan suhu 120°C. Pemanas pada HE-4 dan HE-5 adalah residu.

b) Pemanasan Pada Furnace (F-1,3)

Furnace berfungsi sebagai pemanas lanjut dari minyak mentah, yang sebelumnya mendapat pemanasan awal didalam *Heat Exchanger*. Perpindahan panas pada furnace terjadi secara tidak langsung dengan media perantara berupa *tube-tube* yang didalamnya mengalir minyak mentah. Sedangkan sumber panasnya berasal dari pembakaran bahan bakar.

Minyak mentah melalui HE-2,3,4,5 kemudian masuk Furnace-1,3 melalui *tube* bagian atas pada suhu 120°C dan diteruskan kebagian bawah. Panas hasil pembakaran digunakan untuk memanasi seluruh ruang bakar dan *tube-tube* yang didalamnya mengalir minyak mentah, maka terjadi perpindahan panas secara tidak langsung. Bahan yang digunakan terdiri dari *fuel oil*, *fuel gas* dan *udara bertekanan*.

Setelah mengalami pemanasan, fraksi-fraksi ringan yang terdapat dalam minyak mentah akan berubah menjadi uap, sedang fraksi beratnya tetap menjadi cairan. Minyak mentah keluar dari furnace pada suhu 330°C, yang akan dimasukkan ke dalam suatu ruangan atau kolom pemisah (V-1).



2. Penguapan dan Fraksinasi

a) Proses Pemisahan Pada Evaporator (V-1)

Proses yang terjadi merupakan proses secara fisika yaitu proses pemisahan uap minyak dan cairannya atau antara fraksi berat dan ringannya. Minyak mentah masuk pada bagian tengah kolom pemisah pada suhu 330°C . Di dalam kolom pemisah tersebut, dengan adanya steam stripping dan pemanasan, maka senyawa H yang telah sampai pada titik didihnya akan berubah menjadi fase uap dan yang belum akan tetap berupa cairan. Untuk meningkatkan efisiensi penguapan, maka aliran feed dibuat tidak langsung ketengah kolom tetapi dibuat serong mendekati dinding bagian dalam kolom.

Disamping itu, agar penguapan berjalan baik, maka dari bawah evaporator diinjeksikan steam (steam stripping) pada suhu 170°C dan tekanan $1,25 \text{ kg/cm}^2$, yang berfungsi untuk menurunkan tekanan partiil hidrokarbon, sehingga titik didihnya menjadi turun dan akan menguap. Fraksi ringan akan keluar sebagai hasil atas kolom pemisah pada suhu 340°C dan tekanan $0,26 \text{ kg/cm}^2$. sedang fraksi berat akan keluar sebagai hasil bawah pada suhu 295°C .

b) Proses Pemisahan Pada Kolom Residu Stripper (C-5)

Residu yang merupakan hasil bawah kolom pemisah (V1), secara gravitasi masuk ke kolom residu stripper (C-5) pada tray ke-4 dengan suhu 295°C . di dalam kolom, cairan (fraksi berat) akan turun ke bawah melewati tray-tray yang ada di dalam kolom. Dengan adanya weir pada setiap tray, maka cairan yang turun ini akan mengisi tray dengan ketinggian tertentu dan cairan yang melebihi weir akan turun melalui down comer ke tray dibawahnya.

Untuk meningkatkan efisiensi pemisahan, maka diinjeksikan steam secara tidak langsung dari bawah kolom



dengan suhu 150°C dan tekanan $2,8 \text{ kg/cm}^2$, Steam akan naik keatas melalui riser yang ada pada tray, kemudian oleh cap dibelokkan melalui slot-slot dan menembus cairan, maka akan terjadi kontak langsung antara uap dan cairan. Kontak ini akan menyebabkan perpindahan panas dari cairan ke steam. Turunnya suhu cairan menyebabkan penurunan tekanan partial hidrokarbon, sehingga titik didih cairan akan turun dan hidrokarbon yang mempunyai titik didih rendah (fraksi ringan) akan menguap dan terpisah dari fraksi beratnya. Proses ini berlangsung pada setiap tray.

Fraksi ringan akan naik ke atas kolom residu stripper dan keluar sebagai hasil atas pada suhu 292°C dan tekanan $0,21 \text{ kg/cm}^2$. Sedangkan hasil bawah kolom residu stripper berupa residu keluar pada suhu 250°C . Kemudian dimanfaatkan panasnya dengan melewatkannya pada HE-2,3,4,5 yang sekaligus sebagai pemanasan pendahuluan sebelum minyak mentah dipanaskan didalam furnace.

c) Proses Pemisahan Pada Kolom Fraksinasi 1 (C-1)

Kolom ini berfungsi untuk memisahkan fraksi-fraksi minyak bumi berdasarkan trayek didihnya. Fraksi-fraksi minyak yang masuk ke kolom fraksinasi 1 (C-1) sebagai umpan terdiri dari :

1). Hasil atas kolom pemisah (V-1)

Masuk pada plate nomor 1, pada suhu 340°C dan tekanan $0,23 \text{ kg/cm}^2$.

2). Hasil atas residu stripper (C-5)

Masuk pada plate nomor 2, pada suhu 292°C dan tekanan $0,21 \text{ kg/cm}^2$.

3). Hasil atas kerosene stripper (C-3)

Masuk pada plate nomor 16, pada suhu 130°C dan tekanan $0,18 \text{ kg/cm}^2$.



4). Hasil atas solar stripper (C-4)

Masuk pada plate nomor 12, pada suhu 258oC dan tekanan 0,14 kg/cm².

5). Refluks

Berupa naptha dari *side stream* kolom C-2 masuk pada plate nomor 21 dengan suhu 85°C.

Untuk mempertahankan dan mengatur suhu yang dikehendaki, maka pada top kolom fraksinasi C-1 (fraksinasi 1) dilengkapi dengan refluk naptha dari Separator 2 yang sebelumnya telah didinginkan terlebih dahulu pada cooler. Cairan refluk ini akan turun ke bawah kolom melewati tray-tray yang ada dalam kolom.

Sedangkan uap yang berasal dari feed akan bergerak naik ke atas melalui *riser*. Dengan adanya cap, uap akan melalui slotslot dan menembus cairan. Maka terjadi kontak antara uap dan cairan yang diikuti transfer panas dan transfer massa.

Transfer panas ini terjadi karena panas yang dibawa uap, diambil oleh cairan dingin, sehingga cairan yang menerima panas sebagian akan menguap (cairan yang mempunyai titik didih rendah) dan fase cair berpindah ke fase uap.

Sedangkan uap yang mempunyai titik didih lebih rendah atau sama dengan titik didih cairan akan mengembun dan fase uap akan berpindah ke fase cair. Fraksi-fraksi yang bertitik didih rendah akan keluar sebagai hasil atas, sedangkan fraksi yang mempunyai titik didih tinggi akan keluar sebagai hasil bawah dan sebagian akan keluar sebagai hasil samping/ *side stream*.

Produk dari kolom fraksinasi 1 (C-1) terdiri dari :

1). Hasil atas kolom

Berupa uap pertasol CA dan pertasol CB yang keluar pada suhu 116°C dan tekanan 0,16 kg/cm².



2). Hasil samping kolom

- a. Pertasol CC yang keluar pada temperatur 118°C.
- b. Solar yang keluar dari tray ke-4, 6, 8, 10, 12, 14 pada suhu 220°C.

3) Hasil bawah kolom

Berupa Parafin High Solar yang keluar pada 270°C.

d) Proses Pemisahan dalam Kolom Solar Stripper (C-4)

Kolom solar stripper (C-4) berfungsi untuk memisahkan fraksi ringan yang masih terikut dalam solar. Hasil samping kolom fraksinasi 1 (C-1) berupa solar dan fraksi ringan yang terikut keluar dari tray ke-1,6,8,10,12,dan 14, masuk ke kolom solar stripper pada tray ke-4 dengan suhu 252°C.

Untuk meningkatkan efisiensi pemisahan, dari bawah kolom diinjeksikan steam pada suhu 170°C dan tekanan 2,8 kg/cm². Steam akan naik keatas melalui riser yang ada pada tray, kemudian oleh cap dibelokan melewati slot-slot menembus cairan, maka akan terjadi kontak langsung antara uap dan cairan.

Kontak ini menyebabkan perpindahan panas dari cairan ke steam. Turunnya suhu cairan menyebabkan penurunan tekanan partiiil hidrokarbon, sehingga titik didih cairan akan turun dan hidrokarbon yang mempunyai titik didih rendah (fraksi ringan) akan menguap dan terpisah dari solar.

Fraksi ringan dalam bentuk uap akan keluar sebagai hasil atas pada suhu 245°C dan tekanan 0,14 kg/cm². Sedangkan hasil bawah yang berupa solar keluar pada suhu 240°C, kemudian dimanfaatkan panasnya dengan melewati pada HE-1 yang berfungsi sebagai pemanasan pendahuluan sebelum crude oil dipanaskan dalam furnace.

e) Proses Pemisahan pada Kolom Fraksinasi 2 (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)

Masuk pada plate nomor 1, yang berupa uap pertasol CA dan pertasol CB pada suhu 122°C dan tekanan $0,16 \text{ kg/cm}^2$.

2) Refluk Pertasol CA

Masuk pada plate nomor 16, dengan suhu 72°C .

Uap dari feed akan bergerak naik keatas melalui riser, dengan adanya cap akan melalui slot-slot dan menembus cairan. Maka terjadi kontak antara uap dan cairan yang diikuti transfer panas dan transfer massa.

Transfer panas ini terjadi karena uap akan memindahkan sebagian panasnya ke cairan, sehingga uap akan turun suhunya.

Uap yang menembus cairan akan berbentuk gelembunggelembung, dimana uap yang titik didihnya lebih rendah dari suhu uap yang naik akan tetap berupa uap terus naik keatas.

Sedangkan uap yang titik didihnya lebih tinggi dari suhu uap yang naik, akan berubah fase menjadi cairan dan akan terikut sebagai fraksi cair. Pada keadaan setimbang, uap yang berhasil lolos dan masuk pada tray diatasnya merupakan uap yang mempunyai titik didih rendah, sehingga makin keatas makin rendah suhunya. Sebaliknya, semakin kebawah suhunya makin tinggi. Dengan demikian fraksi yang bertitik didih rendah akan keluar akan keluar sebagai hasil atas, sedangkan fraksi yang bertitik didih tinggi keluar sebagai hasil bawah dan sebagian akan keluar sebagai hasil samping (*side stream*).



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

a) Hasil atas kolom

Berupa uap pertasol CA yang keluar pada suhu 90°C dan tekanan 0,09 kg/cm².

b) Hasil samping kolom

Berupa pertasol CB yang keluar dari tray 7-14 pada suhu 111°C.

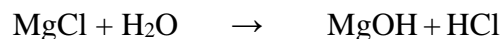
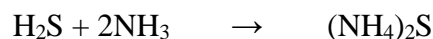
c) Hasil bawah kolom

Berupa pertasol CB yang keluar pada suhu 122°C.

Pada top kolom fraksinasi 1 (C-1) dan top kolom fraksinasi (C-2) diinjeksikan NH₃ berupa uap untuk mengikat asam klorida (HCl) yang berasal dari garam-garam tanah yang terikat dan untuk mengikat H₂S yang terdapat pada minyak mentah.

Dengan pengikatan ini, maka kadar asam dapat dikurangi sehingga pH dapat diusahakan netral dan korosi dapat ditanggulangi.

Reaksi:



NH₄Cl dan (NH₄)₂S yang berbentuk uap dan bersifat larut dalam air ini, setelah melalui kondensor bersama-sama uap akan terkondensasi dan larut dalam air. Pemisahannya dengan produk dilakukan dengan separator berdasarkan perbedaan densitasnya, dimana NH₄Cl dan (NH₄)₂S terlarut dalam air dan keluar melalui



bagian bawah separator karena mempunyai density yang lebih besar daripada produk.

3. Pengembunan dan Penguapan

Hasil pemisahan kolom fraksinasi kolom fraksinasi dan kolom stripper yang berupa uap dimasukkan dalam kondensor dan cooler, sedangkan yang berupa cairan dimasukkan dalam cooler.

Didalam kondensor dan cooler terjadi kontak tidak langsung antara kedua fluida yang mempunyai perbedaan temperatur. Maka terjadi perpindahan panas secara konduksi antara kedua fluida.

Adapun proses pengembunan dan pendinginan itu sendiri dapat dijelaskan sebagai berikut:

a) Residu dari hasil bawah residu stripper

Residu setelah melewati HE-5 kemudian masuk ke HE-4, lalu menuju ke Box Cooler BC1 pada suhu $\pm 110^{\circ}\text{C}$. Didalam box cooler terjadi kontak tidak langsung dengan air pendingin bersuhu 26°C yang berasal dari cooling tower.

Residu mengalami pengurangan panas karena memberikan sebagian panasnya kepada air, sehingga suhu residu menjadi turun. Sedangkan air mengalami penambahan panas, sehingga suhu air menjadi naik. Residu dari box cooler BC-1 pada suhu 75°C , sedangkan air pada suhu 32°C .

b) Parafin High Solar dari hasil bawah kolom fraksinasi C-1

Parafin High Solar dari hasil bawah kolom fraksinasi C-1 masuk ke C-4 Solar stripper pada suhu 270°C . Kemudian masuk ke box cooler BC-2 pada suhu 270°C . Di dalam box cooler terjadi kontak langsung dengan air pendingin bersuhu 26°C yang berasal dari cooling tower.

Solar mengalami pengurangan panas karena memberikan sebagian panasnya kepada air, sehingga suhu Solar menjadi turun. Sedangkan air mengalami penambahan



panas, sehingga suhu air menjadi naik. Solar keluar dari box cooler BC-2 pada suhu 78°C, sedangkan air pada suhu 30°C.

c) Solar dari hasil bawah solar stripper (C-4)

Solar setelah melewati HE-2,3 masuk ke cooler CL-6,10,11 pada suhu 100°C. Di dalam cooler terjadi kontak tidak langsung dengan air pendingin bersuhu 26°C yang berasal dari cooling tower.

Solar mengalami pengurangan panas karena memberikan panasnya kepada air, sehingga suhu solar menjadi turun. Sedangkan air mengalami penambahan panas, sehingga suhu air menjadi naik. Solar keluar dari cooler pada suhu 40°C, sedangkan air pada suhu 32°C.

d) Pertasol CC dari hasil samping kolom fraksinasi 1(C-1)

Pertasol CC masuk ke cooler CL-1,2 pada suhu 100°C. Di dalam cooler terjadi kontak tidak langsung dengan air pendingin bersuhu 26°C yang berasal dari cooling tower. Pertasol CC keluar cooler pada suhu 45°C dan air pada suhu 32°C.

e) Naptha dari hasil bawah kolom fraksinasi 2 (C-2)

Naptha masuk ke cooler CL-13,14 pada suhu 122°C. Di dalam cooler terjadi kontak tidak langsung dengan air pendingin yang bersuhu 26°C, yang berasal dari cooling tower. Naptha keluar dari cooler pada suhu 40°C, sedangkan air keluar pada suhu 32°C.

f) Pertasol CB dari hasil samping kolom fraksinasi 2 (C-2)

Pertasol CB masuk ke cooler CL-5,9 pada suhu 111°C. Di dalam cooler terjadi kontak tidak langsung dengan air pendingin bersuhu 26°C yang berasal dari cooling tower. Pertasol CB keluar dari cooler pada suhu 56°C, sedangkan air pada suhu 30°C.

g) Pertasol CA dari hasil atas kolom fraksinasi 2 (C-2)



Uap pertasol CA masuk ke kondensor CN 1-4 pada suhu 90°C . Didalam kondensor terjadi kontak tidak langsung dengan air pendingin bersuhu 26°C yang berasal dari cooling tower.

Pertasol CA keluar dalam bentuk cairan pada suhu 46°C kemudian dialirkan ke box cooler (BC 3-6) dan cooler (CL15,16), sedangkan air keluar dari kondensor pada suhu 32°C . Uap yang belum terkondensasikan dalam kondensor CN 1-4, dimasukkan dalam sub-kondensor CN 5-12 pada suhu 46°C .

Setelah melewati kondensor, uap pertasol CA berubah menjadi cair dan didinginkan dalam cooler (CL-4). Pertasol keluar dari cooler pada suhu 39°C , sedangkan air pada suhu 30°C . Walaupun sudah beberapa kali kondensasi, masih ada uap dalam jumlah relatif kecil yang tidak dapat berubah menjadi cair dan uap ini dibuang ke udara sebagai gas flare.

4. Pemisahan

Produk yang didinginkan dalam cooler kemudian mengalami proses pemisahan dalam separator. Proses pemisahan berdasarkan berat jenis produk minyak dengan air, karena berat jenis air lebih besar daripada minyak, mengakibatkan air berada dibagian bawah dan produk minyak dibagian atas. Air akan keluar melalui bagian bawah separator dan produknya ditampung dalam tangki penampungan.

c. Proses Treating

Minyak bumi mengandung kotoran-kotoran hidrogen sulfida (H_2S), merchantan (RSH), MgCl_2 , NaCl dan lain-lain dalam jumlah tertentu.

Kotoran-kotoran tersebut tidak diinginkan dalam pengolahan karena dapat menimbulkan korosi yang dapat merusak peralatan proses

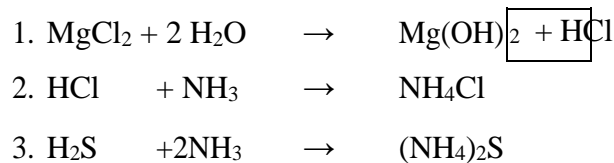


dan juga dapat menurunkan mutu produk. Untuk mencegah hal tersebut maka dilakukan injeksi NH_3 pada puncak kolom fraksinasi serta soda treating.

1. Ammonia (NH_3)

Ammonia bertujuan untuk mencegah dan mengurangi korosi.

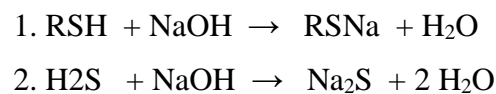
Reaksi:



Garam-garam yang terbentuk dalam air dapat dipisahkan dalam separator.

Penambahan soda dimaksudkan untuk menghilangkan merchaptan dan senyawa belerang lainnya.

Reaksi:



Kadar larutan kaustik soda yang digunakan berkadar 25%. RSNa dan Na_2S yang terjadi akan larut dalam larutan soda dan secara setting dapat dipisahkan dari pertasol. Jadi soda treating bertujuan untuk menghindari senyawa-senyawa belerang yang terkandung dalam pertasol karena senyawa-senyawa ini bisa mengakibatkan korosi pada pipa maupun tangki.

d. Proses Blending

Blending adalah suatu proses pencampuran dua atau lebih minyak bumi dari suatu proses pengolahan yang berbeda spesifikasinya, untuk mendapatkan minyak jenis baru yang memenuhi persyaratan atau proses pencampuran minyak bumi hasil pengolahan dengan suatu zat kimia tertentu untuk memperbaiki salah satu spesifikasi yang ada pada minyak bumi tersebut sehingga memenuhi ketentuan yang ada sesuai dengan kebutuhannya.



e. Peralatan Utama Unit Distilasi

Unit kilang pada PPSDM Migas mempunyai beberapa alat utama yang digunakan pada proses pengolahan minyak mentah (crude oil) menjadi produk minyak bumi. Untuk dapat terlaksananya proses pengolahan, maka dibutuhkan peralatan pokok antara lain :

1. Pompa

Fungsi pompa di kilang adalah untuk mengalirkan cairan dari suatu tempat ketempat lain, atau dari tempat yang lebih rendah ke tempat yang lebih tinggi. 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 :

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 C1 dan C2.

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 tangki.

2. Alat Penukar Panas 5 unit (HE-1,2,3,4,5)

Adalah alat untuk memanaskan crude oil dengan memanfaatkan panas produk kilang yang akan didinginkan. HE berfungsi sebagai pemanas awal (preheater) crude oil untuk tujuan efisiensi panas. HE yang digunakan adalah jenis Shell and Tube



Heat Exchanger, Crude Oil dilewatkan pada tube dan produk panas dalam shell.

Jumlah HE yang dioperasikan ada lima unit, dua HE memanfaatkan panas produk residu, satu HE memanfaatkan panas produk naphta, dan dua HE memanfaatkan panas produk solar, sehingga temperature crude oil naik dari kurang lebih 33 °C menjadi kurang lebih 140 °C.

3. Dapur Pemanas / Furnance 6 unit (F-1,2,3,4,5,6)

Berfungsi untuk memanaskan crude oil dari kurang lebih 140 °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.

4. Evaporator

Berfungsi untuk memisahkan antara uap dan cairan (residu) dari crude oil yang sudah dipanaskan dari furnance. Jumlah evaporator ada satu unit.

5. 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

6. Kolom Stripper

Berfungsi untuk menguapkan kembali fraksi ringan yang terikut pada suatu produk. Ada dua stripper yang dioperasikan yaitu : satu unit untuk stripper solar, satu unit untuk stripper residu, dan satu unit untuk CC stripper.

7. Condensor

Berfungsi untuk mencairkan produk uap solvent ringan (pertasol CA) dari puncak kolom C-2. Ada 12 unit condenser yang dioperasikan, empat unit condenser sebagai partial condensor dan delapan unit condensor sebagai total condenser.



8. Cooler

Berfungsi untuk mendinginkan produk cair panas menjadi produk dingin sesuai temperature yang dikehendaki. Ada 14 cooler type shell and tube dan enam box cooler yang dioperasikan

9. Separator

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

10. Tangki

Berfungsi untuk menampung atau menyimpan crude oil dan produk – produknya. Ada 44 tangki yang dioperasikan.

II.2 Uraian Tugas Khusus

II.2.1 Kolom Fraksinasi II (C-2)

Distilasi fraksinasi adalah proses pemisahan untuk larutan yang mempunyai perbedaan titik didih yang tidak terlalu jauh yaitu sekitar 30°C atau lebih. Karakteristik bahan pada distilasi fraksinasi adalah cairan yang mempunyai titik didih yang tidak terlalu jauh yaitu sekitar 30°C atau lebih. Aplikasi dari distilasi jenis ini adalah digunakan untuk industri minyak mentah, untuk memisahkan komponen-komponen dalam minyak mentah.

Perbedaan distilasi fraksinasi dengan distilasi sederhana adalah adanya kolom fraksinasi. Di kolom ini terjadi pemanasan secara bertahap dengan suhu yang berbeda-beda setiap platnya. Pemanasan yang berbeda-beda ini bertujuan untuk pemurnian distilat yang lebih dari plate-plate dibawahnya. Semakin keatas, semakin tidak volatile cairannya.

Tujuan dari penggunaan kolom ini adalah untuk memisahkan uap campuran senyawa dan air yang titik didihnya hampir sama atau tidak begitu berbeda. Sebab dengan adanya penghalang dalam kolom fraksinasi menyebabkan uap yang titik didihnya sama akan sama-sama menguap atau senyawa yang titik didihnya rendah akan naik terus hingga akhirnya mengembun dan turun sebagai destilat, sedangkan senyawa yang titik didihnya lebih tinggi jika belum mencapai harga titik didihnya maka senyawa tersebut



akan menetes kembali kedalam labu distilasi, yang akhirnya jika pemanasan dilanjutkan terus akan mencapai harga titik didihnya. Senyawa tersebut akan menguap, mengembun, dan turun atau menetes sebagai distilat.

Kolom fraksinasi II (C-2) berfungsi untuk memisahkan fraksi-fraksi pertasol CA dan pertasol CB berdasarkan trayek titik didinya. Unit distilasi atmosferis merupakan suatu unit yang bertugas untuk melaksanakan seluruh rangkaian kegiatan pemisahan minyak mentah (crude oil) menjadi produk-produk minyak bumi berdasarkan perbedaan titik didih komponen pada tekanan 1 atm. Bertujuan untuk memisahkan fraksi-fraksi yang ada pada crude oil menjadi produk-produk yang dikehendaki pada tekanan atmosfer.

Tahap distilasi dilakukan didalam kolom distilasi jenis bubble cap tray tower dan terdiri dari 16 buah tray dengan suhu puncak kolom $\pm 129^{\circ}\text{C}$ dan suhu dasar kolom $\pm 270^{\circ}\text{C}$.

Fraksi minyak selain hasil atas kolom fraksinasi I (C-I) yang masuk ke kolom fraksinasi II (C-II) sebagai umpan adalah :

1. Top produk dari kolom C-I berupa uap pertasol CA dan pertasol CB dengan suhu $\pm 128^{\circ}\text{C}$
2. Sebagian dari pertasol CA yang diambil dari Tangki 115 (T.115) masuk ke kolom C-II pada suhu $\pm 40^{\circ}\text{C}$ dengan tekanan absolut $1,5 \text{ kg/cm}^2$.

Hasil pemisahan dari kolom fraksinasi II (C-II) adalah :

1. Hasil atas berupa pertasol CA yang keluar pada suhu $\pm 91,7^{\circ}\text{C}$.
2. Side stream dari plate nomer 7-14 berupa pertasol CB yang keluar pada suhu $\pm 100^{\circ}\text{C}$
3. Naphta sebagai hasil bawah kolom C-II yang keluar pada suhu $\pm 100^{\circ}\text{C}$

Didalam kolom fraksinasi II (C-II), cairan (refluk) akan turun ke bawah kolom melewati tray-tray yang ada dalam kolom. Dengan adanya weir yang ada pada setiap tray, maka cairan yang ini akan mengisi tray dengan ketinggian tertentu, sedangkan cairan yang melebihi weir akan turun ke tray yang ada dibawahnya melalui down corner. Sedangkan uap yang berasal dari feed akan bergerak naik keatas melalui riser. Dengan adanya cap, uap dan cairan yang diikuti transfer panas dan transfer massa.



Transfer panas ini terjadi karena uap akan memindahkan sebagian panasnya ke cairan sehingga uap akan turun semua. Uap yang menembus cairan akan membentuk gelembung-gelembung, dimana uap yang titik didihnya lebih rendah dari suhu uap yang naik akan tetap berupa uap dan akan naik keatas. Sedangkan uap yang titik didihnya lebih tinggi dari suhu uap yang naik, akan berubah fase menjadi cairan dan akan terikut sebagai fase cair. Transfer panas ini berlangsung pada setiap tray dan diikuti dengan perpindahan massa, sehingga akan terjadi kesetimbangan uap-cair.

Pada keadaan setimbang, uap yang berhasil lolos dan masuk pada tray yang di atasnya merupakan uap yang titik didihnya rendah, sehingga semakin keatas maka akan semakin rendah suhunya. Sebaliknya, semakin kebawah suhunya akan semakin tinggi. Dengan demikian fraksi yang bertitik didih rendah akan keluar sebagai hasil atas, sedangkan fraksi yang bertitik didih tinggi akan keluar sebagai hasil bawah dan sebagian akan keluar sebagai hasil samping (side stream).

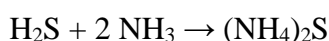
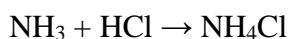
Adapun produk-produk yang dihasilkan pada kolom fraksinasi II (C-II) sebagai berikut :

1. Hasil atas kolom fraksinasi II (C-II)
Berupa pertasol CA yang keluar pada suhu 98°C dan tekanan 1,08 atm.
2. Hasil samping (side stream) kolom fraksinasi II (C-II)
Berupa pertasol CB yang keluar dari tray pada suhu 92°C.
3. Hasil bawah kolom fraksinasi II (C-II)
Berupa naphta yang keluar pada suhu 85°C.

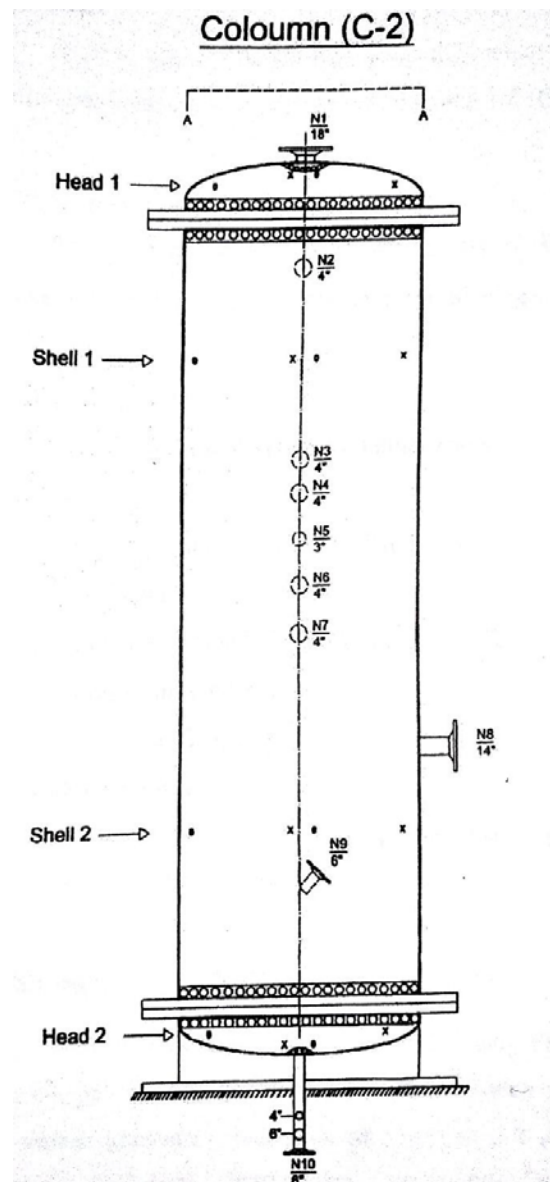
Pada top kolom fraksinasi I (C-I) dan top kolom fraksinasi II (C-II) diinokulasi NH_3 untuk mengikat asam klorida (HCl) yang berasal dari garam-garam tana yang terikat dan menikat H_2S yang terdapat pada minyak mentah.

Dengan pengikatan ini, maka kadar asam dapat dikurangi sehingga pH dapat diusahakan netral dan korosi dapat ditanggualangi.

Reaksi yang terjadi :



NH_4Cl dan $(\text{NH}_4)_2\text{S}$ yang terbentuk uap dan bersifat larut dalam air, setelah melalui kondensor bersama-sama uap akan terkondensasi larut dalam air. Pemisahannya dengan produk dilakukan dengan separator berdasarkan berat jenisnya dimana NH_4Cl dan $(\text{NH}_4)_2\text{S}$ terlarut dalam air dan keluar melalui bagian bawah separator karena mempunyai berat jenis yang lebih besar daripada produk.



Gambar II.1 Kolom Fraksinasi II (C-2)



II.2.2 Metodologi

Berikut adalah metodologi yang digunakan dalam proses perhitungan neraca massa pada kolom fraksinasi II (C-II), yaitu :

1. Pengumpulan data

Pengumpulan data dalam mengevaluasi kinerja kolom fraksinasi II (C-II) di unit kilang PPSDM Migas ini diperoleh dari :

- a) Data lapangan
 - 1) Data suhu masuk dan suhu keluar fraksinasi II (C-II).
- b) Control Room
 - 1) Data kapasitas crude oil dan bahan bakar (solar) yang dibutuhkan.
 - 2) Data spesifikasi kolom fraksinasi II (C-II).
- c) Laboratorium Unit Kilang
 - 1) Data specific gravity.
- d) Buku Literatur
Berupa langkah-langkah perhitungan (process heat transfer- D.Q. Kern).

II.2.3 Perhitungan Neraca Massa dan Neraca Panas

Pengambilan data dilakukan di Unit Kilang PPSDM (Pusat Pengembangan Sumber Daya Manusia) Migas Cepu pada tanggal 10-12 Agustus 2019. Pertasol CC diolah sesuai dengan permintaan konsumen, jadi pada tanggal 10-12 Agustus 2019 pertasol CC tidak diproduksi dikarenakan tidak adanya permintaan dari konsumen.

1. Neraca Massa Evaporator

Kondisi Operasi

Umpan masuk	: 231498,3623 kg/hari
SG 60/60°F	: 0,8417
Suhu umpan masuk	: 592, 82°F
Tekanan umpan masuk	: 0,2467 kg/cm ²



Tabel II.1 Data Distilasi ASTM Crude Oil

%Distilasi	Crude oil	
	°C	°f
0	90	194
10	112	233,6
20	138	280,4
30	178	352,4
40	215	419
50	249	480,2
60	276	528,8
70	300	572
80	360	680
90	390	734
Max	300	572

Tabel II.2 Data Produk yang dihasilkan pada tanggal 10 Agustus 2019

komponen	Volume (L/hari)	Densitas 15 ^o c (Kg/L)	Massa (Kg/hari)	%V
Crude Oil (feed masuk)	278303	0,8400	233774,52	100
Pertasol CA	33657	0,7201	24236,41	12,0937
Pertasol CB	6285	0,7578	4762,77	2,2583
Solar	191420	0,8366	160141,97	68,7811
Residu	46002	0,9263	42611,65	16,5295
Jumlah	277364		231752,80	99,6626
Losses	939		2021,72	0,3374



Tabel II.3 Data Produk yang dihasilkan pada tanggal 11 Agustus 2019

komponen	Volume (L/hari)	Densitas (Kg/L)	Massa (Kg/hari)	%V
Crude Oil	275241	0,843	232028,163	100
Pertasol CA	39568	0,7201	28492,9168	14,37576524
Pertasol CB	0	0,7607	0	0
Solar	185834	0,8409	156267,8106	67,5168307
Residu	48981	0,9261	45361,3041	17,79567724
Jumlah	274383		230122,0315	99,68827319
Losses	858		1906,1315	0,311726814

Tabel II.4 Data Produk yang dihasilkan pada tanggal 12 Agustus 2019

komponen	Rate (L/hari)	Densitas (Kg/L)	Massa (Kg/hari)	%V
Crude Oil	271566	0,8421	228685,7286	100
Pertasol CA	2003	0,721	1444,163	0,737573923
Pertasol CB	23756	0,7643	18156,7108	8,747781386
Solar	178884	0,8459	151317,9756	65,87127991
Residu	42105	0,9252	38955,546	15,50451824
Jumlah	246748		209874,3954	90,86115346
Losses	818		18811,3332	0,301215911



Tabel II.5 Data Produk rata- rata yang dihasilkan dari tanggal 10-12 Agustus 2019

komponen	Rate (L/hari)	Densitas (Kg/L)	Massa (Kg/hari)	% V
Crude Oil	275036,6667	0,8417	231498,3623	100
Pertasol CA	25076	0,7204	18064,7504	9,117329811
Pertasol CB	10013,66667	0,7609	7619,732756	3,640847887
Solar	185379,3333	0,8411	155928,7366	67,40167978
Residu	45696	0,9259	42308,4032	16,614512
Jumlah	266165		223921,6229	96,77436948
Losses	8872		7576,7394	3,225630522

Tabel II.6 Data Hubungan antara Suhu ASTM dan Suu EFV (1 atm) crude oil

%Distilasi	Suhu ASTM		interval 1 %	Suhu EFV	
	T oF	ΔT		ΔT	T oF
0	194				229,2
		39,6	0-10	40	
10	233,6				269,2
		118,8	10-30	112	
30	352,4				381,2
		127,8	30-50	81	
50	480,2				462,2
		91,8	50-70	58	
70	572				520,2
		162	70-90	66	
90	734				586,2

a. mengubah suhu distilasi ASTM menjadi suhu distilasi EFV

$$\text{suhu ASTM 50\%} = 480,2 \quad ^\circ\text{F}$$

$$\text{suhu ASTM 30\%-ASTM10\%} = 118,8 \quad ^\circ\text{F}$$



dari fig 12.8 edmister

$$\begin{aligned} \text{diperoleh koreksi suhu} &= -18 \\ \text{sehingga suhu EFV 50\%} &= \text{suhu ASTM 50\%} + \text{koreksi suhu} \\ &= 480,2 + -18 \\ &= 462,2 \quad ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

b. Neraca Massa Evaporator

$$\begin{aligned} \text{Suhu masuk evaporator} &= 592,82 \quad ^\circ\text{F} \\ \text{Tekanan masuk evaporator} &= 0,2647 \quad \text{kg/cm}^2 \\ &= 0,2387 \quad \text{atm} \\ \text{Tekanan Absolut} &= 1 + \text{Tekanan masuk evaporator} \\ &= 1 + 0,2387 \quad \text{atm} \\ &= 1,2387 \quad \text{atm} \\ &= 941,4379 \quad \text{mmHg} \end{aligned}$$

Berdasarkan Figure 5-27. Vapor pressure and boiling point correction. Pada suhu masuk evaporator 592,82 °F dengan tekanan 760 mmHg (1 atm) didapat T boiling 10 °F dan pada suhu masuk evaporator 575 °F dengan tekanan 941,4379 mmHg (x atm) didapat T boiling 565 °F. Jadi selisih (575 – 565 = 10) °F.



Tabel II.7 Data Hubungan Antara Suhu ASTM dan Suhu EFV (1,24 atm)

%Distilasi	Suhu ASTM		interval %	Suhu EFV	
	T °F	ΔT		ΔT	T °F
0	194				239,2
		39,6	0-10	40	
10	233,6				279,2
		118,8	10-30	112	
30	352,4				391,2
		127,8	30-50	81	
50	480,2				472,2
		91,8	50-70	58	
70	572				520,2
		162	70-90	66	
90	734				586,2

Berdasarkan grafik EFV operasi, pada suhu umpan 592 °F diperoleh % crude oil yang menguap sebesar 48%. Sehingga didapatkan :

Crude oil masuk evaporator = 231498,362 kg/hari

Crude oil dalam fase uap = 48% x 231498,362 kg/hari
= 111119,214 kg/hari

Crude oil dalam fase cair = 120379,148 kg/hari
= 143019,067 L/hari

Menurut Nelson hal 232, kebutuhan steam stripping pada evaporator untuk crude oil adalah 0,4 – 1,2 lb/gal. jika diambil kebutuhan steam 1,2 lb/gal, maka :

Kebutuhan steam = 1,2 lb/gal x 0,264 gal/L x 143019,067
L/hari x 0,453 kg/lb
= 20524,723 kg/hari

Dari figure 7-3 Nelson, untuk kebutuhan steam 1,2 lb/gal diperoleh crude oil yang menguap karena adanya steam sebesar 3,5%, sehingga :

Crude oil menguap karena steam = 3,5 % x 120379,148 kg/hari



$$\begin{aligned} &= 4213,27019 \text{ kg/hari} \\ \text{Top produk evaporator} &= \text{Crude oil dalam fase uap} + \text{Crude oil menguap karena steam} \\ &= 111119,214 + 4213,27019 \text{ kg/hari} \\ &= 115332,484 \text{ kg/hari} \\ \text{Bottom produk evaporator} &= \text{Crude oil dalam fase cair} - \text{Crude oil menguap karena steam} \\ &= 143019,067 - 4213,27019 \text{ kg/hari} \\ &= 116165,878 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

Tabel II.8 Neraca Massa Evaporator

Komponen	Massa Masuk (kg/hari)	Massa Keluar (kg/hari)
Crude Oil	231498,362	
Steam	20524,7235	20524,7235
Top Produk		115332,4881
Bottom Produk		116165,8782
Total	252023,086	252023,086

1. Neraca Massa Stripper C-5

$$\begin{aligned} \text{Umpan masuk menara C-5} &= \text{Bottom produk evaporator} \\ &= 116165,8782 \text{ kg/hari} \\ &= 138013,3993 \text{ L/hari} \end{aligned}$$

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

$$\begin{aligned} \text{Bottom produk (residu)} &= 42308,4032 \text{ kg/hari} \\ &= 45696 \text{ L/hari} \\ \text{Top produk C-5} &= \text{Umpan masuk C-5} - \text{Residu} \end{aligned}$$



$$= 116165,8782 - 42308,4032 \text{ kg/hari}$$

$$= 73857,475 \text{ kg/hari}$$

Menurut Nelson hal 232, kebutuhan steam stripping untuk residu adalah 0,4 - 1 lb/gal. Jika diambil kebutuhan steam 1 lb/gal, maka:

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan steam} &= 1 \text{ lb/gal} \times 0,264 \text{ gal/L} \times 45696 \\ &\text{L/hari} \times 0,453 \text{ kg/lb} \\ &= 5092,2708 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

Tabel II.9 Neraca Massa Stripper C-5

Komponen	Massa Masuk (kg/hari)	Massa Keluar (kg/hari)
Bottom Produk Evaporator	116165,8782	
Steam	5092,2708	5092,2708
Uap Top C-5		73857,475
Residu		42308,4032
Total	121258,149	121258,149

2. Neraca Massa Stripper C-4

Pada bottom produk menara C-4 merupakan solar, sehingga diperoleh:

$$\text{Bottom produk (solar)} = 155928,737 \text{ kg/hari}$$

Menurut Nelson hal 232, kebutuhan steam stripping untuk solar adalah 0,2 - 0,6 lb/gal. Jika diambil kebutuhan steam 0,6 lb/gal, maka dari figure 7-3 Nelson untuk kebutuhan steam tersebut diperoleh % penguapan karena adanya steam sebesar 6,8 %, sehingga :

$$\begin{aligned} \text{Umpan masuk menara C-4} &= \frac{100}{100-6,8} \times 155928,74 \text{ kg/hari} \\ &= 167305,5113 \text{ kg/hari} \\ &= 198904,86 \text{ L/hari} \end{aligned}$$



$$\begin{aligned} \text{Jumlah uap yang terbentuk} &= \text{Umpan masuk} - \text{Bottom produk} \\ &= 167305,5113 - 155928,736 \\ &\text{kg/hari} \\ &= 11376,77477 \text{ kg/hari} \\ \text{Kebutuhan steam} &= (0,6 \text{ lb/gal} \times 0,264 \text{ gal/L} \times \\ &\quad 198904,86 \text{ L/hari} \times 0,453 \text{ kg/lb}) \\ &= 14272,4583 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

Tabel II.10 Neraca Massa Stripper C-4

Komponen	Massa Masuk (kg/hari)	Massa Keluar (kg/hari)
Side Stream C-1	167305,511	
Steam	1422,4583	1422,4583
Uap		11376,77477
Residu		155928,7366
Total	181577,9697	181577,9697

3. Neraca Massa Kolom Fraksinasi C-1

$$\text{Bottom produk (Solar)} = 155928,7366 \text{ kg/hari}$$

Digunakan reflux C-1 berupa pertasol CB, sehingga :

Umpan masuk menara C-1 :

$$\begin{aligned} - \text{ Dari top produk evaporator} &= 115332,484 \text{ kg/hari} \\ - \text{ Dari top produk stripper C-5} &= 73857,475 \text{ kg/hari} \\ - \text{ Dari top produk stripper C-4} &= 11376,7748 \text{ kg/hari} \\ - \text{ Reflux C-1} &= 118,4667 \text{ m}^3/\text{hari} \\ &= 118,4667 \times 1000 \times 0,7791 \\ &= 90145,23556 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

Umpan keluar menara C-1 :

$$\begin{aligned} - \text{ Inlet C-4} &= 167305,5113 \text{ kg/hari} \\ &= 198904,864 \text{ L/hari} \\ - \text{ Top Produk C-1} &= 25684,48316 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$



Menurut Nelson hal 232, kebutuhan steam untuk crude oil adalah 0,4 - 1,2 lb/gal. Jika diambil kebutuhan steam 1,2 lb/gal, maka:

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan steam} &= (1,2 \text{ lb/gal} \times 0,264 \text{ gal/L} \times \\ &155928,7366 \text{ kg/hari} \times 0,453 \text{ kg/lb}) \\ &/ 0,8411 \text{ kg/L} \\ &= 24789,9626 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

Tabel II.11 Neraca Massa Kolom Fraksinasi C-1

Komponen	Massa masuk (kg/hari)	Massa keluar (kg/hari)
Uap crude oil	115332,484	
Top C-4	11376,7748	
Top C-5	73857,475	
Reflux	90145,2356	90145,2356
Steam	24789,9626	24789,9626
Top Produk C-1		25684,48316
Inlet C-4		167305,5113
Losses		7576,7394
Total	315501,932	315501,932

4. Neraca Massa Kolom Fraksinasi C-2

$$\begin{aligned} \text{Umpan masuk kolom C-2} &= \text{Top produk kolom Fraksinasi (C1)} \\ &= 25684,48316 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

$$\text{Steam dari kolom C-1} = 24789,96258 \text{ kg/hari}$$

Digunakan reflux C-2 berupa pertasol CA, sehingga :

$$\begin{aligned} \text{Refflux C-2} &= 94,5667 \text{ m}^3/\text{hari} \\ &= 94,5667 \times 1000 \times 0,73 \\ &= 68125,8267 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

Menurut Nelson hal 232, kebutuhan steam stripping untuk naptha (pertasol CB) adalah 0,2 – 0,5 lb/gal. Jika diambil kebutuhan steam 0,5 lb/gal, maka:



$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan steam} &= (0,5 \text{ lb/gal} \times 0,264 \text{ gal/L} \times 7619, \\ &7328 \text{ kg/hari} \times 0,453 \text{ kg/lb}) / 0,709 \text{ kg/L} \\ &= 598,777212 \text{ kg/hari} \\ \text{Steam} &= \text{Steam dari C-1} + \text{Kebutuhan steam} \\ &= 24789,96 \text{ kg/hari} + 598,78 \text{ kg/hari} \\ &= 25388,73979 \text{ kg/hari} \\ \text{Top produk C-2} \\ \text{Pertasol CA} &= 18064,7504 \text{ kg/hari} \\ \text{Bottom Produk} \\ \text{Pertasol CB} &= 7619,732756 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

Tabel II.12 Neraca Massa Kolom Fraksinasi C-2

Komponen	Massa Masuk (kg/hari)	Massa Keluar (kg/hari)
Top Produk C-1	25684,4832	
Reflux C-2	68125,8267	68125,8267
Steam	25388,73979	25388,73979
Pertasol CA		18064,7504
Pertasol CB		7619,732756
Total	119199,05	119199,05

5. Neraca Panas Kolom Fraksinasi C-2

Kondisi Operasi Kolom Fraksinasi C-2 :

$$\text{Suhu Operasi Atas} = 200,36 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Tekanan Operasi Atas} = 0,1553 \text{ Kg/ cm}^2$$

1) Panas Masuk

a. Fraksi ringan

Diasumsikan umpan masuk kolom fraksinasi C-2 yaitu top produk dari kolom fraksinasi C-1 yang merupakan fraksi



ringan campuran dari pertasol CA, pertasol CB. Dan Naptha (Reflux C-1).

$$\begin{aligned} m &= \text{massa CA} + \text{massa CB} \\ &= 18064,7504 + 7619,733 \quad \text{kg/hari} \\ &= 25684,4832 \quad \text{kg/hari} \\ &= 2360,404 \quad \text{lb/jam} \end{aligned}$$

$$\text{SG } 60/60^{\circ}\text{F} = 0,7204$$

$$\begin{aligned} ^{\circ}\text{API} &= \frac{141,5}{\text{SG}_{60^{\circ}\text{F}} - 131,5} \\ &= \frac{141,5}{0,7204} - 131,5 \\ &= 64,91866 \end{aligned}$$

Dari grafik W.L Nelson fig. 5.3 dengan suhu inlet kolom fraksinasi C-2 = 235,1 °F ; fase uap : °API = 64, 91866, diperoleh heat content (H) = 260 Btu/lb.

$$\begin{aligned} Q &= m \times H \\ &= 2360,404 \quad \text{lb/jam} \times 260 \quad \text{Btu/lb} \\ &= 613705 \quad \text{Btu/jam} \end{aligned}$$

b. Reflux C-2 = 68125, 83 kg/hari = 6260, 763 lb/jam

$$\text{SG } 60/60^{\circ}\text{F} = 0,7204$$

$$\begin{aligned} ^{\circ}\text{API} &= \frac{141,5}{\text{SG}_{60^{\circ}\text{F}} - 131,5} \\ &= \frac{141,5}{0,7204} - 131,5 \\ &= 64,91866 \end{aligned}$$

Dari grafik W.L Nelson fig. 5.3 dengan suhu operasi atas = 200, 36 °F ; fase cair : °API = 64, 91866, diperoleh heat content (H) = 240 Btu/lb.

$$\begin{aligned} Q &= m \times H \\ &= 6260,763 \quad \text{lb/jam} \times 240 \quad \text{Btu/lb} \\ &= 1502583 \quad \text{Btu/jam} \end{aligned}$$



$$\begin{aligned} \text{c. Steam masuk} &= 25388,74 \text{ kg/hari} \\ &= 2333,2252 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

Dari tabel saturated steam dengan suhu operasi = 200,36 °F ;
fase saturated steam diperoleh heat content (H) = 2861,6
Btu/lb.

$$\begin{aligned} Q &= m \times H \\ &= 2333,225 \text{ lb/jam} \times 2861,6 \text{ Btu/lb} \\ &= 6676757 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

Total panas masuk kolom fraksinasi C-2 :

$$\begin{aligned} Q &= 613705,04 \text{ Btu/jam} + 1502583,233 \text{ Btu/jam} + \\ &6676757 \text{ Btu/jam} \\ &= 8793045,5 \text{ Btu/jam} \\ &= 211033091 \text{ Btu/hari} \end{aligned}$$

2) Panas Keluar

$$\begin{aligned} \text{a. Pertasol CA} &= 18064,75 \text{ kg/hari} = 1660,151 \text{ lb/jam} \\ \text{SG } 60/60^\circ\text{F} &= 0,7204 \\ \text{°API} &= \frac{141,5}{\frac{59}{60} - 131,5} \\ &= \frac{141,5}{0,7204} - 131,5 \\ &= 64,91866 \end{aligned}$$

Dari grafik W.L Nelson fig. 5.3 dengan suhu operasi atas =
200,36 °F ; fase uap : °API = 64,91866; diperoleh heat
content (H) = 240 Btu/lb.

$$\begin{aligned} Q &= m \times H \\ &= 1660,151 \text{ lb/jam} \times 240 \text{ Btu/lb} \\ &= 398436,1 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{b. Reflux C-2} &= 68125,83 \text{ kg/hari} = 6260,763 \text{ lb/jam} \\ \text{SG } 60/60^\circ\text{F} &= 0,7204 \end{aligned}$$



$$\begin{aligned}\text{°API} &= \frac{141,5}{\text{SG}_{60/60^{\circ}\text{F}} - 131,5} \\ &= \frac{141,5}{0,7204} \\ &= 64,91866\end{aligned}$$

Dari grafik W.L Nelson fig. 5.3 dengan suhu operasi atas = 200,36 °F ; fase cair : °API = 64,91866 , diperoleh heat content (H) = 240 Btu/lb.

$$\begin{aligned}Q &= m \times H \\ &= 6260,7635 \text{ lb/jam} \times 240 \text{ Btu/lb} \\ &= 1502583,2 \text{ Btu/jam}\end{aligned}$$

c. Pertasol CB = 7619,733 kg/hari = 700,2534 lb/jam

$$\begin{aligned}\text{SG } 60/60^{\circ}\text{F} &= 0,76093 \\ \text{°API} &= \frac{141,5}{\text{SG}_{60/60^{\circ}\text{F}} - 131,5} \\ &= \frac{141,5}{0,76093} \\ &= 54,45584\end{aligned}$$

Dari grafik W.L Nelson fig. 5.3 dengan suhu operasi atas = 200,35 °F ; fase cair : °API = 54,45584 , diperoleh heat content (H) = 230 Btu/lb.

$$\begin{aligned}Q &= m \times H \\ &= 700,2534 \text{ lb/jam} \times 230 \text{ Btu/lb} \\ &= 11058,3 \text{ Btu/jam}\end{aligned}$$

d. Steam masuk = 25388,74 kg/hari
= 2333,225 lb/jam

Dari tabel saturated steam dengan suhu operasi = 200,36 °F ; fase saturated steam diperoleh heat content (H) = 2861,6 Btu/lb.

$$\begin{aligned}Q &= m \times H \\ &= 2333,225 \text{ lb/jam} \times 2861,6 \text{ Btu/lb}\end{aligned}$$



$$= 6676757 \text{ Btu/jam}$$

Total panas keluar kolom fraksinasi C-2 :

$$\begin{aligned} Q &= 398436,13 \text{ Btu/jam} + 1502583,233 \text{ Btu/jam} + \\ &161058,3 \text{ Btu/jam} + 6676757 \text{ Btu/jam} \\ &= 8738834,9 \text{ Btu/jam} \\ &= 209732036 \text{ Btu/hari} \end{aligned}$$

3) Jumlah panas hilang dari kolom fraksinasi C-2

$$\begin{aligned} Q_{\text{Loss}} &= \text{Jumlah panas masuk} - \text{jumlah panas keluar} \\ &= 211033091,2 \text{ Btu/hari} - 209732036,5 \text{ Btu/hari} \\ &= 1301054,747 \text{ Btu/hari} \end{aligned}$$

$$\text{Kehilangan panas} = \frac{1301054,747}{211033091,2} \times 100 \% = 0,62 \%$$

$$\text{Effisiensi kolom fraksinasi C-2} = (100 - 0,62) \% = 99,38 \%$$