



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 aspaltis, 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 $275\text{-}280^{\circ}\text{C}$, 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 kg/cm². 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 kg/cm².

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

Masuk pada plate nomor 2, pada suhu 292°C dan tekanan 0,21 kg/cm².

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

Masuk pada plate nomor 16, pada suhu 130°C dan tekanan 0,18 kg/cm².

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

Masuk pada plate nomor 12, pada suhu 258°C 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 refluks naptha dari Separator 2 yang sebelumnya telah didinginkan terlebih dahulu pada cooler. Cairan refluks 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 olehcap 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 partikel 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 $0,09 \text{ kg/cm}^2$.



b) Hasil samping kolom

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

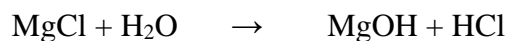
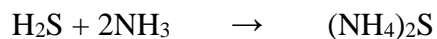
c) Hasil bawah kolom

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

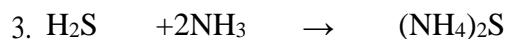
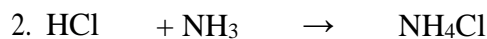
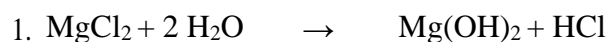
Minyak bumi mengandung kotoran-kotoran hidrogen sulfida (H₂S), merchaptan (RSH), MgCl₂, NaCl dan lain-lain dalam jumlah tertentu.

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 NH₃ pada puncak kolom fraksinasi serta soda treating.

1. Ammonia (NH₃)

Ammonia bertujuan untuk mencegah dan mengurangi korosi.

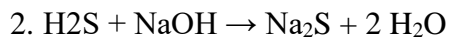
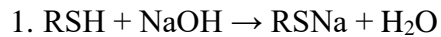
Reaksi:



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 condenser dan delapan unit condenser 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 Furnace

Furnace adalah suatu ruangan yang digunakan sebagai tempat pembakaran yang dilengkapi alat-alat pembakaran, seperti *burner* atau *stoker*. *Burner* adalah perlengkapan yang digunakan untuk melangsungkan pembakaran bahan bakar berupa gas dan cair, sedangkan yang digunakan sebagai bahan bakar padat disebut *stoker*. *Furnace* terdiri dari daerah radiasi dan daerah konveksi. Pada daerah radiasi tube umpan terkena radiasi panas dari pembakaran secara langsung dan pantulan dari dinding *furnace*, sedangkan pada daerah konveksi umpan panas terkena panas secara konveksi dari panas yang melewati sekat dari tube umpan yang lain:

1) Tipe Furnace

a) Tipe Furnace Berdasarkan Konstruksinya

Berdasarkan konstruksinya *furnace* dibedakan menjadi 3 macam yakni :

1. Furnace tipe silinder

Tipe ini berbentuk silinder tegak, tube pada daerah radiasi dipasang secara vertical. Tube yang satu dengan yang lainnya disambung dengan menggunakan U bend. Burner terletak pada lantai bagian bawah, sehingga nyala api sejajar dengan tube dapur.

2. Furnace tipe box

Tipe ini mempunyai bentuk kotak atau box, daerah radiasi dan konveksi dipisahkan oleh great wall. Dapur ini digunakan untuk kapasitas besar. Tube - tube dapur dipasang pada bagian atap, lantai dan sisi dari "bridge dapur", burner dipasang secara horizontal pada dinding *furnace*.

3. Furnace tipe kabin

Tipe kabin ini mempunyai kamar terdiri dari daerah radiasi dan konveksi. Tube-tube dipasang secara horizontal sedangkan burner terletak pada lantai *furnace*, sehingga nyala api sejajar dengan dinding *furnace*.



b) Tipe furnace Berdasarkan Draft Tekanan

Berdasarkan pengaturan tekanan dalam furnace, furnace dapat dibedakan menjadi 4 macam yakni :

1. Natural draft furnace

Perbedaan tekanan inlet dan outlet air register disebabkan perbedaan berat jenis. Berat jenis fuel gas yang keluar dari stack dengan berat jenis udara keluar. Masuknya udara di dalam furnace jenis ini dibantu juga dengan menggunakan ketinggian stack. Furnace yang masuk natural draft biasanya digunakan pada furnace yang mempunyai hambatan aliran yang kecil terhadap fuel gas, tanpa menggunakan air preheater, dan mempunyai stack yang cukup tinggi.

2. Forced draft furnace

Tekanan udara yang masuk melalui air register diperbesar dengan menggunakan blower sehingga dapat menjadi lebih besar. Biasanya digunakan pada furnace yang mempunyai hambatan terhadap aliran fuel gas yang kecil, mempunyai air preheater dan stack yang cukup tinggi.

3. Induced draft furnace

Furnace jenis ini pengaturan tekanan outlet air register diperkecil dengan menghisap aliran fuel gas menggunakan blower, sehingga draft menjadi lebih kecil. Jenis ini biasanya dipakai pada furnace yang mempunyai stack rendah dan hambatan terhadap aliran fuel gas yang cukup besar.

4. Balance draft furnace

Merupakan kombinasi antara forced draft dan induced draft dengan memperbesar tekanan supply inlet air register dan memperkecil tekanan outlet air register dengan bantuan blower. Jenis ini biasanya digunakan pada furnace yang mempunyai hambatan terhadap aliran fuel gas yang cukup besar, mempunyai air preheater, dan mempunyai stack yang rendah.



2) Bagian - Bagian Furnace

Dalam penggunaannya, furnace memiliki bagian-bagian dengan fungsi yang berbedabeda. Konstruksi furnace dapat dibedakan menjadi 4 bagian utama yaitu :

a. Dinding dapur

Dinding dapur terbuat dari baja (Carbon steel) yang dilapisi dengan isolasi, batu tahan api dan refractory yang semuanya itu bertujuan untuk mencegah terjadinya kehilangan panas.

b. Tube coil

Merupakan bagian yang paling penting pada instalasi furnace. Biasanya tube coil terdiri dari beberapa tube yang disambung dengan menggunakan U-bend. Apabila terjadi pembentukan kerak didalam tube furnace saat dibersihkan dengan menggunakan fasilitas Steam Air Decoding (SAD) mengingat beban panas dan tekanan yang berbeda dengan kondisi masing proses, maka pemilihan bahan tube dapat digolongkan sebagai berikut :

1. Untuk beban furnace 10000F, dipakai carbon steel
2. Untuk beban furnace 1000-20000F, dipakai chrome alloy steel
3. Untuk beban furnace >20000F, dipakai nikel dan chrome alloy steel

Tube yang dipasang pada daerah konveksi berguna untuk memperbesar perpindahan panas, sehingga dibutuhkan extended surface tube (tube bersirip).

c. Burner

Merupakan sarana pembakaran yang dilengkapi dengan sistem pengapian dan pencampuran dengan menggunakan udara primer dan sekunder serta sistem atomizing steam, sehingga bahan bakar dapat terbakar sempurna. Adapun jenis - jenis burner adalah :

1. Gas burner
2. Fuel oil burner
3. Combination burner



d. Stack

Material yang digunakan pada stack biasanya terbuat dari carbon steel pada temperatur stack perlu dijaga agar suhunya tidak terlalu tinggi supaya tidak terjadi korosi. Untuk menjaga agar kondisi temperatur stack tetap berada pada temperatur yang diharapkan, maka pada stack dipasang fasilitas - fasilitas diantaranya :

1. Damper: berfungsi untuk mengatur tekanan dan kecepatan aliran gas hasil pembakaran yang keluar dari stack.
2. Thermocouple: berfungsi untuk mengatur temperatur flue gas yang meninggalkan furnace
3. Sample Top: untuk pengambilan flue gas (sisa pembakaran) untuk dianalisa
4. Draft Gauge : untuk mengukur tekanan didalam ruang bakar

3) Metode Perhitungan

Metode yang digunakan untuk perhitungan ini adalah menggunakan metode Heat Losses yaitu dengan cara menghitung neraca panas pada furnace. Effisiensi furnace adalah kemampuan atau performa dari furnace untuk memberikan panas dari hasil pembakaran bahan bakar kepada cairan (fluida) yang dipanaskan dalam tube dapur. Metode yang dipergunakan dalam perhitungan ini adalah dengan menggunakan metode perhitungan panas yang hilang (Heat Losses) yaitu dengan cara menghitung panas yang masuk dapur dan menghitung panas yang keluar dapur

Effisiensi furnace digunakan untuk mengetahui seberapa besar panas yang dihasilkan oleh furnace untuk memanaskan bahan, dalam hal ini crude oil.

Effisiensi furnace diketahui dengan cara mengurangi panas yang masuk dengan panas yang keluar, kemudian dibagi dengan panas yang masuk dikalikan 100%. Atau dapat ditulis sebagai berikut :

$$\text{Effisiensi} = \frac{\text{panas masuk} - \text{panas keluar}}{\text{panas masuk}} \times 100 \%$$



II. 2. 2 Perhitungan Neraca Panas *Furnace*

II. 2. 2. 1 Data *Furnace*

a. Spesifikasi *Furnace*

Tipe	:	Box	
Kapasitas	:	200	m ³ /hari
Tinggi	:	7405	mm
Panjang	:	6000	mm
Lebar	:	3800	mm

Tube

Diameter	:	4	inch
Panjang	:	6000	mm
Jarak Antar Tube	:	350/330	mm
Tata Letak	:	Horizontal	
Bahan	:	Low Cr. Mo	
Bahan Bakar	:	Fuel Oil and Gas	

Temperature

Temperature dinding dalam <i>furnace</i>	:	587,7 °C = 1084,46 °F
Temperature dinding luar <i>furnace</i>	:	80 °C = 176 °F
Temperature lingkungan sekitar <i>furnace</i>	:	32 °C = 89,6 °F

b. Crude Oil

SG 60/60 Crude Oil	=	0,827	
°API	=	$\frac{141,5}{\frac{SG}{60} \text{ Crude Oil}} - 131,5$	
	=	39,60	
Temperature Crude Oil Masuk	=	138,33	°C
Temperature Crude Oil Keluar	=	339,93	°C
Tekanan Crude Oil Masuk	=	2,57	kg/cm ²
Tekanan Crude Oil Keluar	=	0.223	kg/cm ²
Jumlah Umpan Masuk	=	207	m ³ /hari
	=	8,625	m ³ /jam



c. Fuel Oil

$$\begin{aligned} \text{SG 60/60 Crude Oil} &= 0,83433 \\ \text{°API} &= \frac{141,5}{\frac{\text{SG}}{60} \text{ Crude Oil}} - 131,5 \\ &= 38,09 \\ \text{Jumlah Umpan Masuk} &= 6,065 \text{ m}^3/\text{hari} = 0,252 \text{ m}^3/\text{jam} \\ \text{Temperature Fuel Oil Masuk} &= 41,87 \text{ °C} = 107,36 \text{ °F} \\ \text{Water Content (\% wt)} &= 0,1 \\ \text{Tekanan Atmosfer} &= 14,7 \text{ Psi} \\ \text{Temperature Atmosfer} &= 32 \text{ °C} = 89,60 \text{ °F} \\ \text{Tekanan Uap Air pada 32 °C} &= 0,6982 \text{ Psi} \\ \text{Relative Humidity pada suhu 89,6 °F} &\text{ adalah } 50\% \\ \text{Perbandingan volume O}_2 \text{ dan N}_2 \text{ di atmosfer} &\text{ adalah } 21:79 \text{ H/C} = 1,1 \end{aligned}$$

d. Fuel Gas

Tabel II.1 Analisa fuel Gas

Komponen	A	B	C	D	E	F
	BM	%mol	Mol Fraksi	D= AxC (lb/lbmol)	LHV (Btu/cuft)	F=CxE (Btu/lb)
C ₃ H ₈	44	49	0,49	21,56	2371	1161,61
C ₄ H ₁₀	58	49	0,49	28,42	2977	1458,73
C ₅ H ₁₂	72	2	0,02	1,44	3479	73,58
Total	-	100	-	51,42	-	2694,1

LHV tiap komponen dapat dilihat pada tabel 9.18 (Robert Perry H.)

$$\begin{aligned} \Sigma F \text{ adalah LHV bahan bakar gas} &= 2694,1 \text{ Btu/lb} \\ \Sigma D \text{ adalah BM rata-rata fuel gas} &= 51,42 \text{ lb/lbmol} \\ \text{Temperature fuel gas masuk} &= 31,88 \text{ °C} = 89,38 \text{ °F} \\ \text{Tekanan fuel gas masuk} &= 0,03 \text{ kg/cm}^2 = 0,029 \text{ atm} \\ \text{Tekanan Absolut} &= 0,029 \text{ atm} + 1 \text{ atm} \\ &= 1,029 \text{ atm} \\ &= 1,029 \text{ atm} \times 14,7 \text{ psia} \end{aligned}$$



= 15,13 psia

e. Udara Pembakaran

Tekanan masuk dapur = 3,4 kg/cm²

Temperature masuk dapur = 32 °C = 89,60 °F

Tabel II.2 Data Temperatur Furnace, Crude Oil, dan Fuel Oil

Tanggal	T Crude Oil masuk (°C)	T Crude Oil keluar (°C)	T flue gas	T dinding dalam (°C)	T dinding luar furnace (°C)	T fuel oil masuk (°C)
03/12/2020	114,9	349,9	31.88	613,3	80	45
04/12/2020	106,4	348,1	31.88	609,1	78	42
07/12/2020	193,7	321,8	31.88	525,7	82	38,6
Rata-rata	138,33	339,93	31.88	584,7	80	41,87

Tabel II.3 Data Tekanan Crude Oil dan Fuel Oil

Tanggal	Tekanan crude oil masuk (kg/cm ²)	Tekanan crude oil keluar (kg/cm ²)
03/12/2020	2,6	0.292
04/12/2020	2,5	0.232
07/12/2020	2,6	0.234
Rata-rata	2,57	0.253

Tabel II.4 Data Kapasitas Crude Oil dan Fuel Oil

Tanggal	Kapasitas Crude oil masuk (m ³ /hari)	Kapasitas fuel oil masuk (m ³ /hari)
03/12/2020	213,7	6,889
04/12/2020	207,2	5,646
07/12/2020	200,1	5,661
Rata-rata	207	6,065

1. Perhitungan Neraca Panas Furnace

a. Perhitungan Panas Masuk

1. Mencari Jumlah Fuel Gas yang Digunakan

Pemakaian fuel gas dapat dihitung menggunakan persamaan “Robert D. Read” (Literature Furnace Operation Halaman 130)



$$W_s = 443,35 \frac{T_s}{P_s} \times d^{2,667} \times \sqrt{\frac{P_1^2 - P_2^2}{L \times SG \times T}}$$

Dimana :

Ws	: gas flow	(SCF/day)
d	: inside diameter	(inch)
P ₁	: initial pressure	(psia)
P ₂	: final pressure	(psia)
L	: length of line	(miles)
T	: absolute temperature of following gas	(°R)
T _s	: standart absolute temperature	(°R)
P _s	: standart pressure	(14,7 psia)

Diketahui :

P	: tekanan fuel gas masuk dapur	= 15,13 psia
R	: konstanta gas ideal	= 10,371 psia.cuft/lbmol °R
BM	: berat molekul	= 51,42 lb/lbmol
T	: temperature udara masuk dapur	= 549,27 °R
T _s	: temperature atmosfer	= 549,27 °R
P ₁	: tekanan absolute	= 15,13 psia
P ₂	: tekanan atmosfer	= 14,7 psia
P _s	: tekanan atmosfer	= 14,7 psia
D	: diameter	= 4 inch
L	: Panjang	= 6000 mm = 0,00373 mile

Menghitung Specific Gravity

$$\begin{aligned} P \cdot V &= n \cdot R \cdot T \\ P \cdot V &= (\text{massa}/\text{BM}) \times R \times T \\ \rho \text{ fuel gas} &= (P \times \text{BM}) / (R \times T) \\ &= (15,13 \times 51,42 \text{ lb/lbmol}) / (10,37 \text{ psia.cuft/lbmol } ^\circ\text{R}) \end{aligned}$$



$$\begin{aligned} & \times 549,27 \text{ } ^\circ\text{R}) \\ & = 0,136 \text{ lb/cuft} \\ \rho \text{ udara } (27^\circ\text{C}) & = 1,2 \quad \text{kg/m}^3 \\ & = 0,00749 \quad \text{lb/cuft} \\ \text{S.G fuel gas} & = \frac{\rho \text{ fuel gas}}{\rho \text{ udara}} = \frac{0,136}{0,074} = 1,815 \end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned} W_s & = 443,35 \frac{T_s}{P_s} \times d^{2,667} \times \sqrt{\frac{P_1^2 - P_2^2}{L \times SG \times T}} \\ & = 1241316,09 \text{ SCF/hari} \end{aligned}$$

Diketahui kondisi standar ($T = 77 \text{ } ^\circ\text{F}$, $P = 1 \text{ atm}$) setiap 1 lbmol gas = 359 ft^3 . Maka

fuel gas dalam berat adalah :

$$\begin{aligned} & = \frac{1241316,09 \text{ SCF/hari}}{359 \text{ cuft}} \times 25,06 \frac{\text{lb}}{\text{lbmo}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \\ & = 3610,42 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

2. Mencari Nilai Bakar Fuel Oil

$$\text{S.G. } 60/60 = 0,83433$$

$$^\circ\text{API} = 38,09$$

$$\text{Temperature fuel oil masuk furnace} = 107,36^\circ\text{F}$$

$$\text{Temperature Basis} = 60 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Mencari kandungan Hidrogen dalam fuel oil dengan asumsi fuel oil tidak mengandung sulfur (Formula Robert H. Perry persamaan 9-8)

$$H = 26 - 15S$$

Dimana : H = kandungan Hidrogen (%Wt)

$$S = \text{Specific Gravity } 60/60$$

$$\% \text{ wt Hidrogen} = 26 - 15(0,83433) = 13,485$$

$$\% \text{ Carbon} = 100 - \% \text{ Wt Hidogen}$$

$$= 100 - 13,485$$

$$= 86,515$$



Dari tabel 5-1 W.L. Nelson, Mid Boiling Point fuel oil = $339,93\text{ }^{\circ}\text{C} = 64,874\text{ }^{\circ}\text{F}$ (dari data crude oil keluar furnace) koreksinya $110\text{ }^{\circ}\text{F}$ (interpolasi tabel 5-1)

$$\begin{aligned}\text{Average Boiling Point fuel oil} &= 597,2\text{ }^{\circ}\text{F} - 110\text{ }^{\circ}\text{F} \\ &= 533,874\text{ }^{\circ}\text{F}\end{aligned}$$

Dari figure 5-23 W.L. Nelson, didapatkan harha $K = 9,7$

Dari figure 5-22 W.L. Nelson, Gross Heating Value (GHV) = 18110 Btu/lb

3. Mencari Lower Heating Value (LHV) fuel oil

(Formula Robert H. Perry persamaan 9-6)

$$QL = QH - 92,7H$$

Dimana : $QL = \text{LHV (Btu/lb)}$

$$QH = \text{GHV (Btu/lb)}$$

$H = \text{kandungan Hidrogen (\%Wt)}$

$$\begin{aligned}QL &= QH - 92,7H \\ &= 18110 - 92,7(13,485) \\ &= 16859\text{ Btu/lb}\end{aligned}$$

Maka,

$$GHV = 18110\text{ Btu/lb}$$

$$LHV = 16860\text{ Btu/lb}$$

Mencari masing-masing panas masuk

Basis : 1 jam operasi temperature dan tekanan standar ($T = 77\text{ }^{\circ}\text{F}$, $P = 1\text{ atm}$)

4. Panas Pembakaran Fuel Oil (Q1)

$$\text{S.G. fuel oil} = 0,8997$$

$$\begin{aligned}\rho \text{ fuel oil} &= \text{S.G. } 60/60 \text{ fuel oil} \times \rho \text{ air} \\ &= 0,8997 \times 1000\text{ kg/m}^3 \\ &= 899,7\text{ kg/m}^3\end{aligned}$$

Kebutuhan fuel oil

$$= 0,252\text{ m}^3/\text{jam} \times 899,7\text{ kg/m}^3 \times 2,205\text{ lb/kg} = 499,93\text{ lb/jam}$$

Panas pembakaran fuel oil



$$\begin{aligned} Q1 &= \text{Kebutuhan Fuel Oil} \times \text{LHV Fuel Oil} \\ &= 499,93 \text{ lb/jam} \times 16860 \text{ Btu/lb} \\ &= \mathbf{8428819,8 \text{ Btu/jam}} \end{aligned}$$

5. Panas Sensibel Fuel Oil (Q2)

$$\text{Temperatur fuel oil} = 107,36 \text{ }^\circ\text{F}$$

Dari figure 5-1 W.L. Nelson

$$\text{Pada temperatur } 113 \text{ }^\circ\text{F} \text{ didapatkan } c_p \text{ fuel oil} = 0,48 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$$

$$\text{Pada temperatur } 77 \text{ }^\circ\text{F} \text{ didapatkan } c_p \text{ fuel oil} = 0,44 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$$

$$\text{Maka } C_p \text{ rata-rata adalah } (0,48 + 0,44)/2 = 0,46 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$$

Panas sensibel fuel oil (Q2)

$$\begin{aligned} Q2 &= \text{Kebutuhan fuel oil} \times C_p \text{ fuel oil} \times (T2-T1) \\ &= 499,93 \text{ lb/jam} \times 0,48 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F} \times (107,36 - 77) \text{ }^\circ\text{F} \\ &= \mathbf{7285,38 \text{ Btu/jam}} \end{aligned}$$

6. Panas yang Dibawa Umpan (Q3)

$$\text{S.G. Crude Oil} = 0,827$$

$$\text{ }^\circ\text{API} = 39,6$$

$$\text{Temperatur umpan masuk} = 280,99 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Flow rate} = 207 \text{ m}^3/\text{hari}$$

$$\rho \text{ H}_2\text{O pada } 60 \text{ }^\circ\text{F} = 995,13 \text{ kg/ m}^3$$

$$\text{Massa umpan} = 207 \text{ m}^3/\text{hari} \times 995,13 \text{ kg/ m}^3 \times 0,827 \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \times$$

$$2,205 \text{ lb/kg}$$

$$= 15651,39 \text{ lb/jam}$$

Dari figure 5 halaman 807, didapatkan

$$C_p \text{ crude oil pada suhu } 60 \text{ }^\circ\text{F} \text{ adalah sebesar } 0,475 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$$

$$C_p \text{ crude oil pada suhu } 280,99 \text{ }^\circ\text{F} \text{ adalah sebesar } 0,59 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$$

$$\text{Faktor koreksi} = 0,88$$

$$\begin{aligned} C_p \text{ rata-rata} &= ((0,475 \times 0,88) + (0,59 \times 0,88))/2 \\ &= 0,4686 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$Q3 = m \times C_p \times \Delta T$$

$$= 15651,39 \text{ lb/jam} \times 0,4686 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F} \times (280,99 - 60) \text{ }^\circ\text{F}$$



$$= 1620793,997 \text{ /jam}$$

7. Panas Pembakaran Fuel Gas (Q4)

Temperatur fuel gas masuk furnace = 549,054 °R
Tekanan fuel gas masuk furnace = 1,029 atm
Kebutuhan fuel gas = 1241316,09 SCF/hari
Kebutuhan fuel gas pada tekanan 0,03 kg/ m² dan temperatur 31,88 °C
adalah :

$$V_0 = 1241316,09 \text{ SCF/hari}$$

$$P_0 = 1 \text{ atm}$$

$$T_0 = 491,67 \text{ °R}$$

$$P_1 = 1,029 \text{ atm}$$

$$T_1 = 549,054 \text{ °R}$$

P.V = n.R.T, karena n dan R adalah konstan maka persamaan tersebut
menjadi :

$$\frac{p_0 \times V_0}{T_0} = \frac{p_1 \times V_1}{T_1} = \text{konstan}$$

Sehingga :

$$V_1 = \frac{p_0 \times V_0 \times T_1}{T_0 \times P_1}$$

$$V_1 = \frac{1 \text{ atm} \times 1241316,09 \frac{\text{SCF}}{\text{hari}} \times 549,054 \text{ °R}}{1,029 \text{ atm} \times 491,67 \text{ °R}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$$

$$V_1 = 56130,26831 \text{ cuft/jam}$$

Jadi panas pembakaran *fuel gas* (Q4) adalah

$$\begin{aligned} Q_4 &= \text{Kebutuhan } \textit{fuel gas} (V_1) \times \text{LHV } \textit{fuel gas} \\ &= 56130,26831 \text{ cuft/jam} \times 2694,1 \text{ Btu/lb} \\ &= \mathbf{151220555,3 \text{ Btu/jam}} \end{aligned}$$

8. Panas Sensibel Fuel Gas (Q5)

Temperatur fuel gas masuk dapur = 89,38 °F
Temperature basis = 32 °F
 ΔT = 57,38 °F
Ws dalam berat = 3610,42 lb/jam

Panas spesifik tiap komponen dapat dicari dengan bantuan figure 3 dan



figure 5 Kern, D. Q. 1983 “Process Heat Transfer”

Tabel II.5 Perhitungan Panas Masuk Furnace

Komponen	A	B	C	D	E	F
	BM	%mol	Mol Fraksi	D= Ax C (lb/lbmol)	LHV (Btu/cuft)	F=CxE (Btu/lb)
C3H8	44	49	0,49	21,56	2371	1161,61
C4H10	58	49	0,49	28,42	2977	1458,73
C5H12	72	2	0,02	1,44	3479	73,58
Total	-	100	-	51,42	-	2694,1

Maka panas sensibel fule gas (Q5) = $\Sigma F = 2694,1 \text{ Btu/jam}$

9. Panas Automizing Steam (Q6)

Steam merupakan steam keluaran dari boiler

Tekanan fuel oil masuk = $11,8 \text{ kg/cm}^2 = 167,8355 \text{ psi}$

Berdasarkan Nelson hal 426, untuk iinside burners memiliki range kebutuhan steam antara $0,2 \text{ lb/lbFO} - 0,5 \text{ lb/lbFO}$

Dengan range tekanan antara 40-60 psig

Asumsi kebutuhan steam = $0,4 \text{ lb/lbFO}$

Kebutuhan steam = $M_{\text{steam}} = 0,4 \times 499,93 = 199,972 \text{ lb/jam}$

Berdasarkan tabel 7 Kern didapatkan nilai entalpi saturated steam

Entalpi steam pada temperature $11,2 \text{ }^\circ\text{F} = 1110,49 \text{ Btu/lb}$

Entalpi steam pada temperature $60 \text{ }^\circ\text{F} = 1059,9 \text{ Btu/lb}$

Entalpi rata-rata = $1085,195 \text{ Btu/lb}$

$Q6 = M_{\text{steam}} \times \text{Entalpi rata-rata}$
 $= 199,972 \times 1085,195$
 $= 217008,615 \text{ Btu/jam}$

10. Panas Udara Pembakaran (Q7)

Tekanan udara = $4,6 \text{ kg/cm}^2$

Temperature udara masuk furnace = $32 \text{ }^\circ\text{C}$

Mencari kebutuhan udara pembakaran :

Komposisi minyak bakar fuel oil (H_2) = $13,485\% \text{ wt}$



LAPORAN PRAKTEK KERJA LAPANG
PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA MIGAS
PERIODE OKTOBER 2020

Komposisi Carbon (C) = 86,515 % wt

Artinya untuk setiap 1 kg fuel oil mengandung ;

$$H_2 = 0,13485 \text{ kg}$$

$$C = 0,86515 \text{ kg}$$

Menghitung udara teoritis (W_a) dalam (kg/kg bahan bakar) $W_a = 11,59C + 34,78$
 $(H_2 - (O_2/8)) + 4,35S$

$$= 14,57 \text{ kg/ kg bahan bakar}$$

(Kardjono, S.A " Ketel Uap dan System Tenaga Uap" persamaan 4-22,
hal 178)

Menghitung excess air :

Tabel II.6 Data Komposisi flue Gas

Komponen	% Volume
CO ₂	10,25
O ₂	7,26
CO	0
N ₂	82,49

(Sumber : Analisa orsat, Nelson hal 429)

Berdasarkan persamaan 9-14 Robert Perry, excess air dapat dihitung :

$$X = \frac{O_2}{0,266 N_2 - O_2} \times 100$$

$$X = \frac{O_2}{0,266 N_2 - O_2} \times 100$$

$$X = 49,45\%$$

Menghitung kebutuhan Udara pembakaran fuel oil sebenarnya (W_A)
dari literatur (Kardjono, S.A "Ketel Uap dan Sistem Tenaga Uap")

$$W_A = \left(1 + \frac{X}{100}\right) \times W_a$$

$$W_A = \left(1 + \frac{49,45}{100}\right) \times 14,57 \frac{\text{kg}}{\text{kg bahan bakar}}$$

$$= 21,78 \frac{\text{kg}}{\text{kg bahan bakar}}$$

Penggunaan Fuel Oil

= Jumlah Umpan Fuel oil x S.G. Fuel Oil x ρ air

$$= 0,252 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \times 0,8756 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$= 220,6512 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$



Maka kebutuhan udara pembakaran fuel oil sebenarnya:

$$= 220,6512 \frac{\text{kg}}{\text{Jam}} \times 21,78 \frac{\text{kg}}{\text{kg bahan bakar}} = 4805,783 \frac{\text{kg}}{\text{Jam}}$$

Menghitung udara pembakaran fuel gas teoritis

Tabel II.7 data Kebutuhan Udara Teoritis

Komponen	Berat Komponen	Kebutuhan Udara Pembakaran	Udara Pembakaran
	(lb)	(lb)	(lb)
CH ₄	78,657	17,27	1358,406
C ₂ H ₆	6,64	16,12	107,037
C ₃ H ₈	5,522	15,7	86,695
i C ₄ H ₁₀	1,64	15,49	25,404
n C ₄ H ₁₀	2,228	15,49	34,512
i C ₅ H ₁₂	1,147	15,35	17,606
n C ₅ H ₁₂	0,943	15,25	14,381
C ₆ H ₁₄	3,81	15,27	58,179
Total			1702,220

Kebutuhan udara pembakaran tiap komponen pada tabel 4.1. Peter E. Leiley
Thermodynamics atau Robert H. Perry 6th ed.

Kebutuhan udara pembakaran fuel gas sebenarnya :

$$\begin{aligned} &= \sum \text{udara pembakaran} \times \text{Excess udara} \\ &= 1702,220 \text{ lb/jam} \times 0,494 \\ &= 840,896 \text{ lb/jam} \times 464 \text{ kg/lb} \\ &= 390,175 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Maka kebutuhan udara pembakaran seluruhnya adalah :

$$\begin{aligned} &= \text{kebutuhan udara pembakaran fuel oil} + \text{kebutuhan udara} \\ &\quad \text{pembakaran fuel gas} \\ &= 4805,783 \text{ kg/jam} + 390,175 \text{ kg/jam} \\ &= 5195,958 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Jadi panas udara pembakaran (Q₇)

$$Q_7 = \text{kebutuhan udara pembakaran seluruhnya} \times C_p \text{ udara} \times (\text{Tactual} - \text{Tbasis})$$

Diketahui C_p udara (60 °F) = 0,2404 kkal/kg⁰C (Hilsentrath, 1965)

$$Q_7 = 5195,958 \text{ kg/jam} \times 0,2404 \text{ kkal/kg}^0\text{C} \times (32-0) ^0\text{C} \times$$



$$3,968 \text{ Btu/kkal}$$
$$= 158606,776 \text{ Btu/jam}$$

11. Panas Sensibel Air karena Kelembaban Udara (Q8)

$$Q8 = (WA \times Ma) \times Cp \text{ air} \times (T_{\text{actual}} - T_{\text{basis}})$$

Dimana ,

WA = Kebutuhan udara seluruhnya

Ma = Berat air dalam udara kering
= 0,027 (dari Humidity Chart)

Cp Air = 1 kkal/kg°C

$$Q8 = (5195,958 \text{ kg/jam} \times 0,027) \times 1 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C} \times (32-0)^\circ\text{C} \times 3,968 \text{ Btu/kkal}$$
$$= 17.813,573 \text{ Btu/jam}$$

b. Menghitung Panas yang Termanfaatkan

1. Menghitung Crude Oil yang Teruapkan

Tabel II.8 Analisa Distilasi Crude Oil, ASTM D-86 (Data LabPenguji
Produksi PPSDM Migas) Tanggal 04 Desember 2020

No	% Distilasi	T(°C)	T(°F)
1	IBP	79	174,2
2	10	113	235,4
3	20	131	267,8
4	30	168	334,4
5	40	209	408,2
6	50	248	478,4
7	60	300	572
8	70	300	572
9	Max	300	572

2. Menghitung T EFV

Untuk menghitung T EFV diperlukan figure 12.8 dan 12.9 dari literature
Wyne C.Edmister "Applied Hydrocarbon Thermodynamic". Figure 12.8 digunakan



untuk mencari EFV pada 50% komponen yang diperlukan untuk mencari TEFV 50% adalah T ASTM 30% - T ASTM 10% dan T ASTM 50 %

Tahap Perhitungan :

$$\Delta T \text{ ASTM} = T \text{ ASTM } N\% - T \text{ ASTM } (N-1)\%$$

jika N=30% dan (N-1) = 10%, maka

$$\begin{aligned} \Delta T \text{ ASTM} &= T \text{ ASTM } 30\% - T \text{ ASTM } 10\% \\ &= (334,4 - 235,4)^{\circ}\text{F} = 99^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

Pada T ASTM 50% = 408,2 °F dari fig. 12.8 Wyne didapatkan

$$\Delta T = -16^{\circ}\text{F}$$

$$\begin{aligned} T \text{ EFV } 50\% &= T \text{ ASTM } 50\% + \Delta T \\ &= (408,2 - 16)^{\circ}\text{F} = 392,2^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

Figure 12.9 digunakan untuk mencari beda temperature untuk masing - masing % distilasi, kemudian beda temperature tersebut dapat digunakan untuk menentukan T EFV. Hasil perhitungan tersebut disajikan pada tabel di bawah ini :

Tabel II.9 Perubahan dari T ASTM menjadi T EFV

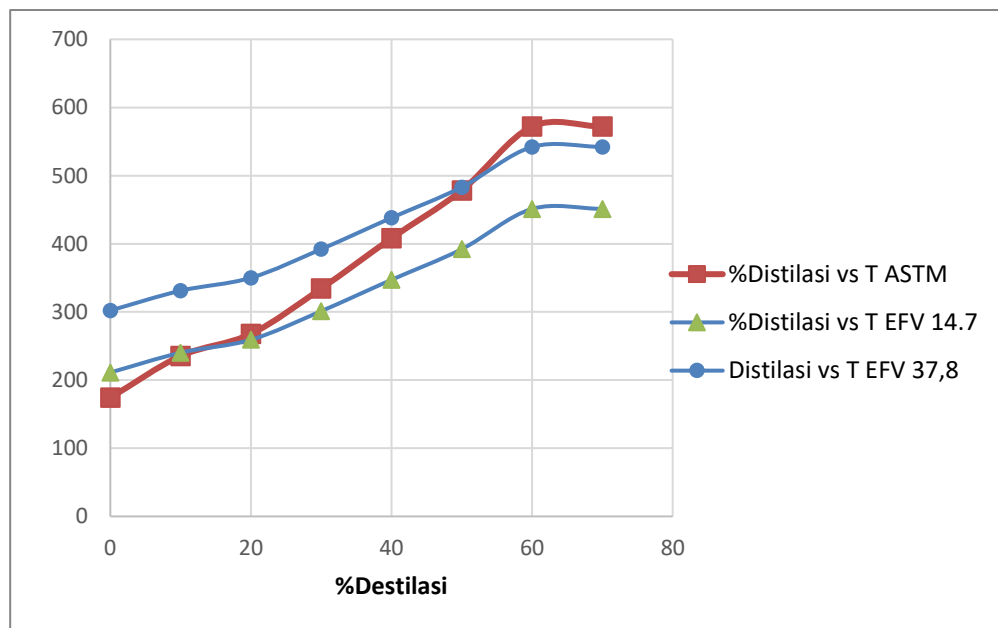
% Distilasi	Suhu ASTM		Interval	Suhu EFV	
	T (°F)	ΔT		ΔT	T (°F)
IBP	174,2				211,2
		61,2	0-10	211,2	
10	235,4				240,2
		32,4	10-30	240,2	
20	267,8				259,2
		66,6	10-30	259,2	
30	334,4				301,2
		73,8	30-50	301,2	
40	408,2				347,2
		70,2	30-50	347,2	
50	478,4				392,2
		93,6	50-70	392,2	



LAPORAN PRAKTEK KERJA LAPANG
PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA MIGAS
PERIODE OKTOBER 2020

60	572				451,2
		0	50-70	0	
70	572				451,2

Hasil perhitungan pada tabel diatas dibuat dalam bentuk grafik antara % distilasi dengan T EFV sebagai berikut juag ditampilkan antara hubungan % distilasi dengan T ASTM, % distilasi dengan T EFV pada tekanan 14,7 psi dan % distilasi dengan T EFV pada tekanan operasi 20,1 psi :



Gambar II.1. Grafik Hubungan % Distilasi vs T ASTM dan T EFV

Perpotongan antara kurva T ASTM dan T EFV merupakan titik campuran yaitu pada suhu 478,4⁰F yang akan digunakan untuk menentukan titik didih *crude oil* pada keadaan standard (dapat dicari dengan bantuan figure 5.27 W.L. Nelson) dari figure 5.27 Nelson pada P = 14,7 psi dan T = 478,4⁰F diperoleh T_{boiling} = 480⁰F. Setelah diperoleh titik didih standarnya kemudian dicari titik didih pada kondisi operasi furnace.

Kondisi Operasi Furnace :

$$\begin{aligned} P \text{ crude oil keluar furnace} &= 0,2526 \text{ kg/cm}^2 \\ &= 3,59 + 14,7 \\ &= 18,29 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$T \text{ crude oil keluar furnace} = 339,93 \text{ }^{\circ}\text{C} = 643,87 \text{ }^{\circ}\text{F}$$



Dengan menggunakan figure 5.27 pada suhu boiling yang sama dicari T EFV pada P = 18,29 psi dan diperoleh T = 480⁰F. Beda suhu boiling point antara kondisi standard dan aktual adalah 163,87⁰F. Sehingga dapat dibuat grafik distilasi EFV pada P = 18,29 psi yang sejajar dengan grafik distilasi EFV pada P = 14,7 psi, yaitu dengan menambahkan intersept pada kurva sebesar 163,87⁰F . Dari grafik diatas untuk suhu keluar furnace = 643,87 ⁰F diperoleh crude oil yang teruapkan adalah 75%.

c. Menghitung Masing-Masing Panas yag Termanfaatkan

1. Panas yang terbawa Crude Oil dalam Fasa Cair

$$Q_a = m \times L$$

Dimana :

m = massa crude oil fase cair

L = heat content crude oil pada fase cair (fig 5.3 Nelson)

Dari gambar diperoleh massa yang teruapkan adalah 75% dari massa total, sehingga massa fase cairnya adalah 100% - 75% = 25%

$$\begin{aligned} m &= 0,25 \times 2278,484 \text{ gal/jam} \\ &= 569,621 \text{ gal/jam} \end{aligned}$$

$$L = 714,94 \text{ Btu/gal}$$

$$\begin{aligned} Q_a &= 569,621 \text{ gal/jam} \times 714,94 \text{ Btu/lb} \\ &= \mathbf{407244,8377 \text{ Btu/jam}} \end{aligned}$$

2. Panas yang Terbawa Crude Oil dalam Fasa Uap

$$Q_b = m \times H$$

Dimana :

m = massa crude oil fase cair

H = heat content crude oil pada fase uap (fig 5.3 Nelson)

Dari gambar diperoleh massa yang teruapkan adalah 75% dari massa total, sehingga massa fase uapnya adalah 75%

$$\begin{aligned} m &= 0,75 \times 2278,484 \text{ gal/jam} \\ &= 569,621 \text{ gal/jam} \end{aligned}$$

$$H = 1488,58 \text{ Btu/gal}$$

$$\begin{aligned} Q_b &= 569,621 \text{ gal/jam} \times 1488,58 \text{ Btu/gal} \\ &= \mathbf{847926,4282 \text{ Btu/jam}} \end{aligned}$$



d. Perhitungan Panas yang Hilang

1. Panas Terbawa Oleh Gas Asap Kering (Q1')

a. Menghitung Cp gas asap

Tabel II.10 Data Cp Gas Asap

Komponen	A	B	C	D	E	F
	BM	%	(A*B)/100	fraksi berat	Cp	D*E
	kg/kgmol	Mol	kg/kgmol	D=C/ΣC	kkal/kg °C	
CO2	44	10,25	4,51	0,151	0,2015	0,0304
O2	32	7,26	2,32	0,078	0,2191	0,0170
N2	28	82,49	23,10	0,772	0,2483	0,1916
Total	-	100	29,9304	1	-	0,2390

$$\Sigma F = 0,2390 \text{ Kkal/kg}^\circ\text{C}$$

$$\text{Panas pembakaran fuel gas} = 151220555,3 \text{ Btu/jam}$$

$$\text{LHV fuel oil} = 16860 \text{ Btu/lb}$$

b. Menghitung berat gas asap per kg bahan bakar

Jika bahan bakar fuel gas diganti dengan fuel oil, maka :

$$= \frac{151220555,3 \text{ Btu/jam}}{16860 \text{ Btu/lb}}$$

$$= 8969,190 \text{ lb/jam}$$

c. Penggunaan bahan bakar fuel oil seluruhnya

$$= 8969,190 \text{ lb/jam} + 499,93 \text{ lb/jam}$$

$$= 9469,12 \text{ lb/jam} \times 0,464 \text{ kg/lb}$$

$$= 4393,671 \text{ kg/jam}$$

d. Besar gas asap per kg bahan bakar (kardjono)

$$W_{FG} = \frac{11}{3} C + 9 H_2 + 2S + 0,77 W_a + 0,00023 \cdot X \cdot W_A$$

Diketahui :

$$\% \text{ wt C} = 87,1 \% = 0,871$$

$$\% \text{ wt H}_2 = 12,9 \% = 0,129$$

$$X = 49,45$$



$$W_a = 14,57 \text{ kg/kg bahan bakar}$$

$$W_A = 21,78 \text{ kg/kg bahan bakar}$$

$$\begin{aligned} W_{FG} &= 11/3(0,871) + 9(0,129) + 2(0) + 0,77(14,57) + \\ &\quad 0,00023 \times 49,45 \times 21,78 \\ &= 15,821 \text{ kg/kg bahan bakar} \end{aligned}$$

e. Berat gas asap keseluruhan

$$\begin{aligned} &= W_{FG} \times \text{penggunaan fuel oil seluruhnya} \\ &= 15,821 \text{ kg/kg bahan bakar} \times 4393,671 \text{ kg/jam} \\ &= 69512,26 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

f. Panas yang terbawa asap kering (Q_1')

$$\begin{aligned} &= \text{berat gas asap seluruhnya} \times C_{FG} \times \Delta T \\ &= 69512,26 \text{ kg/jam} \times 0,239 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C} \times (32-0)^\circ\text{C} \times \\ &\quad 3,97 \text{ Btu/jam} \\ &= \mathbf{2110570,165 \text{ Btu/jam}} \end{aligned}$$

2. Panas Terbawa Oleh Asap Uap Air dalam Gas Asap karena Adanya H_2 dalam Bahan Bakar (Q_2')

$$Q_2' = 9H_2 \times H_{\text{sup}} \times \text{penggunaan bahan bakar fuel oil}$$

Dimana :

$$\begin{aligned} H_{\text{sup}} &= 2875,3 \text{ kJ/kg (Tabel A.2-10 Geankoplis P=1 atm dan} \\ &\quad T=200^\circ\text{C} \\ &= 686,8 \text{ kkal/kg} \end{aligned}$$

$$H_2 = \% \text{ wt } H_2 = 0,12866$$

Maka :

$$\begin{aligned} Q_2' &= 9(0,12866) \times 686,8 \text{ kkal/kg} \times 4393,671 \text{ kg/jam} \\ &= 3494168,761 \text{ kkal/jam} \times 3,968 \text{ Btu/kkal} \\ &= \mathbf{13864861,64 \text{ Btu/jam}} \end{aligned}$$

3. Panas yang Terbawa Oleh Uap Air dalam Gas Asap karena Kandungan Air (H_2O) dalam Udara Bahan Bakar (Q_3')

$$Q_3' = W \times H_{\text{sup}} \times \text{penggunaan bahan bakar fuel oil}$$

Dimana :



W = kandungan air dalam bahan bakar = 0,1 (data dari Analisa PPSDM Migas)

$H_{sup} = 686,8 \text{ kkal/kg}$

Maka :

$Q3' = 0,1 \times 686,8 \text{ kkal/kg} \times 4393,671 \text{ kg/jam}$
 $= 301757,32 \text{ kkal/jam} \times 3,968 \text{ Btu/kkal}$
 $= \mathbf{1197373,06 \text{ Btu/jam}}$

4. Panas yang Terbawa Oleh Uap Air dalam Gas karena Kelembaban Udara dalam Bahan Bakar (Q4')

$Q4' = WA \times Ma \times H_{sup} \times \text{penggunaan bahan bakar fuel oil}$

Dimana :

WA = 21,78 kg/kg bahan bakar

Ma = 0,027

$H_{sup} = 686,8 \text{ kkal/kg}$

$Q4' = 21,78 \text{ kg/kg bahan bakar} \times 0,027 \times 686,8 \text{ kkal/kg} \times$
 $4393,671 \text{ kg/jam}$
 $= 1774514,12 \text{ kkal/jam} \times 3,968 \text{ Btu/kkal}$
 $= \mathbf{7041272,03 \text{ Btu/jam}}$

5. Panas Hilang Melalui Dinding Furnace (Q5')

- Temperature luar dinding (T2) = 176 °F
= 635,67 °R
- Temperature lingkungan sekitar furnace (T1) = 89,6 °F
= 549,27 °R
- Luas permukaan radiasi = 2052,036 ft²
- $\epsilon = \text{emissivity of external wall surface of the furnace} = 0,8$ (dari tabel 5-6 Perry)
- Asumsi kecepatan angin = 10 km/jam
= 9,113 ft/s



f. Mencari nilai h

$$h = (17,4 \cdot 10^{-10} \times \epsilon \times (T_2^4 - T_1^4)) + ((1 + 0,255 V) \times (T_2 - T_1))$$

$$h = 387,7576 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2}$$

g. Mencari nilai hi

$$hi = \frac{h}{T_2 - T_1}$$

$$hi = \frac{387,7576 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2}}{(635,67 - 549,27)^\circ\text{R}}$$

$$= 4,4879 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{R}}$$

$$Q5' = hi \times A \times (T_2 - T_1)$$

$$= 4,4879 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{R} \times 2052,036 \text{ ft}^2 \times (635,67 - 549,27)^\circ\text{R}$$

$$= \mathbf{792002,5833 \text{ Btu/jam}}$$

e. Neraca Panas Furnace

Tabel II.11 Neraca Panas Furnace 2

Panas Masuk	Btu/jam	Panas Keluar	Btu/jam
Panas Pembakaran Fuel Oil (Q1)	8428819,8 Btu/jam	Panas yang Terbawa Crude Oil Fasa Cair (Qa)	407244,8377 Btu/jam
Panas Sensibel Fuel Oil (Q2)	7285,38 Btu/jam	Panas yang Terbawa Crude Oil Fasa Uap (Qb)	847926,4282 Btu/jam
Panas yang Dibawa Umpan (Q3)	1620793,9 97 Btu/jam	Panas Terbawa Oleh Gas Asap Kering (Q1')	2110570,165 Btu/jam
Panas Pembakaran Fuel Gas (Q4)	15122055 5,3 Btu/jam	Panas Terbawa Oleh Asap Uap Air dalam Gas Asap karena Adanya H ₂ dalam Bahan Bakar (Q2')	13864861,64 Btu/jam
Panas Sensibel Fuel Gas (Q5)	2694,1 Btu/jam	Panas yang Terbawa Oleh Uap Air dalam Gas Asap karena	1197373,06 Btu/jam



LAPORAN PRAKTEK KERJA LAPANG
PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA MIGAS
PERIODE OKTOBER 2020

		Kandungan Air (H ₂ O) dalam Udara Bahan Bakar (Q ₃ ')	
Panas Automizing Steam (Q ₆)	217008,615 Btu/jam	Panas yang Terbawa Oleh Uap Air dalam Gas karena Kelembaban Udara dalam Bahan Bakar (Q ₄ ')	7041272,03 Btu/jam
Panas Udara Pembakaran (Q ₇)	158606,776 Btu/jam	Panas Hilang Melalui Dinding Furnace (Q ₅ ')	792002,5833 Btu/jam
Panas Sensibel Air karena Kelembaban Udara (Q ₈)	17813,573 Btu/jam		
Total	161673577,5 Btu/jam	Total	26261250,74 Btu/jam

$$\begin{aligned} \text{Efisiensi Furnace} &= \frac{\text{Total Panas Masuk} - \text{Total panas Keluar}}{\text{Total Panas Masuk}} \times 100 \% \\ &= \frac{161673577,5 \frac{\text{Btu}}{\text{jam}} - 26261250,74 \frac{\text{Btu}}{\text{jam}}}{161673577,5 \text{ Btu/jam}} \times 100\% \\ &= 83,7566 \% \end{aligned}$$



II. 2. 3. Pembahasan

Furnace merupakan alat pemanas *crude oil* sebelum memasuki kolom fraksinasi. Pada pengolahan minyak bumi, *crude oil* harus dipanaskan terlebih dahulu sebelum memasuki kolom fraksinasi. Sumber panas untuk *furnace* berasal dari *fuel oil*, *fuel gas*, dan *steam*. Tujuan pemanasan pada *furnace* agar *crude oil* sesuai dengan kondisi operasi yang diinginkan untuk proses berikutnya. Sistem perpindahan panas yang terjadi pada *furnace* terdiri dari perpindahan panas secara konduksi, konveksi, dan radiasi. Pada perpindahan panas secara radiasi, terjadi karena adanya energi panas yang dihasilkan oleh pembakaran bahan bakar pada *burner* yang kemudian diterima secara langsung oleh dinding luar *tube furnace* tanpa adanya media penghantar. Sedangkan pada perpindahan panas secara konduksi terjadi karena adanya transfer panas dari dinding luar *tube furnace* ke dinding bagian dalam *tube* tersebut. Perpindahan panas yang terakhir adalah perpindahan panas secara konveksi, terjadi karena adanya perpindahan panas dari dinding bagian dalam *tube* ke *crude oil* yang ada di dalam *tube furnace* tersebut. *Furnace* di PPSDM MIGAS Cepu memiliki fungsi utama sebagai alat pengolahan *crude oil*, namun juga digunakan untuk pembelajaran bagi mahasiswa dan karyawan serta masyarakat yang ada di bidang industri migas khususnya. Ada 6 unit *furnace* di PPSDM MIGAS Cepu, yaitu 2 unit tipe *vertical silinder* dan 4 unit tipe *furnace box*, namun yang dioperasikan hanya 1 disesuaikan dengan bahan baku yakni 1 unit *furnace box*.

Berdasarkan perpindahan panas tersebut, maka efisiensi *furnace* dapat dihitung sebagai indikasi layak atau tidaknya *furnace* tersebut beroperasi. Perhitungan efisiensi ini juga dapat dijadikan acuan bagi PPSDM Migas Cepu untuk *shutdown* dan perbaikan *furnace* tersebut. Operasi *furnace* dapat dikatakan efisien apabila sistem penyalan api *burner* baik, reaksi pembakaran berlangsung sempurna, panas pembakaran dari *fuel oil* dan *fuel gas* dapat tersalur dengan baik pada cairan yang dipanaskan, permukaan *tube furnace* bersih, serta dapat memperkecil panas yang hilang baik melalui *stack* maupun dinding *furnace* tersebut.

Berdasarkan hasil perhitungan diperoleh efisiensi *furnace* 3 PPSDM Migas Cepu sebesar 83,7566%, dimana Menurut W. Trinks dan M.H menyatakan bahwa efisiensi *furnace* yang masih layak dipakai sebesar 60-90 %, sehingga *furnace* 3 pada PPSDM Migas Cepu masih layak untuk beroperasi. Penurunan efisiensi *furnace* disebabkan alat telah tua dan *excess air*



LAPORAN PRAKTEK KERJA LAPANG
PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA MIGAS
PERIODE OKTOBER 2020

cukup besar dan adanya kebocoran pada alat baik lewat dinding maupun lewat cerobong