



## BAB II TINJAUAN PUSTAKA

### II.1. Urutan Proses

Pada Pusat Pengembangan Sumber Daya Manusia Minyak dan Gas Bumi (PPSDM) proses pengolahan minyak mentah menggunakan unit distilasi atmosferik. Unit distilasi atmosferik 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 cairan yang akan dipanaskan, proses pembentukan fase seimbang dan proses pemisahan kedua fase seimbang. 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. Pemisahan

Pemisahan bahan baku dimaksudkan untuk mengurangi kadar air yang terikat 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 asafitis, 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 diambang perlu dilakukan proses sedimentasi atau pengendapan. Sedimentasi bertujuan untuk menghilangkan kotoran yang terdapat pada minyak mentah, terutama kandungan sulfur.



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, sistem listrik, dan fuel gas. Kemudian menyiapkan solar untuk proses sirkulasi dan melakukan sirkulasi dingin dimana feed yang digunakan 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 penampungan solar T-107.

Langkah-langkah pada sirkulasi dingin:

- Menyalakan air pendingin pada cooler dan kondensor.
- Melakukan purging dalam ruang pembakaran selama 30 – 60 detik dan api dinyalakan kecil.
- Temperature furnace dinaikkan secara perlahan-lahan dan untuk sementara ditahan, kemudian diperiksa lagi kebocoran yang mungkin terjadi. Suhu ditahan  $\pm 100^{\circ}\text{C}$ .
- 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 °C, feed yang mula-mula dari tangki penampungan 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.

## ii. Proses Distilasi Atmosferik

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 Atmosferik. 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 Awal (*Pre-Heat*) Pada Heat Exchanger (HE-1,3,4,5)

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 51°C. Kemudian masuk menuju HE-3 dengan suhu 38°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  $110^{\circ}\text{C}$ . Dilanjutkan dengan pemanasan di HE-5 dengan suhu masuk  $110^{\circ}\text{C}$  dan keluar dengan suhu  $120^{\circ}\text{C}$ . 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  $120^{\circ}\text{C}$  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  $330^{\circ}\text{C}$ , 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  $330^{\circ}\text{C}$ . Di dalam kolom pemisah tersebut, dengan adanya steam stripping dan pemanasan, maka senyawa  $\text{H}_2$  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 diinjak tidak langsung ketengah kolom tetapi diinjak serong mendekati dinding bagian dalam kolom.



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

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

Residu yang merupakan hasil bawah kolom pemisah (VI), secara gravitasi masuk ke kolom residu stripper (C-5) pada tray ke-4 dengan suhu  $293^{\circ}\text{C}$ . 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  $150^{\circ}\text{C}$  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 merupakan di 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  $292^{\circ}\text{C}$  dan tekanan  $0,21 \text{ kg/cm}^2$ . Sedangkan hasil bawah kolom residu stripper berupa residu keluar pada suhu  $250^{\circ}\text{C}$ . 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 I (C-1)

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

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

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

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

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

##### 3). Hasil atas letasene stripper (C-3)

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

##### 4). Hasil atas solas stripper (C-4)

Masuk pada plate nomor 12, pada suhu  $258^{\circ}\text{C}$  dan tekanan  $0,14 \text{ kg/cm}^2$

##### 5). Refluks

Berupa naptha dari *side stream* kolom C-2 masuk pada plate nomor 31 dengan suhu  $85^{\circ}\text{C}$

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 *tray*. Dengan adanya cup, uap 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 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 peretasol CA dan peretasol CB yang keluar pada suhu 116°C dan tekanan 0,16 kg/cm<sup>2</sup>.

2). Hasil samping kolom

a. Peretasol 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 2,4 kg/cm<sup>2</sup>. Steam akan naik keatas melalui riser yang ada pada tray, kemudian olehcap dibelokkan 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 parsial 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  $245^{\circ}\text{C}$  dan tekanan  $0,14 \text{ kg/cm}^2$ . Sedangkan hasil bawah yang berupa solar keluar pada suhu  $240^{\circ}\text{C}$ , 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 titik 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  $122^{\circ}\text{C}$  dan tekanan  $0,16 \text{ kg/cm}^2$ .

2) Refluk Pertasol CA

Masuk pada plate nomor 16, dengan suhu  $72^{\circ}\text{C}$ . 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 gelembung-gelembung, 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 terikat 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:





- Hasil atas kolom  
Berupa uap pertasol CA yang keluar pada suhu  $90^{\circ}\text{C}$  dan tekanan  $0,09 \text{ kg/cm}^2$ .
- Hasil samping kolom  
Berupa pertasol CB yang keluar dari tray 7-14 pada suhu  $111^{\circ}\text{C}$ .
- Hasil bawah kolom  
Berupa pertasol CB yang keluar pada suhu  $122^{\circ}\text{C}$ .  
Pada top kolom fraksinasi 1 (C-1) dan top kolom fraksinasi (C-2) diinjeksikan  $\text{NH}_3$  berupa uap untuk mengikat asam klorida (HCl) yang berasal dari garam-garam tanah yang terikat dan untuk mengikat  $\text{H}_2\text{S}$  yang terdapat pada minyak mentah.

Dengan pengikatan ini, maka kadar asam dapat diturangi sehingga pH dapat diusahakan netral dan korosi dapat diranggulangi.

Reaksi:



$\text{NH}_4\text{Cl}$  dan  $(\text{NH}_4)_2\text{S}$  yang berbentuk uap dan bersifat larut dalam air ini, setelah melalui kondensor bersama-sama uap akan terkondensasi dan larut dalam air. Pemisahnya dengan produk dilakukan dengan separator berdasarkan perbedaan densitasnya, dimana  $\text{NH}_4\text{Cl}$  dan  $(\text{NH}_4)_2\text{S}$  terlarut dalam air dan keluar melalui bagian bawah separator karena mempunyai density yang lebih besar daripada produk.

### 3. Pengambilan 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 kondusif 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 BC-1 pada suhu  $\pm 110^{\circ}\text{C}$ . Di dalam box cooler terjadi kontak tidak langsung dengan air pendingin bersuhu  $26^{\circ}\text{C}$  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  $75^{\circ}\text{C}$ , sedangkan air pada suhu  $32^{\circ}\text{C}$ .

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  $270^{\circ}\text{C}$ . Kemudian masuk ke box cooler BC-2 pada suhu  $270^{\circ}\text{C}$ . Di dalam box cooler terjadi kontak langsung dengan air pendingin bersuhu  $26^{\circ}\text{C}$  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  $76^{\circ}\text{C}$ , sedangkan air pada suhu  $30^{\circ}\text{C}$ .

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

Solar setelah melewati HE-2.3 masuk ke cooler CL-6.10.11 pada suhu  $100^{\circ}\text{C}$ . Di dalam cooler terjadi kontak tidak langsung dengan air pendingin bersuhu  $26^{\circ}\text{C}$  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  $40^{\circ}\text{C}$ , sedangkan air pada suhu  $32^{\circ}\text{C}$ .

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

Pertanol CC masuk ke cooler CL-1,2 pada suhu  $100^{\circ}\text{C}$ . Di dalam cooler terjadi kontak tidak langsung dengan air pendingin bersuhu  $26^{\circ}\text{C}$  yang



berasal dari cooling tower. Pertasol CC keluar cooler pada suhu  $45^{\circ}\text{C}$  dan air pada suhu  $32^{\circ}\text{C}$ .

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

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

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

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

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

Uap pertasol CA masuk ke kondensor CN 1-4 pada suhu  $90^{\circ}\text{C}$ . Didalam kondensor terjadi kontak tidak langsung dengan air pendingin bersuhu  $26^{\circ}\text{C}$  yang berasal dari cooling tower. Pertasol CA keluar dalam bentuk cairan pada suhu  $46^{\circ}\text{C}$  kemudian dialirkan ke box cooler (BC 3-6) dan cooler (CL 15, 16), sedangkan air keluar dari kondensor pada suhu  $32^{\circ}\text{C}$ . Uap yang belum terkondensasikan dalam kondensor CN 1-4, dimasukkan dalam sub-kondensor CN 5-12 pada suhu  $46^{\circ}\text{C}$ . Setelah melewati kondensor, uap pertasol CA berubah menjadi cair dan didinginkan dalam cooler (CL-4). Pertasol keluar dari cooler pada suhu  $39^{\circ}\text{C}$ , sedangkan air pada suhu  $30^{\circ}\text{C}$ . 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 ( $H_2S$ ), mercaptan ( $RSH$ ),  $MgCl_2$ ,  $NaCl$  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 ( $NH_3$ )

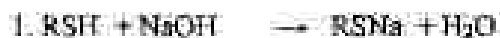
Ammonia bertujuan untuk mencegah dan mengurangi korosi.

Reaksi:



Garam-garam yang terbentuk dalam air dapat dipisahkan dalam separator. Penambahan soda dimaksudkan untuk menghilangkan mercaptan dan senyawa belerang lainnya.

Reaksi:



Kadar larutan kwantik soda yang digunakan berdasar  $RSNa$  dan  $Na_2S$  yang terjadi akan larut dalam larutan soda dan secara setting dapat dipisahkan dari partasol. Jadi soda treating bertujuan untuk menghindari senyawa-senyawa belerang yang terkandung dalam partasol 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 ke tempat lain, atau dari tempat yang lebih rendah ke tempat yang lebih tinggi. Yang digunakan adalah pompa *reciprocating* (turak) dengan penggerak steam, pompa sentrifugal 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 naphtha 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 furnace. 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 CO stripper.

7. Condenser

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. (Sigit,2020)



## II.2 Uraian Tugas Khusus

### II.2.1 Heat Exchanger

*Heat transfer* merupakan alat penukar panas yang dapat digunakan untuk memanfaatkan atau mengambil panas dari suatu fluida untuk dipindahkan ke fluida lain dan merupakan ilmu dasar yang paling sering digunakan pada industri pabrik kimia. Efektivitas penggunaan dan pemanfaatan panas dari proses *heat exchanger* akan mempengaruhi ekonomi operasi pada kilang. *Heat exchanger* merupakan peralatan yang berfungsi untuk memfasilitasi perpindahan panas pada suatu proses. Perpindahan panas yang terjadi dapat berfungsi untuk pendinginan (*cooling dan condensation*) maupun pemanasan (*heating dan reboiling / evaporating*). (Arbani, 2002)

Pada proses pengilangan minyak, *heat exchanger* merupakan peralatan yang paling sering digunakan. Pemanfaatan dan pengoperasian *heat exchanger* secara optimum akan meningkatkan efisiensi energi pada suatu unit proses yang pada akhirnya berpengaruh terhadap *operating cost* unit proses maupun kilang tersebut. Selain itu operasi *heat exchanger* juga ditujukan untuk pertimbangan aspek keselamatan dan keamanan serta lingkungan.

Alat penukar kalor sangat berpengaruh terhadap keberhasilan dari keseluruhan rangkaian proses pada suatu industri. Apabila terjadi kegagalan operasi pada peralatan ini baik mekanikal maupun operasional dapat menyebabkan berhentinya unit operasi. Selain itu dalam suatu kilang minyak, proses perpindahan panas sangat penting dalam rangka energi konservasi, keperluan proses, persyaratan keamanan dan perlindungan terhadap lingkungan.

Maka suatu alat penukar kalor (*Heat Exchanger*) menuntut untuk memiliki kinerja yang baik agar diperoleh hasil yang maksimal serta dapat menunjang penuh terhadap suatu unit operasi.

#### 1) Prinsip Kerja

Prinsip kerja dari alat penukar kalor yaitu memindahkan panas dari dua fluida pada temperatur berbeda di mana transfer panas dapat dilakukan secara langsung ataupun tidak langsung :

- a. Secara kontak langsung





Panas yang dipindahkan antara fluida panas dan dingin melalui permukaan kontak langsung berarti tidak ada dinding antara kedua fluida. Transfer panas yang terjadi yaitu melalui interfasa/penghubung antara kedua fluida. Contoh: aliran *steam* pada kontak langsung yaitu 2 zat cair yang *immiscible* (tidak dapat bercampur), gas-liquid, dan partikel padat-kombinasi fluida.

b. Secara kontak tak langsung

Perpindahan panas terjadi antara fluida panas dan dingin melalui dinding pemisah. Dalam sistem ini, kedua fluida akan mengalir (Holman, 1986)

2) Jenis-Jenis Heat Exchanger

*Heat exchanger* sendiri memiliki jenis yang bermacam-macam. Beberapa contoh *heat exchanger* adalah :

a. *Double-pipe heat exchanger*

Merupakan jenis paling sederhana dari *heat exchanger*. Satu fluida mengalir dalam pipa bagian dalam dan fluida lain berada diantara 2 pipa yang ada. Aliran fluida dapat bersifat *co-current* atau *countercurrent*. *Heat exchanger* ini terbuat dari 2 pipa dengan panjang yang sama dan pada ujung pipa diberi *flange*. Jenis ini biasa digunakan untuk laju alir rendah.

b. *Box Heat Exchanger*

Jenis ini yaitu alat penukar panas yang bangun besarnya berbentuk seperti bak atau kubus (*box*), sedangkan fluida yang didinginkan dilewatkan pada *rubenya* dan sebagai media pendingin digunakan air. Kelemahan dari jenis ini adalah kubus merupakan bentuk yang kurang baik untuk menahan tekanan yang tinggi.

c. *Shell and Tube Heat Exchanger*

Jenis ini digunakan untuk laju alir yang lebih tinggi, sehingga sering digunakan di industri. *Tube* dipasang secara paralel dan banyak di dalam satu *shell*. Fluida dingin masuk ke dalam *tube*. Fluida panas masuk dari ujung yang berbeda aliran *counter current* di bagian *shell*. Keuntungan dari HE jenis ini adalah memiliki permukaan perpindahan panas persatuan volume yang lebih besar, mempunyai susunan mekanik yang baik dengan bentuk yang cukup baik untuk operasi bertekanan, tersedia dalam berbagai bahan



konstruksi), prosedur pengoperasian lebih mudah, metode perancangan yang lebih baik telah tersedia, dan pembersihan dapat dilakukan dengan mudah. Oleh karena itu, jenis HE yang paling menguntungkan untuk digunakan adalah HE jenis *Shell and Tube*. (Antono, 2002)

### 3) Faktor Pertimbangan Menentukan Aliran Fluida

Beberapa hal yang perlu dipertimbangkan dalam menentukan aliran fluida dalam *shell side* dan *tube side* untuk *shell and tube heat exchanger* adalah:

#### a. Kemampuan untuk dibersihkan

Jika dibandingkan cara memboratikan *tube* dan *shell*, maka pembersihan sisi *shell* jauh lebih sulit. Untuk itu fluida yang bersih biasanya dialirkan di sebelah *shell* dan fluida yang kotor melalui *tube*.

#### b. Korosi

Masalah korosi atau kebersihan sangat dipengaruhi oleh penggunaan dari paduan logam. Paduan logam tersebut mahal, oleh karena itu fluida dialirkan melalui *tube* untuk menghemat biaya yang terjadi karena kerusakan *shell*. Jika terjadi kebocoran pada *tube heat exchanger* masih dapat difungsikan kembali karena *tube* mempunyai ketahanan terhadap korosi, relatif murah dan kekuatan dari *shell diameter tube* melebihi *shell*.

#### c. Tekanan

*Shell* yang bertekanan tinggi dan diameter yang besar akan dipertukan dinding yang tebal. hal ini akan memakan biaya yang mahal. Untuk mengatasi hal itu apabila fluida bertekanan tinggi lebih baik dialirkan melalui *tube*.

#### d. Temperatur

Biasanya lebih ekonomis meletakkan fluida dengan temperature lebih tinggi pada *tube side*, karena panasnya ditransfer seluruhnya ke arah permukaan luar *tube* atau ke arah *shell* sehingga akan diserap sepenuhnya oleh fluida yang mengalir di *shell*. Jika fluida dengan temperatur lebih tinggi dialirkan pada *shell side* maka transfer panas tidak hanya dilakukan ke arah *tube*, tapi ada kemungkinan transfer panas juga terjadi ke arah luar *shell*.

#### e. *Sediment/Suspended Solid/Fouling*



Fluida yang mengandung *sediment/suspended solid* atau yang menyebabkan *fouling* sebaiknya dialirkan di *tube* sehingga dengan mudah dibersihkan. Jika fluida yang mengandung *sediment* dialirkan di *shell*, maka *sediment/fouling* tersebut akan terakumulasi pada *stagnant zone* di sekitar *baffle*, sehingga *cleaning* pada sisi *shell* menjadi tidak mungkin dilakukan tanpa mencabut *tube bundle*.

#### f. Viskositas

Fluida yang *viscous* atau yang mempunyai *low transfer rate* dilewatkan melalui *shell* karena dapat menggunakan *baffle*. Koefisien *heat transfer* yang lebih tinggi dapat diperoleh dengan menempatkan fluida yang lebih *viscous* pada *shell side* sebagai hasil dari peningkatan turbulensi akibat aliran *crossflow* (terutama karena pengaruh *baffle*). Biasanya fluida dengan viskositas  $>2$  cSt dialirkan di *shell side* untuk mengurangi luas permukaan perpindahan panas yang diminta. Koefisien perpindahan panas yang lebih tinggi terdapat pada *shell side*, karena aliran turbulen akan terjadi melintang melalui sisi luar *tube* dari *baffle*. (Fittning, 2010)

#### 4) Komponen *Shell and Tube Heat Exchanger*

Komponen yang sangat berpengaruh pada konstruksi *heat exchanger* jenis *shell and tube* adalah sebagai berikut:

##### a. *Shell*

Konstruksi dari *shell* ini bergantung pada kondisi *tube* yang akan ditempatkan di dalam *shell* dan temperatur fluida yang akan mengalir dalam *shell* tersebut. Untuk temperatur yang sangat tinggi, kadang diberi sambungan ekspansi. Biasanya *shell* dalam sebuah *heat exchanger* berbentuk bulat memanjang (silinder) yang berisi *tube bundle* sekaligus sebagai wadah mengalir zat atau fluida. Untuk kemungkinan korosi, tebal *shell* sering diberi kelebihan 1/8 inch. Pemegangan tipe *shell* dibagi berdasarkan *front-end stationary head type*, *shell type*, dan *rear head type*.

##### b. *Tube*

*Tube* pada sebuah *Heat Exchanger* biasanya berupa pipa-pipa kecil dalam jumlah tertentu dan dalam diameter tertentu pula. Diameter dalam *tube*



merupakan diameter dalam aktual dalam ukuran luah, dengan toleransi yang sangat tepat. Tube dapat dibuat dari berbagai jenis logam seperti besi, tembaga, moniz metal, perunggu, 70-30 tembaga-nikel, aluminium perunggu, aluminium dan *stainless steel*. Untuk ukuran ketebalan pipa tube yang berbeda-beda dinyatakan dalam bilangan yang disebut "*Birmingham WireGage*" (BWG). Ukuran pipa tersebut secara umum biasanya digunakan dengan mengikuti ukuran-ukuran yang telah baku. Semakin besar bilangan BWG maka semakin tipis tabernya. Tube dalam *shell* memiliki beberapa jenis susunan. Susunan yang lazim digunakan adalah segitiga (*triangular*), persegi (*square*), dan *diamond (rotated square)*.

#### c. Selat (Baffles)

*Baffle* merupakan bagian yang penting dari alat penukar panas. Kondisi kecepatan aliran baik dalam *shell* maupun tube dapat diatur oleh *baffle*. Fungsi *baffle* ini adalah untuk membuat aliran turhulen sehingga perpindahan panas menjadi lebih baik, dimana harga koefisien perpindahan panas yang didapat besar serta menambah waktu tinggal (*residence time*). Tetapi pemasangan *baffle* akan memperbesar *pressure drop* operasi dan menambah beban kerja pompa, sehingga laju alir fluida yang dipertukarkan panasnya harus diatur. Luas *baffle* = 75% dari penampang *well*. Spasi antar *baffle* tidak lebih dekat dari 1/5 diameter *shell* karena apabila terlalu dekat akan didapat kehilangan tekanan yang besar.

#### d. Channel Cover

Tutup yang dapat dibuka saat pemeriksaan dan pembersihan.

#### e. Tube Sheet

Berfungsi sebagai tempat untuk merangkai ujung-ujung tube sehingga menjadi satu yang disebut *tube bundle*. *Tube sheet* terbuat dari material dengan ketebalan dan jenis tertentu tergantung dari jenis fluida yang mengalir pada peralatan tersebut. *Heat exchanger* dengan tube lurus pada umumnya menggunakan dua buah *tube sheet*. Sedangkan pada tube tipe U menggunakan satu buah *tube sheet* yang berfungsi untuk menyatukan *tube-tube* menjadi *tube bundle* dan sebagai



pemisah antara *tube side* dengan *shell*. *Tube sheet* harus tahan korosi terhadap fluida.

#### f. Tie Rods

Batangan besi yang dipasang sejajar dengan *tube* dan ditempatkan di bagian paling luar dari *baffle* yang berfungsi sebagai penyangga agar jarak antara *baffle* yang satu dengan lainnya tetap.

### 3) Perancangan *Shell and Tube Heat Exchanger*

Perancangan *heat exchanger* tipe *shell and tube* memiliki beberapa alur perancangan yang perlu diperhitungkan, yaitu:

- Diameter *shell*, *shell* berdiameter kecil membuat *heat exchanger* menjadi lebih ekonomis. *Pressure drop* dari diameter *shell* yang lebih kecil menjadi lebih besar. Penentuan diameter *shell*, *flow rate* cairan, kapasitas ruang yang tersedia, dan biaya harus dipertimbangkan.
- Panjang *tube*, penukar panas biasanya lebih murah ketika memiliki diameter *shell* yang lebih kecil dan panjang *tube* lebih besar. Tujuan untuk membuat penukar panas selama mungkin. Banyak keterbatasan untuk ini, termasuk ruang yang tersedia di lokasi penempatan HE tersebut.
- Pitch* (jarak antar pusat *tube*), proses mendesain *tube* diharuskan merancang besarnya *pitch* tidak kurang dari 1,25 kali diameter luar *tube*.
- Baffle*, peningkatan efisiensi pertukaran panas biasanya pada *shell and tube* dipasang sekat (*baffle*). Ini bertujuan untuk membuat turbulensi aliran fluida dan menambati waktu tinggal, namun pemasangan sekat akan memperbesar *pressure drop* operasi dan menambah beban kerja pompa, sehingga laju alir fluida yang dipertukarkan panasnya harus dipertimbangkan.
- Jumlah *pass*, peningkatan efisiensi pertukaran panas; jumlah *pass* yang digunakan dipertimbangkan berdasarkan *mass flow* fluida yang masuk. Besaran *mass flow* yang masuk ke dalam *heat exchanger* maka jumlah *pass* yang digunakan dapat diperbanyak. Namun *pressure drop* yang ditimbulkan karena jumlah *pass* yang besar menjadi lebih tinggi. Oleh karena itu, jumlah *pass* harus diatur agar *pressure drop* yang timbul tetap berada di bawah batas ketentuan dan efisiensi yang dihasilkan besar.



1. Diameter dalam *tube*, *tube* dengan diameter yang kecil memiliki biaya yang ekonomis. *Pressure drop* menjadi lebih besar dan lebih cepat kotor, jadi untuk menentukan diameter *tube*, *flowrate* cairan, kapasitas ruang yang tersedia, biaya dan sifat kekotoran dari cairan harus dipertimbangkan

#### 6) Metode Perhitungan

Untuk menganalisa performa dari suatu *Heat Exchanger*, maka parameter-parameter yang digunakan adalah:

##### 1. *Duty* (Q)

*Duty* merupakan besarnya energi atau panas yang ditransfer per waktu. *Duty* dapat dihitung baik pada fluida dingin atau fluida panas. Apabila *duty* pada saat operasional lebih kecil dibandingkan dengan *duty* pada kondisi desain, kemungkinan terjadi *heat losses*, *fouling* dalam *tube*, penurunan laju alir (fluida panas atau dingin), dan lain-lain. *Duty* dapat meningkat seiring bertambahnya kapasitas. Untuk menghitung unjuk kerja alat penukar panas, pada dasarnya menggunakan persamaan berikut:

$$Q = W \times C_p \times \Delta T$$

Keterangan :

Q = Jumlah panas yang dipindahkan (Btu/hr)

W = Laju alir (lb/hr)

C<sub>p</sub> = *Specific heat* fluida (Btu/lb °F)

ΔT = Perbedaan temperatur yang masuk dan keluar (°F)

##### 2. *Log Mean Temperature Difference* (LMTD)

$$LMTD = \frac{\Delta t_h - \Delta t_c}{\ln \frac{\Delta t_h}{\Delta t_c}}$$

Keterangan :

Δt<sub>h</sub> = Beda temperatur tinggi (°F)

Δt<sub>c</sub> = Beda temperatur rendah (°F)

##### 3. U<sub>c</sub> (*Clean Overall Coefficient*)

*Clean Overall Coefficient* merupakan *coefficient* panas menyeluruh pada awal *Heat Exchanger* yang dipakai (masih bersih), biasanya ditentukan oleh



besarnya tahanan konveksi  $h_o$  dan  $h_{io}$ , sedangkan tahanan konduksi diabaikan karena sangat kecil bila dibandingkan dengan tahanan konveksi.

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o}$$

#### 4. *UD (Design/Dirty Overall Coefficient)*

*Design/Dirty Overall Coefficient* merupakan koefisien perpindahan panas menyeluruh setelah terjadi pengotoran pada *heat exchanger*, besarnya  $U_d$  lebih kecil daripada  $U_c$ .

$$U_d = \frac{Q}{At \times \Delta T \times L \times \Delta T D}$$

#### 5. *Heat balance*

$$Q = W C_p (T_1 - T_2) = w C_p (t_1 - t_2)$$

Bila panas yang diterima fluida lebih kecil daripada panas yang dilepaskan fluida panas berarti panas yang hilang lebih besar dan ini mengurangi performance suatu *heat exchanger*.

#### 6. *Fouling factor*

$R_d$  atau *Fouling factor* merupakan *resistance* dan *heat exchanger* yang dimaksudkan untuk mereduksi korosifitas akibat dari interaksi antara fluida dengan dinding pipa *heat exchanger*, tetapi setelah digunakan beberapa lama  $R_d$  akan mengalami akumulasi (*deposited*), hal ini tidak baik untuk *heat exchanger* karena  $R_d$  yang besar akan menghambat laju perpindahan panas antara *hot fluid* dan *cold fluid*. Jika *fouling* tidak dapat dicegah, dibutuhkan pembersihan secara periodik. Beberapa cara pembersihan yaitu secara kimia contohnya pembersihan endapan karbonat dan klorinasi, secara mekanis contohnya dengan mengikis atau penyikatan dan dengan penyempitan semprotan air dengan kecepatan sangat tinggi. Pembersihan ini membutuhkan waktu yang tidak singkat sehingga terkadang operasi produksi harus dihentikan.

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$

Bila  $R_d$  (*deposited*) >  $R_d$  (*allowed*) maka *heat exchanger* tersebut perlu dibersihkan.  $R_d$  yang diijinkan sebesar  $0.003 \text{ hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{F}/\text{Btu}$ .



#### 7. *Pressure Drop* ( $\Delta P$ )

Penurunan tekanan baik di *shell* maupun di *tube* tidak boleh melebihi batas *pressure drop* yang diizinkan. Tekanan dalam *heat exchanger*, merupakan *Driving force* bagi aliran fluida di *shell* maupun di *tube*. Jika *pressure drop* lebih besar dari yang diizinkan maka akan menyebabkan laju alir massa (*lb/hr*) inlet fluida di *shell* dan di *tube* jauh berbeda dengan laju alir massa outlet masing-masing fluida. Hal ini akan menurunkan *performance* dari *heat exchanger* tersebut. *Pressure drop* pada *shell* dapat dirumuskan sebagai berikut :

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot (G_s)^2 \cdot D_s \cdot (N + 1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot S_g \cdot \theta_s}$$

*Pressure drop* pada *tube* dapat dirumuskan sebagai berikut :

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot (G_t)^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D \cdot S_g \cdot \theta_t}$$

Keterangan :

$f$  = *fanning friction factor*

$G_s$  = laju aliran massa per satuan luas dalam *shell*

$N$  = jumlah *pass* dalam *tube*

$D$  = diameter dalam *tube*

$S_g$  = *specific gravity*

Dalam menganalisa *performance shell* dan *tube heat exchanger* diasumsikan:

- 1) Terdapat *heating surface* yang sama pada setiap *pass*.
- 2) *Overall Coefficient Heat Transfer* ( $U_o$ ) adalah konstan.
- 3) Laju alir massa fluida di *shell* dan di *tube* adalah konstan.
- 4) *Specific Heat* dari masing-masing fluida adalah konstan.
- 5) Tidak ada perubahan fasa penguapan pada setiap bagian dari *heat exchanger*.
- 6) *Heat Loss* diabaikan

(Kern, 1965)





## II. 2. 2 Perhitungan Evaluasi Kinerja Heat Exchanger-03

### II. 2. 2. 1 Data Heat Exchanger

#### a. Spesifikasi Heat Exchanger

Tabel II.1 Data Spesifikasi Aktual Heat Exchanger-03

<i>Shell</i>			
Uraian	Notasi	Satuan	
a) Diameter luar	ODs	inchi	31,614
b) Diameter dalam	ID	inchi	30,748
c) Jumlah <i>baffle</i>	N	buah	4
d) Jarak antar <i>baffle</i>	B	inchi	23,623
e) Jumlah <i>passes</i>	N		1
f) Jenis fluida			Solar
<i>Tube</i>			
Uraian	Notasi	Satuan	
a) Diameter luar	ODt	inchi	1
b) Panjang tube	L	ft	10
c) Jumlah tube	Nt	buah	400
d) BWG			14
e) <i>Pitch</i>	Pt	inchi	1,25
f) Jarak antar tube	C'	inchi	0,25
g) Jumlah <i>passes</i>	n		1
h) Jenis fluida			Crude oil

#### b. Data Lapangan

Tabel II.2 Data Temperatur Solar dan Crude Oil

Tanggal	T1 Solar (°C)	T2 Solar (°C)	T1 Crude Oil (°C)	T2 Crude Oil (°C)
4/10/2020	210	125	50	80
3/10/2020	210	115	50	80
5/10/2020	200	76	42	80



7/10/2020	200	60	39	70
8/10/2020	210	50	35	61
Rata-rata	206	85.2	43.2	74.2

Tabel II.3 Data Laju Alir Solar dan *Crude Oil*

Tanggal	Solar		<i>Crude Oil</i>	
	Liter/hari	ft <sup>3</sup> /jam	Liter/hari	ft <sup>3</sup> /jam
4/10/2020	91644	134.7931	173467	255.141
5/10/2020	110154	162.9182	184931	272.0027
6/10/2020	86871	127.7728	158086	232.5182
7/10/2020	47869	70.40732	146469	215.4315
8/10/2020	61103	89.87233	161575	237.6499
Rata-rata	79528.2	116.9727	164905.6	242.5487

Tabel II.4 Data *Specific Gravity* 15°C Solar dan *Crude Oil*

Tanggal	Solar	<i>Crude Oil</i>
4/10/2020	0.8300	0.8320
5/10/2020	0.8250	0.8300
6/10/2020	0.8240	0.8270
7/10/2020	0.8200	0.8270
8/10/2020	0.8320	0.8270
Rata-rata	0.8262	0.8286

Tabel II.5 Konversi SG 15°C Menjadi SG 60/60°F Solar dan *Crude Oil*

Tanggal	Solar	<i>Crude Oil</i>
4/10/2020	0.8433	0.8420
5/10/2020	0.8397	0.8420
6/10/2020	0.8381	0.8404
7/10/2020	0.8348	0.8397
8/10/2020	0.8459	0.8397
Rata-rata	0.84036	0.84076

c. Perhitungan Evaluasi Kinerja *Heat Exchanger*



Tabel II.6 Perhitungan *Evaluasi Kinerja Heat Exchanger-03*

Shell Side (Solar)	Tube Side (Crude Oil)
<p>1. Penentuan <math>\Delta T</math></p> $\Delta T = \frac{141.5 - 131.5}{SG\ 60/60 \cdot F}$ $\Delta T_{solar} = \frac{141.5 - 131.5}{0.84036}$ $= 16.88$	$\Delta T_{crude} = \frac{141.5 - 131.5}{0.84076}$ $= 16.80$
<p>2. Penentuan <i>Mass Flow</i></p> $\rho = SG\ 60/60 \times \rho_{air}$ $= 0.84076 \times 62.5$ $\rho_{solar} = 52.5225 \text{ lb/ft}^3$ $= 52.5225 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$ $W_{solar} = \rho \times V$ $W_{solar} = 52.5225 \text{ lb/ft}^3 \times 116.9727 \text{ ft}^3/\text{hr} = 6143.7 \text{ lb/hr}$	$\rho = 0.84076 \times 62.5$ $\rho_{crude} = 52.5475 \text{ lb/ft}^3$ $= 52.5475 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$ $W_{crude} = 52.5475 \text{ lb/ft}^3 \times 242.5487 \text{ ft}^3/\text{hr}$ $= 12743.33 \text{ lb/hr}$
<p>3. <i>Heat Balance</i></p> $T_1 = 206 \text{ }^\circ\text{C} = 402.8 \text{ }^\circ\text{F} \quad T_2 = 85.2 \text{ }^\circ\text{C} = 185.36 \text{ }^\circ\text{F}$ $\Delta T = 120.8 \text{ }^\circ\text{C} = 217.44 \text{ }^\circ\text{F}$ $C_{solar} = 0.55 \text{ Btu/lb }^\circ\text{F} \quad (\text{fig. 4 Kern})$ $C_{crude} = 0.46 \text{ Btu/lb }^\circ\text{F} \quad (\text{fig. 4 Kern})$ $Q_{solar} = W_{solar} \times C_{solar} \times \Delta T$ $= 6143.7 \text{ lb/hr} \times 0.55 \text{ Btu/lb }^\circ\text{F} \times 217.44 \text{ }^\circ\text{F}$ $= 734737.38 \text{ Btu/hr}$ $Q_{crude} = W_{crude\ oil} \times C_{crude\ oil} \times \Delta T$ $= 12743.33 \text{ lb/hr} \times 0.46 \text{ Btu/lb }^\circ\text{F} \times 55.8 \text{ }^\circ\text{F}$	$T_1 = 43.2 \text{ }^\circ\text{C} = 109.76 \text{ }^\circ\text{F}$ $T_2 = 74.2 \text{ }^\circ\text{C} = 163.6 \text{ }^\circ\text{F}$ $\Delta T = 31 \text{ }^\circ\text{C} = 55.8 \text{ }^\circ\text{F}$



$$\begin{aligned}
 &= 327147.01 \text{ Btu/hr} \\
 Q &= Q \text{ air} + Q \text{ crude oil} \\
 &= 734737.38 \text{ Btu/hr} + 327147.01 \text{ Btu/hr} \\
 &= 1061884.4 \text{ Btu/hr}
 \end{aligned}$$

#### 4. $\Delta T_{LMTD}$

$$\begin{aligned}
 \Delta T_{LMTD} &= \frac{(T1-t2) - (T2-t1)}{\ln \frac{(T1-t2)}{(T2-t1)}} \\
 &= \frac{(402.8-165.6) - (185.36-109.76)}{\ln \frac{(402.8-165.6)}{(185.36-109.76)}} \\
 &= 141.341^{\circ}\text{F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 R &= \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2} \\
 &= \frac{217.44}{55.84} \\
 &= 3.89
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 S &= \frac{(t2-t1)}{(T1-t1)} \\
 &= \frac{(165.6-109.76)}{(402.8-109.76)} \\
 &= 0.19
 \end{aligned}$$

$$F_T = 0.89 \quad \text{fig. 19 Kern}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta T_{LMID} \text{ correction} &= 0.95 \times 141.341^{\circ}\text{F} \\
 &= 125.79^{\circ}\text{F}
 \end{aligned}$$

#### 5. Temperature Correc (To dan tc)

$$\begin{aligned}
 \frac{\Delta t_c}{\Delta t_n} &= \frac{75.6}{237.2} \\
 &= 0.318
 \end{aligned}$$

$$K_c = 0.32 \quad \text{(fig. 17 Kern)}$$



$F_c = 0.38 \text{ (fig. 17 Kern)}$ $T_c = T_2 + F_c \times (T_1 - T_2)$ $= 185.36 + 0.38 \times (402.8 - 185.36)$ $= 267.987^\circ\text{F}$	$t_c = (1 + F_c \times (t_2 - t_1))$ $= 109.76 + 0.38 \times (165.56 - 109.76)$ $= 130.964^\circ\text{F}$
<p>5. Flow area (<math>A_s</math>)</p> <p>Diketahui :</p> <p>Diameter dalam (ID) = 30.748 inchi</p> <p>Pitch (P) = 1.25 inchi</p> <p>Tube clearance (<math>C'</math>) = P - OD</p> $= 1.25 - 1$ $= 0.25 \text{ inc}$ <p>Jarak antar baffle (B) = 23.623 inchi</p> $A_s = \frac{ID \times C' \times B}{144 \times P_c}$ $= \frac{30.748 \text{ inc} \times 0.25 \text{ inc} \times 23.623 \text{ inc}}{\frac{144 \text{ inc}^2}{1 \text{ ft}^2} \times 1.25 \text{ inc}}$ $= 1.006 \text{ ft}^2$	<p>Flow area (<math>A_t</math>)</p> <p>Diketahui :</p> <p>Jumlah tube (Nt) = 400</p> <p>Jumlah pass (n) = 1</p> <p>Diameter dalam (OD) = 1 inc , BWG 14 didapatkan nilai <math>A_t'' = 0.546 \text{ inc}^2</math> (Kern, table 10)</p> $A_t = \frac{Nt \times A_t''}{144 \times n}$ $= \frac{400 \times 0.546 \text{ inc}^2}{\frac{144 \text{ inc}^2}{1 \text{ ft}^2} \times 1}$ $= 1.5167 \text{ ft}^2$
<p>7. Mass velocity</p> $G_s = \frac{W}{A_s} = \frac{6143.7 \text{ lb/jam}}{1.008 \text{ ft}^2}$ $= 6089.9059 \text{ lb/jam/ft}^2$	<p>Mass velocity</p> $G_t = \frac{w}{A_t} = \frac{12745.33 \text{ lb/jam}}{1.5167 \text{ ft}^2}$ $= 8403.511 \text{ lb/jam/ft}^2$
<p>B. Reynold Number (Res)</p> <p>Pada OD = 1 inc dan P = 1.25 inc didapatkan :</p> $D_s = 0.72 \text{ in} \dots \dots \dots \text{(Kern, fig 28)}$ $= 0.72 : 12 = 0.06 \text{ ft}$ <p>Saat <math>T_c = 267.987^\circ\text{F}</math></p> <p><math>\rho_{API} = 36.88</math> didapatkan :</p> <p><math>\mu = 0.53 \text{ cp}</math> (Kern, fig 14)</p>	<p>Reynold Number (Ret)</p> <p>Pada OD = 1 inc dan Bwg = 14 didapatkan</p> $D = 0.834 \text{ in} \dots \dots \dots \text{(Kern, tabel 10)}$ $= 0.834 \text{ in} : 12 = 0.0695 \text{ ft}$ <p>Saat <math>t_c = 130.964^\circ\text{F}</math></p> <p><math>\rho_{API} = 36.8</math> didapatkan :</p>



$\mu = 0.35 \times 2.42 = 1.331 \text{ lb/ft hr}$ $R_{sp} = \frac{D_e \times G_c}{\mu}$ $= \frac{0.06 \text{ ft} \times 6089.9059 \text{ lb/hr ft}^2}{1.331 \text{ lb/ft hr}}$ $= 274.5262$	$\mu = 1.8 \text{ cps} \dots \dots \dots (\text{Kern, fig 14})$ $= 1.8 \times 2.42 = 4.356 \text{ lb/ft hr}$ $R_{sp} = \frac{D \times G_c}{\mu}$ $= \frac{0.0695 \text{ ft} \times 8403.511 \text{ lb/hr ft}^2}{4.356 \text{ lb/ft hr}}$ $= 134.0781$
<p>9. Factor for heat transfer:</p> <p>Pada <math>R_{sp} = 274.5262</math> didapatkan :</p> $j_H = 10.55 \dots \dots \dots (\text{Kern, fig 28})$	<p>Factor for heat transfer:</p> <p><math>L = 10 \text{ ft}</math>  <math>D = 0.0695 \text{ ft}</math>  <math>L/D = \frac{10 \text{ ft}}{0.0695 \text{ ft}} = 143.8849</math>  Didapatkan :  <math>j_H = 5.0 \dots \dots \dots (\text{Kern, fig 24})</math></p>
<p>10. Bilangan Prandtl</p> <p>Saat <math>T_c = 267.987^\circ\text{F}</math>  <math>^\circ\text{API} = 36.88</math> didapatkan :</p> $c = 0.575 \text{ Btu/lb }^\circ\text{F} \dots \dots \dots (\text{Kern, fig 4})$ $k = 0.075 \text{ Btu/ft}^2 \text{ hr } (^\circ\text{F/ft})$ $\dots \dots \dots (\text{Kern, fig 1})$ $\mu = 1.331 \text{ lb/ft hr}$ $Pr = \left[ \frac{c \times \mu}{K} \right]^{1/3}$ $= \left[ \frac{0.575 \text{ Btu/lb }^\circ\text{F} \times 1.331 \text{ lb/ft hr}}{0.075 \text{ Btu/ft}^2 \text{ hr } \left( \frac{^\circ\text{F}}{\text{ft}} \right)} \right]^{1/3}$ $= 2.169$	<p>Bilangan Prandtl:</p> <p>Saat <math>t_c = 130.964^\circ\text{F}</math>  <math>^\circ\text{API} = 36.8</math> didapatkan :</p> $c = 0.5 \text{ Btu/lb }^\circ\text{F} \dots \dots \dots (\text{Kern, fig 4})$ $k = 0.0785 \text{ Btu/ft}^2 \text{ hr } (^\circ\text{F/ft})$ $\dots \dots \dots (\text{Kern, fig 1})$ $\mu = 4.356 \text{ lb/ft hr}$ $Pr = \left[ \frac{c \times \mu}{K} \right]^{1/3}$ $= \left[ \frac{0.5 \text{ Btu/lb }^\circ\text{F} \times 4.356 \text{ lb/ft hr}}{0.0785 \text{ Btu/ft}^2 \text{ hr } \left( \frac{^\circ\text{F}}{\text{ft}} \right)} \right]^{1/3}$ $= 3.0273$
<p>11. Koefisien perpindahan panas fluida (<math>h_o</math>)</p> $h_o = j_H \times \frac{K}{D_e} \times \left[ \frac{c \times \mu}{K} \right]^{1/3} \times \phi_s$	<p>Koefisien perpindahan panas fluida (<math>h_i</math>)</p> $h_i = j_H \times \frac{K}{D} \times \left[ \frac{c \times \mu}{K} \right]^{1/3} \times \phi_s$



$\frac{h_i}{\phi_s} = 10,55 \times \frac{0,075 \frac{\text{Btu}}{\text{ft}^2 \text{hr} \left(\frac{\text{op}}{\text{ft}}\right)}}{0,06 \text{ ft}} \times 2,169$ $= 28,603 \text{ Btu}/\text{ft}^2 \text{hr} \text{ } ^\circ\text{F}$	$\frac{h_i}{\phi_c} = 5,9 \times \frac{0,0785 \frac{\text{Btu}}{\text{ft}^2 \text{hr} \left(\frac{\text{op}}{\text{ft}}\right)}}{0,0695 \text{ ft}} \times 3,0273$ $= 20,1743 \text{ Btu}/\text{ft}^2 \text{hr} \text{ } ^\circ\text{F}$
<p>12. Tube wall temperature</p> $T_c = 267,987^\circ\text{F}$ $t_c = 130,964^\circ\text{F}$ $T_c - t_c = 267,987^\circ\text{F} - 130,964^\circ\text{F}$ $= 137,023^\circ\text{F}$ $t_w = t_c + \frac{\frac{h_o}{\phi_s}}{\frac{h_o}{\phi_s} + \frac{h_{is}}{\phi_c}} \times (T_c - t_c)$ $= 130,964^\circ\text{F}$ $+ \frac{28,603}{(28,603 + 16,825)} \times 137,023^\circ\text{F}$ $= 217,238^\circ\text{F}$	<p>Menghitung <math>\frac{h_{io}}{\phi_r}</math></p> $ID = 0,834 \text{ in}$ $OD = 1 \text{ inc}$ $\frac{h_{io}}{\phi_r} = \frac{h_i}{\phi_c} \times \frac{ID}{OD}$ $= 20,1743 \frac{\text{Btu}}{\text{ft}^2 \text{hr} \text{ } ^\circ\text{F}} \times \frac{0,834 \text{ inc}}{1 \text{ inc}}$ $= 16,825 \frac{\text{Btu}}{\text{ft}^2 \text{hr} \text{ } ^\circ\text{F}}$
<p>13. Saat <math>t_w = 217,238^\circ\text{F}</math> didapatkan :</p> $\mu_w = 1,04 \text{ cps} \dots \dots \text{ (Kern, fig 14)}$ $= 1,04 \times 2,42 = 2,5168 \text{ lb/ft hr}$ $\phi_s = \left[ \frac{\mu}{\mu_w} \right]^{0,14}$ $= \left[ \frac{1,331 \text{ lb/ft hr}}{2,5168 \text{ lb/ft hr}} \right]^{0,14} = 0,91476$	<p>Saat <math>t_w = 217,238^\circ\text{F}</math> didapatkan</p> $\mu_w = 1,05 \text{ cps} \dots \dots \text{ (Kern, fig 14)}$ $= 1,05 \times 2,42 = 2,541 \text{ lb/ft hr}$ $\phi_s = \left[ \frac{\mu}{\mu_w} \right]^{0,14} = \left[ \frac{1,331 \text{ lb/ft hr}}{2,541 \text{ lb/ft hr}} \right]^{0,14}$ $= 1,0783$
<p>14. Untuk <math>Re_s = 1139,3496</math>:</p> $f = 3,5 \times 10^{-3} \quad \text{fig. 29 Kern}$ $s = SG \cdot 60/60 \text{ F}$ $= 0,8262$ $Ds(ID) = 23,25 \quad \text{in}$ $= 1,9375 \text{ ft}$	<p>Untuk <math>Re_c = 910,7189</math></p> $f = 3 \times 10^{-3} \quad \text{fig. 26 Kern}$ $s = SG \cdot 60/60 \text{ F}$ $= 0,84076$
<p>15. <math>h_o</math> terkoreksi</p>	<p><math>h_{io}</math> terkoreksi</p>



$$\begin{aligned}h_o &= \frac{h_a}{\phi_s} \times \theta_s \\ &= 28.603 \text{ Btu/ft}^2\text{hr}^\circ\text{F} \times 0,914 \\ &= 26.1631 \text{ Btu/ft}^2\text{hr}^\circ\text{F}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}h_{io} &= \frac{h_{ia}}{\phi_t} \times \theta_t \\ &= 16,825 \frac{\text{Btu}}{\text{ft}^2\text{hr}^\circ\text{F}} \times 1,0763 \\ &= 18,144 \frac{\text{Btu}}{\text{ft}^2\text{hr}^\circ\text{F}}\end{aligned}$$

16. Menghitung  $U_c$

$$\begin{aligned}U_c &= \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o} \\ &= \frac{18,144 \frac{\text{Btu}}{\text{ft}^2\text{hr}^\circ\text{F}} \times 26,1631 \frac{\text{Btu}}{\text{ft}^2\text{hr}^\circ\text{F}}}{(18,144 + 26,1631) \frac{\text{Btu}}{\text{ft}^2\text{hr}^\circ\text{F}}} \\ &= 10,714 \frac{\text{Btu}}{\text{ft}^2\text{hr}^\circ\text{F}}\end{aligned}$$

17. Menghitung  $U_d$

OD = 1 in dan BWG = 14 didapatkan  $e' = 0,2618$   
 $\text{ft}^2/\text{ft}$ .....(Korr. tabel 10)  
 $N_t = 400$   
 $L = 10 \text{ ft}$

$$\begin{aligned}U_d &= \frac{Q_t}{N_t \times e' \times L \times \text{LMTD}} \\ &= \frac{326271,18 \text{ Btu/hr}}{400 \times 0,2618 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 10 \text{ ft} \times 141,341^\circ\text{F}} \\ &= 1,7311 \frac{\text{Btu}}{\text{hr ft}^2^\circ\text{F}}\end{aligned}$$

18. Menghitung  $R_d$

$$\begin{aligned}R_d &= \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} \\ &= \frac{(10,714 - 1,7311) \frac{\text{Btu}}{\text{hr ft}^2^\circ\text{F}}}{10,714 \frac{\text{Btu}}{\text{ft}^2\text{hr}^\circ\text{F}} \times 1,7311 \frac{\text{Btu}}{\text{hr ft}^2^\circ\text{F}}} \\ &= 0,057 \frac{\text{hr ft}^2^\circ\text{F}}{\text{Btu}}\end{aligned}$$





19. Menghitung efisiensi elektivitas

$$\eta = \frac{Q_{tube}}{Q_{shell}} \times 100\%$$

$$= \frac{326271,18 \text{ Btu/jam}}{559784,05 \text{ Btu/jam}} \times 100\%$$

$$= 44\%$$

Pressure Drop

Shell side, Hot fluid (Solar)	Tube side, cold fluids (crude oil)
<p>1. Factor friksi (f)</p> $Re_s = 274,5262$ $f = 0,0032 \text{ ft}^2/\text{in}^2$ <p style="text-align: right;">— (Kern, fig 29)</p> $S_g = 0,84036$ $D_s = 30,748 \text{ in}$ $= 30,748 \text{ in} \cdot 12 = 2,5623 \text{ ft}$	<p>1) Factor friksi (f)</p> $Re_t = 134,0781$ $f = 0,0003 \text{ ft}^2/\text{in}^2$ <p style="text-align: right;">— (Kern, fig 26)</p> $S_g = 0,84076$
<p>2. Pressure Drop (<math>\Delta P_s</math>)</p> $\Delta P_s = \frac{f \cdot (G_s)^2 \cdot D_s \cdot (N + 1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot S_g \cdot \phi_s}$ $= \frac{0,0032 \times (6089,9059)^2 \times 2,5623 \times 5,0798}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,06 \times 0,84036 \times 0,966}$ $= 0,0007579 \text{ psi}$	<p>2) Pressure Drop (<math>\Delta P_t</math>)</p> $L = 10 \text{ ft}$ $n = 1$ $\Delta P_t = \frac{f \cdot (G_t)^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D \cdot S_g \cdot \phi_t}$ $= \frac{0,0003 \times (8403,511)^2 \times 10 \times 1}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,0695 \times 0,84076 \times 1,0789}$ $= 0,000258 \text{ psi}$
	<p>3) Jumlah crosses</p> $L = 10 \text{ ft}$ $B = 23,5623 \text{ in}$ $N + 1 = \frac{12 L}{B} = \frac{12 \times 10}{23,623}$ $= 5,0798$



### II. 2. 3. Pembahasan

*Heat Exchanger* merupakan salah satu unit yang berada pada kilang PPSDM Migas Cepu yang memiliki fungsi sebagai pemanas awal *crude oil* sebelum masuk ke dalam furnace. Pada HE-03, unit ini berfungsi untuk memanaskan *crude oil* dengan media pemanas produk solar yang diproduksi dari bottom C4 (Solar stripper).

Dari data lapangan hasil yang di dapat, dilakukan perhitungan panas yang diterima oleh *crude oil* sebesar 336271,18 BTU/jam sedangkan panas yang diberikan oleh solar sebesar 559794,05 BTU/ jam, jadi perpindahan panas yang terjadi pada solar ke *crude oil* mengalami kehilangan panas sebesar 223522,87 BTU/jam dan %Q loss sebesar 41,7 %. Efisiensi panas sebesar 44%. Fouling factor (R<sub>f</sub>) sebesar 0,3276. Koefisien perpindahan panas (U<sub>d</sub>) sebesar 1,7311. Pressure drop pada shell (solar) sebesar 0,0007579 Psi dan pressure drop pada tube sebesar 0,000258 Psi.

Dari hasil perhitungan dapat dilihat bahwa hasil perhitungan factor pengotor pada heat exchanger - 003 memiliki impurities yang banyak baik ditube maupun di shell. Impurities ini berasal dari kerak-kerak api yang berasal dari aliran solar baru berumur nya alat yang memiliki kadar yang cukup tinggi sehingga dapat mempengaruhi meningkatnya nilai dari fouling factor pada alat heat exchanger tersebut. Nilai factor pengotor sangat berpengaruh untuk proses perpindahan panas yang masuk ke dalam shell maupun tube.

Dalam pengendaliannya perlu dilakukan proses penghilangan kadar impurities yang dapat membuat kerak pada dinding-dinding pipa. Hal ini menunjukkan bahwa temperature dan laju alir fluida dan impurities sangat berpengaruh pada nilai fouling factor (R<sub>f</sub>). Semakin tinggi suhu maka semakin besar pula factor pengotor dikarenakan suhu yang tinggi dapat menyebabkan kerak pada dinding- dinding pipa. Pada nilai koefisien perpindahan panas (U<sub>d</sub>) juga dipengaruhi oleh adanya fouling factor (R<sub>f</sub>) karena semakin banyak kotoran yang menempel pada tube maka nilai koefisien perpindahan panas (U<sub>d</sub>) akan mengalami penurunan.

Fouling factor juga berpengaruh terhadap pressure drop, dimana semakin



tinggi pressure drop maka semakin tinggi pula fouling factornya. Hal ini disebabkan karena adanya impurities yang dibawa oleh fluida yang menyebabkan friksi pada tube dan shell akan semakin banyak dan perpindahan panas yang terjadi akan terganggu. Nilai pressure drop yang diperoleh masih dibawah nilai standart yang diperbolehkan, yaitu sebesar 10 Psi. Hal ini menunjukkan bahwa heat exchanger - 003 dinyatakan masih layak dioperasikan karena tidak melebihi standart batas yang diperbolehkan.

Pada hasil perhitungan Heat Exchanger - 003 diperoleh nilai Coefficient clean oversil sebesar  $10,714 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{T}$  dan Koeffisien perpindahan panas (Ud) sebesar 1,7311. Hal ini menunjukkan bahwa hantaran perpindahan panas dalam keadaan ini sangatlah kotor sehingga (*fouling factor* atau R<sub>d</sub>) kotoran yang menempel pada bagian permukaan dinding shell dan tube akan mengurangi perpindahan panas yang terjadi. Bila dibandingkan hantaran panas jika sudah ada endapan atau sudah beroperasi yaitu sebesar  $0,0057 \text{ jam.ft}^2 \cdot \text{T/Btu}$ .

Terlihat bahwa hasil dirt factor hasil perhitungan lebih besar dari dirt factor yang diizinkan. dengan demikian Heat Exchanger harus di perbaiki (pembersihan), karena R<sub>d</sub> lebih besar dari pada yang diizinkan sehingga akan menghambat laju perpindahan panas antara hot fluid dan cold fluid. Terlihat bahwa pressure drop hasil perhitungan jauh lebih kecil dari pada pressure drop yang diperbolehkan, sehingga dapat disimpulkan bahwa Heat Exchanger-003 masih layak dipakai.