



Maksimasi Produk Avtur Dengan Pengaturan Cutting Point Di Kolom Fraksinasi Unit Hydrocracking Complex

Maximizing Avtur Products With Cutting Point Settings In The Fractionation Column Hydrocracking Complex Unit

Zami Furqon¹, Rediansyah Tito Bisono², Sinung Bayu Nugroho³

¹Program Studi Teknik Pengolahan Migas, PEM AKAMIGAS”
Jl.Gajahmada No.38 Cepu, 58312, Blora-Jawa Tengah , Indonesia

*¹zamifurqon@gmail.com

Received : 16 Juli 2021; Accepted : 27 Juli 2021; Publish : Juli 2021

Abstrak

Fraksionator di Unit *Hydro Cracking Complex*, merupakan jenis proses distilasi atmosferis yang mengolah jenis minyak berat campuran dari berbagai sumber seperti HVGO dan HCGO di HCC Unit untuk mendapatkan produk berupa LPG, *light naphtha*, *heavy naphtha*, *Light Kerosene*, *Heavy Kerosene*, *diesel* dan *Net Bottom Fractinatotion*. Perubahan *Cutting Point* pada produk *Heavy Kerosene* akan berdampak pada perubahan yield *Heavy Kerosene* dan kondisi operasi pada kolom fraksinasi yaitu draw tray *HeavyKerosene*. Perubahan cutting point pada produk *Heavy Kerosene* juga akan menyebabkan perubahan sifat produk Avtur seperti *density*, *flash point*, *Kuop*, *freezing point*. Penurunan *Cutting Point* antara *Heavy Kerosene* dan Diesel sebesar 5 °F, dapat meningkatkan yield produk *Heavy Kerosene* hingga mencapai 0.78 % *volume on crude* atau sebesar 1.57 m³/jam. Perubahan *cutting point* akan diikuti juga dengan perubahan kondisi operasi pada kolom fraksionatornya, yaitu didapat suhu *Heavy Kerosene* draw tray sebesar 224°C.

Keywords : *Average Boiling Point, Cutting Point, Fractionation, Hydrocracking, Kerosene.*

Abstract

Fractionator in the HCC Unit, is a type of atmospheric distillation process that processes types of oil from various sources such as HVGO and HCGO at the HCC Unit to obtain products in the form of LPG, light naphtha, heavy naphtha, Light Kerosene, Heavy Kerosene, diesel and Net Bottom Fractionation. Changes in Cutting Point on Heavy Kerosene products will have an impact on changes in Heavy Kerosene yield and operating conditions on the fractionation column, namely the Heavy Kerosene draw tray. A decrease in the Cutting Point between Heavy Kerosene and Diesel by 5 °F can increase the yield of Heavy Kerosene products to reach 0.78% volume on crude or 1.57 m³/hour. That is, the temperature of the Heavy Kerosene draw tray is 224°C. This is done in order to reduce the cutting point temperature of Heavy Kerosene which can increase the yield of Heavy Kerosene products.

Keywords : *Average Boiling Point, Cutting Point, Fractionation, Hydrocracking, Kerosene.*

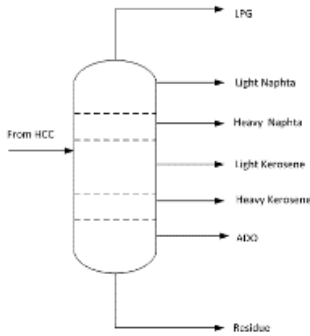
1. PENDAHULUAN

Hydro Cracking Complex (HCC) merupakan salah satu unit yang ada di Oil Refinery. Unit ini mengolah feedstock *Heavy Vacuum Gas Oil* (HVGO) dan *Heavy Cooker Gas Oil* (HCGO) yang nilainya rendah di pasaran menjadi produk yang bernilai tinggi diantaranya : LPG, *light naphtha*, *heavy naphtha*, *light kerosene*, *heavy kerosene*, *diesel* dan *Unconverted Oil* (UCO).

Salah satu BBM yang saat ini pertumbuhannya terus naik adalah avtur, disebabkan industri pesawat terbang di Indonesia yang berkembang sangat baik sehingga perusahaan sebagai pemasok avtur dalam negeri harus mampu memenuhi kebutuhan avtur tersebut. Unit *Hydro Cracking Complex* (HCC) merupakan salah satu unit yang menghasilkan avtur. Untuk mencapai *yield* optimal dilakukan beberapa



perubahan terutama pada kondisi operasi kolom fraksinasi sehingga menghasilkan *yield* avtur lebih banyak.



Gambar 1. Skema Proses pada Fractionator

2. METODE PENELITIAN

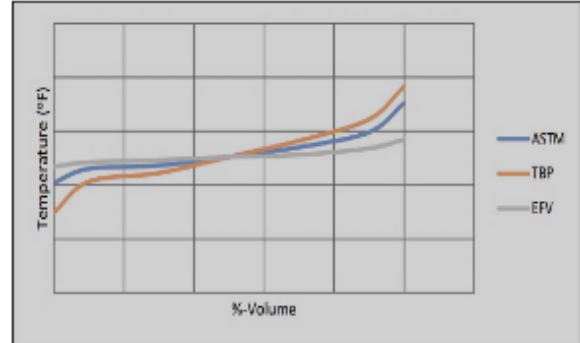
2.1 Konversi Profil Distilasi ASTM D 86 ke Distilasi TBP

Langkah pertama adalah mencari temperatur 50% True Boiling Point atau TBP. Dengan menggunakan grafik pada *figure* 12.4 dari buku *Applied Hydrocarbon Thermodynamic* karangan Wayne Edmister ditarik garis vertikal dari ASTM 50 % distilasi memotong garis lengkung pada *figure* 12.4 kemudian ditarik garis horizontal ke kanan dan didapatkan hasil koreksi.

2.2 Konversi Profil Distilasi TBP ke EFV

Untuk langkah perhitungannya pertama kali dilakukan adalah mencari data mengenai tekanan kolom. Langkah selanjutnya adalah menghitung EFV 50% dengan menggunakan *figure* 12.6 buku *Applied Hydrocarbon Thermodynamic* karangan Wayne Edmister.

Penggambaran kurva dibuat dengan absis adalah %-volume distilat, dan ordinatnya adalah suhu dalam °F atau °C. Untuk setiap *crude*, akan memberikan profil distilasi dan kurva distilasi yang berbeda. Pada sampel yang sama, jika dilakukan distilasi ASTM, TBP dan EFV atau Equilibrium Flash Vaporization maka akan didapat hasil sebagai berikut :



Gambar 2. Kurva Distilasi ASTM-TBP-EFV

2.3 Perhitungan *Cutting Point*

Cutting point atau titik potong adalah suhu di sepanjang kurva TBP ,yang menyatakan batas suatu fraksi yang akan diproduksi. *Cutting point* produk digunakan untuk memprediksi volume dan distilasi TBP dari masing – masing fraksi dalam *crude oil*. TBP Cut Point, kemudian dirumuskan sebagai berikut :

$$TBP \text{ Cut point} = \frac{1}{2} (t_{100L} + t_{OH})$$

Keterangan :

t_{100L} : *Final Boiling Point*

t_{OH} : *Initial Boiling Point*

2.4 Metode *Pseudo Component*

Metode ini digunakan untuk membuat profil bayangan (*pseudo*) distilasi dari suatu fraksi minyak bumi atau umpan suatu unit. Metode *Pseudo Component* digunakan untuk membentuk profil distilasi umpan pada kolom fraksinasi dengan dasar grafik profil distilasi TBP gabungan tiap-tiap produk.

2.5 Penentuan Kondisi Operasi

Kondisi operasi diperoleh dari hasil perhitungan distilasi EFV dari produk. Distilasi EFV digunakan sebagai acuan kondisi operasi. Hal tersebut dikarenakan, distilasi EFV diuji untuk mendapatkan temperatur yang dibutuhkan saat uap dan



cairan terpanaskan, tetapi uap masih belum terpisah dari cairan.

2.5.1 Penentuan Temperatur Draw Off Produk

Salah satu pengaruh kondisi operasi yang perlu diperhatikan adalah temperatur *draw off* produk. Temperatur produk samping ditentukan oleh *initial boiling point* (IBP) distilasi EFV dari produk samping yang dikoreksi dengan *fig. 2.18 Watkins*.

2.5.2 Konversi Temperatur Terhadap Tekanan Operasi

Untuk menghitung temperatur operasi pada kolom fraksinasi, hasil perhitungan temperatur profil distilasi EFV harus dikonversi menggunakan grafik konversi. Profil distilasi EFV sesuai dengan kondisi tekanan operasi yang sedang berlangsung. Grafik yang digunakan adalah grafik *figure 3.28, figure 3.30, figure 3.31* buku *Distillation* Karangan Mathew Van Winkle.

2.6 Metode Maksimasi

Metode maksimasi yang digunakan untuk memaksimalkan produk *heavy kerosene* sebagai *aviation jet fuel* adalah menggunakan metode *pseudo component*. Dimana nanti akan dilakukan *trial and error* terhadap penurunan suhu *cutting point*. Selanjutnya, dilakukan *trial and error* terhadap suhu *cutting point* setiap penurunan 5 °F hingga didapat penurunan suhu *cutting point* paling optimal.

Tabel 1. Kondisi Operasi Kolom Fraksinasi

| PARAMETER | | UNITS | VALUE |
|----------------------|------------------------|--------------------|--------|
| Kolom fraksinasi | Top Column Temperature | °C | 108.7 |
| | Top Column Pressure | kg/cm ² | 0.4896 |
| | Feed Flow Intake | m ³ /h | 201.79 |
| Draw Off Temperature | LPG | °C | 109.6 |
| | Light Naphta | °C | |
| | Heavy Naphta | °C | |
| | Light Kerosene | °C | 150.52 |
| | Heavy Kerosene | °C | 207.57 |
| | Diesel | °C | 331.12 |
| | Net Bottom | °C | 346.49 |

Tabel 2. Kondisi Operasi Kolom Fraksinasi

| Produk | Rate Produk (m ³ /h) | % Vol On Crude |
|--------------------------|---------------------------------|----------------|
| LPG | 4,19 | 2,37 |
| Light naphtha | 13,49 | 4,18 |
| Heavy naphtha | 25,38 | 15,47 |
| Light Kerosene | 14,37 | 6,08 |
| Heavy Kerosene | 40,68 | 20,16 |
| Diesel | 93,51 | 46,34 |
| Net Bottom Fractionation | 10,16 | 5,40 |
| Total | 201,79 | 100 |

3. HASIL DAN PEMBAHASAN

3.1 Kondisi operasi terhadap yield produk

Dalam pengaplikasian di lapangan, parameter yang sangat diperhatikan untuk memenuhi spesifikasi yaitu, profil distilasi, flash point, dan freezing point. Tabel 2 menyajikan komposisi produk dari kolom fraksinasi dengan basis pengolahan feed sebesar 201.79 m³/h.

Komposisi produk diatas kemudian disusun profil distilasinya berdasarkan hasil analisis produk pada literatur dan disajikan pada tabel 3.

3.2 Perhitungan Cutting Point

Langkah awal dalam melakukan maksimasi produk *heavy kerosene*, adalah dengan melakukan perhitungan *cutting point* basisnya. *Cutting point* basis ini kemudian akan dijadikan sebagai pembanding, setelah dilakukan upaya maksimasi produk. Perhitungan *cutting point* tersebut, dilakukan melalui beberapa tahap, yaitu mengkonversi profil distilasi American Society For Testing Material atau ASTM ke profil distilasi True Boiling Point atau TBP, menyusun *pseudo component* masing- masing produk, dan akhirnya menentukan *cutting point* basis. Berikut penjelasan dari masing-masing tahap:



Tabel 3. Data analisis distilasi produk

| Distilasi ASTM (% Volume) | Produk | | | | | | | | | |
|---------------------------|--------------|-----|--------------|-----|----------------|-----|--------------|-----|---------|-----|
| | Light Naptha | | Heavy Naptha | | Light Kerosene | | Heavy Naptha | | Gas Oil | |
| | °C | °F | °C | °F | °C | °F | °C | °F | °C | °F |
| IBP | 12 | 54 | 19 | 66 | 98 | 208 | 166 | 330 | 203 | 397 |
| 10 | 33 | 92 | 64 | 148 | 127 | 260 | 189 | 372 | 270 | 518 |
| 30 | 43 | 110 | 88 | 190 | 144 | 291 | 207 | 404 | 316 | 601 |
| 50 | 52 | 126 | 107 | 224 | 155 | 311 | 227 | 440 | 349 | 660 |
| 70 | 60 | 140 | 124 | 255 | 163 | 326 | 238 | 461 | 389 | 732 |
| 90 | 84 | 184 | 144 | 291 | 171 | 340 | 264 | 508 | - | - |
| FBP | 111 | 232 | 172 | 341 | 206 | 403 | 291 | 555 | - | - |

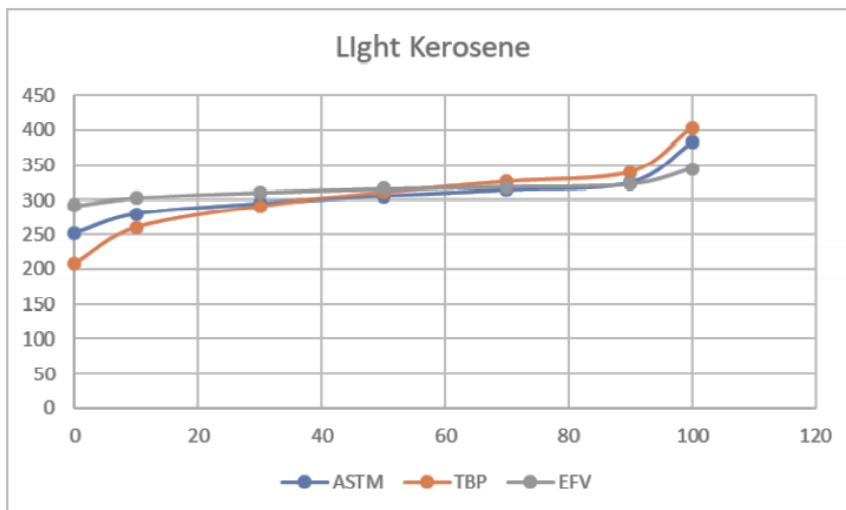
Tabel 4. Perhitungan TBP/EFV Light Kerosene

| DIST (% Volume) | ASTM | | | TBP | | EFV | |
|-----------------|------|--------------|-----------|----------|------|-----------|------|
| | T °F | Interval (%) | Δ T | ΔT °F | T °F | ΔT °F | T °F |
| 0 | 252 | | | | 208 | | 292 |
| 5 | | 0 ~ 10 | 28 | 52 | | 11 | |
| 10 | 280 | | | | 260 | | 303 |
| 20 | | 10 ~ 30 | 15 | 31 | | 8 | |
| 30 | 295 | | | | 291 | | 311 |
| 40 | | 30 ~ 50 | 11 | 20 | | 5 | |
| 50 | 306 | | | 5 | 311 | 10 | 316 |
| 60 | | 50 ~ 70 | 9 | 15 | | 3 | |
| 70 | 315 | | | | 326 | | 319 |
| 80 | | 70 ~ 90 | 10 | 14 | | 4 | |
| 90 | 325 | | | | 340 | | 323 |
| 95 | | 90 ~ 100 | 58 | 63 | | 22 | |
| 100 | 383 | | | | 403 | | 345 |

3.2.1 Konversi Distilasi ASTM-TBP-EFV

Data analisis distilasi ASTM produk yang telah disajikan dalam tabel 3, harus dikonversi ke distilasi TBP menggunakan metode *edmaster*. Grafik profil distilasi TBP perlu dibuat untuk mendapatkan *yield product*

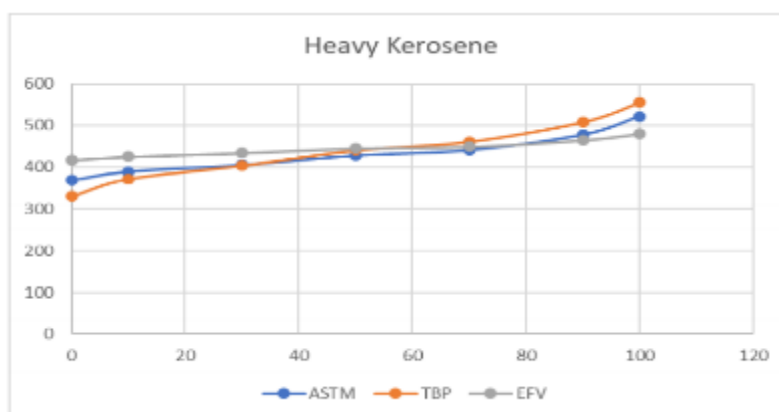
dari temperatur *cutting point*. Selain itu juga digunakan sebagai dasar data untuk membentuk grafik komponen bayangan umpan kolom fraksinasi. Perhitungan distilasi ASTM ke TBP dan EFV tersebut dapat dilihat dari tabel 4 dan tabel 5.



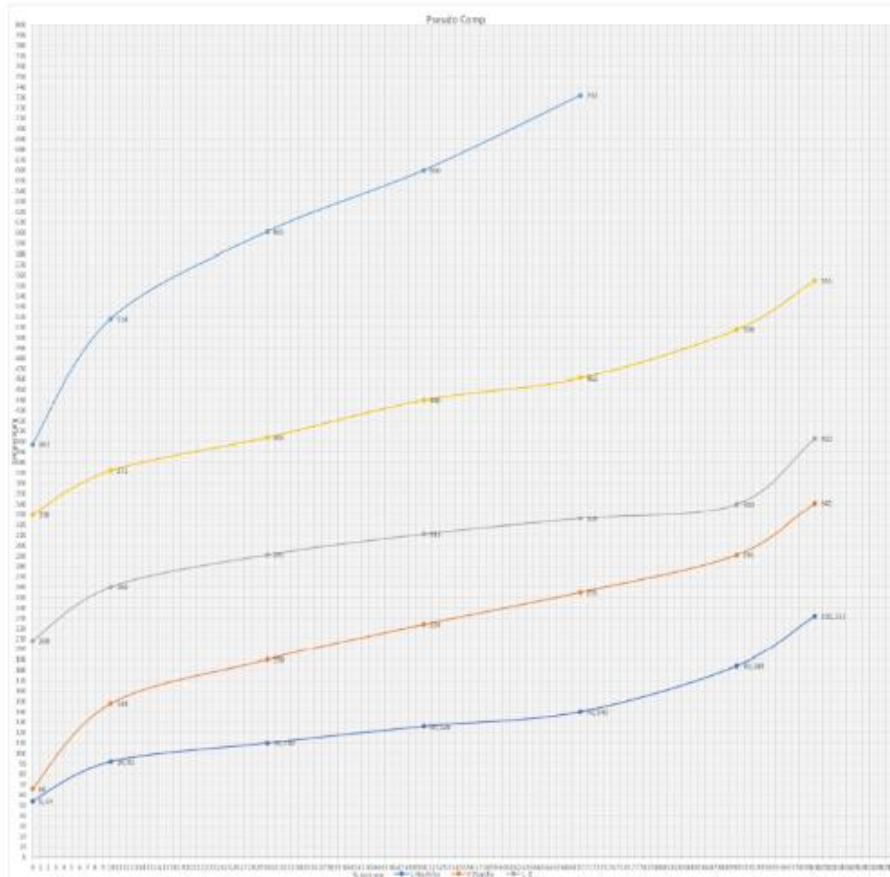
Gambar 3. Grafik distilasi *light kerosene*

Tabel 5. Perhitungan TBP/EFV *Heavy Kerosene*

| DIST (% Volume) | ASTM | | | TBP | | EFV | |
|-----------------|------|--------------|-----------|-----------|------|-----------|------|
| | T °F | Interval (%) | Δ T | ΔT °F | T °F | ΔT °F | T °F |
| 0 | 369 | | | | 330 | | 417 |
| 5 | | 0 ~ 10 | 21 | 42 | | 8 | |
| 10 | 390 | | | | 372 | | 425 |
| 20 | | 10 ~ 30 | 16 | 32 | | 9 | |
| 30 | 406 | | | | 404 | | 434 |
| 40 | | 30 ~ 50 | 22 | 36 | | 11 | |
| 50 | 428 | | | 12 | 440 | 17 | 445 |
| 60 | | 50 ~ 70 | 13 | 21 | | 4 | |
| 70 | 441 | | | | 461 | | 449 |
| 80 | | 70 ~ 90 | 37 | 47 | | 16 | |
| 90 | 478 | | | | 508 | | 465 |
| 95 | | 90 ~ 100 | 44 | 47 | | 15 | |
| 100 | 522 | | | | 555 | | 480 |



Gambar 4. Grafik distilasi *heavy kerosine*



Gambar 5. Grafik distilasi TBP produk

3.2.2 Penyusunan *Pseudo Component Produk*

Penyusunan grafik Distilasi TBP umpan fraksinasi dilakukan dengan menggunakan data-data distilasi TBP produk. Cara menyusun dengan metode komponen bayangan (*pseudo component*) dengan melakukan *increment* setiap kenaikan 30 °F. Selanjutnya disusun persen *recovery* setiap komponen bayangan terhadap umpan fraksinasi. Hasil *increment* komponen bayangan digambarkan sesuai dengan grafik distilasi produk (gambar 6).

3.3 Perhitungan Peningkatan *Yield Avtur*

Avtur yang dihasilkan kolom fraksinasi merupakan hasil *blending* antara *Light Kerosene* dan *Heavy Kerosene*. Sehingga dalam menentukan perhitungan peningkatan *yield* produk avtur, akan memperhitungkan faktor *blending* dari kedua komponen. Perhitungan ini juga didasarkan

pada perbedaan spesifikasi dari hasil *blending* dengan standar spesifikasi yang ditetapkan oleh Dirjen Migas.

3.4 Perhitungan *Cutting Point*

Dari distilasi TBP umpan, kemudian ditentukan *cutting point (TBP Cut Point)* masing-masing produk untuk menentukan *TBP cut volume* masing-masing produk. Watkins menentukan *cut point* TBP dengan formula 1 sebagai berikut :

$$TBP\ Cut\ point = \frac{1}{2}(t_{100L} + t_{OH}) \quad (1)$$

Adapun hasil perhitungan *cutting point* produk sebelum dimaksimasi, dapat dilihat pada tabel 6.

Setelah melakukan perhitungan, maka *cutting point* di tabel 6 tersebut akan diplotkan pada grafik TBP umpan fraksinasi (gambar 6).



Tabel 6. Cutting point Produk Sebelum Maksimasi

| Sebelum | | | |
|---------|---------|---------|--------------|
| 0 | IBP(°F) | FBP(°F) | Cutting (°F) |
| LN | 54 | 232 | |
| | | | 149 |
| HN | 66 | 341 | |
| | | | 274.5 |
| LK | 208 | 403 | |
| | | | 366.5 |
| HK | 330 | 555.0 | |
| | | | 476 |
| Diesel | 397.0 | 732 | |

3.5 Peningkatan Yield Avtur

Upaya maksimasi produk avtur, dilakukan dengan merubah *cutting point heavy kerosene* untuk memperluas area *cutting volume* produk *heavy kerosene* pada grafik *cutting point* basis, sehingga *yield avtur* juga semakin meningkat. Penambahan fraksi *diesel* ke dalam fraksi *heavy kerosene* tentu akan mempengaruhi spesifikasi *blending avtur*. Selanjutnya adalah memperkirakan kondisi operasi kolom fraksinasi dari suhu *draw off tray heavy kerosene* pada *cutting point* tersebut.

3.5.1 Perhitungan Cutting Point Baru

Perhitungan *cutting point* baru, dilakukan dengan cara *trial and error* dengan batasan *trial and error* adalah spesifikasi produk avtur, yang meliputi *flash point*, dan *freezing point*. Penurunan temperatur ini dilakukan secara bertahap tiap 5 °F, hingga di dapat kondisi optimal dengan batasan spesifikasi *blending avtur* yang telah dijelaskan sebelumnya.

Dari lima kali percobaan *trial and error*, diperoleh *cutting point* paling optimal pada 481 °F. Artinya, maksimasi produk avtur melalui pengaturan *cutting point* antara

heavy kerosene dan *diesel*, paling optimal dapat dilakukan dengan menaikkan *cutting point* aktual sebesar 5 °F, dari temperatur 555 °F menjadi 560 °F. Tabel 7 menunjukkan *cutting point* produk setelah di maksimasi.

Setelah mendapatkan *cutting point* baru *heavy kerosene*, maka selanjutnya dilakukan *plotting* ulang terhadap grafik distilasi TBP *feed* basis. Hal ini dilakukan untuk mendapatkan *cutting volume* setelah maksimasi, sehingga besarnya *yield* setiap produk yang dihasilkan kolom fraksinasi bisa diketahui. Setelah maksimasi, terjadi kenaikan *yield heavy kerosene* sebesar 0,78 % *volume on crude*.

Tabel 7. Cutting point Produk Setelah Maksimasi

| Sesudah | | | |
|---------|----------|----------|--------------|
| 0 | IBP (°F) | FBP (°F) | Cutting (°F) |
| LN | 54 | 232 | |
| 0 | 0 | 0 | 149 |
| HN | 66 | 341 | |
| 0 | 0 | 0 | 274.5 |
| LK | 208 | 403 | |
| 0 | 0 | 0 | 366.5 |
| HK | 330 | 560.0 | |
| 0 | 0 | 0 | 481 |
| Diesel | 402.0 | 732 | |

Tabel 8. Perkiraan Yield Produk Setelah Maksimasi

| Produk | Sebelum | | Sesudah | |
|--------|---------------|---------------------------------|---------------|---------------------------------|
| | % Vol On Feed | Rate Produk (m ³ /h) | % Vol On Feed | Rate Produk (m ³ /h) |
| LPG | 4.78 | 9.64 | 4.78 | 9.64 |
| LN | 4.18 | 8.43 | 4.18 | 8.43 |
| HN | 12.68 | 25.58 | 12.68 | 25.58 |
| LK | 6.83 | 13.78 | 6.83 | 13.78 |
| HK | 20.16 | 40.68 | 20.94 | 42.25 |
| Diesel | 46.34 | 93.51 | 45.56 | 91.94 |
| NBF | 5.04 | 10.16 | 5.04 | 10.16 |



Tabel 9. Perkiraan Profil Distilasi Heavy Kerosene Baru

| DIST (% Volume) | ASTM | | | TBP | | EFV | |
|--------------------|------|--------------|-----------|-----------|------|-----------|------|
| | T°F | Interval (%) | ΔT | ΔT °F | T °F | ΔT °F | T °F |
| 0 | 369 | | | | 327 | | 425 |
| 5 | | 0 ~ 10 | 31 | 56 | | 11 | |
| 10 | 400 | | | | 383 | | 436 |
| 20 | | 10 ~ 30 | 18 | 35 | | 10 | |
| 30 | 418 | | | | 418 | | 446 |
| 40 | | 30 ~ 50 | 20 | 33 | | 10 | |
| 50 | 438 | | | 13 | 451 | 18 | 456 |
| 60 | | 50 ~ 70 | 20 | 31 | | 15 | |
| 70 | 458 | | | | 482 | | 471 |
| 80 | | 70 ~ 90 | 22 | 30 | | 13 | |
| 90 | 480 | | | | 512 | | 484 |
| 95 | | 90 ~ 100 | 50 | 54 | | 20 | |
| 100 | 530 | | | | 566 | | 504 |

Dari hasil *plotting* ulang terhadap grafik distilasi TBP *feed* basis, kemudian disusun kembali perkiraan *yield* produk masing – masing produk. Terjadi kenaikan rate produk *heavy kerosene* sebesar 1,57 m³/h setelah maksimasi, yang dapat dilihat pada tabel 8.

3.5.2 Perkiraan Profil Distilasi Baru

Hasil perhitungan perkiraan profil distilasi baru *heavy kerosene*, dapat dilihat pada tabel 9.

3.6 Perhitungan Spesifikasi Produk

Dalam pengaturan *cutting point*, selain mendapatkan *yield* produk *heavy kerosene* sebesar-besarnya, namun tetap harus memperhatikan batasan-batasan yang diatur dalam spesifikasi *blending* produk avtur . Berikut adalah perhitungan, yang akan memperkirakan spesifikasi *blending* avtur antara *light kerosene* dan *heavy kerosene* setelah maksimasi, dengan menggunakan beberapa pendekatan diluar hasil analisa laboratorium.

3.6.1 Density

$$\rho_{blend} = \frac{(\rho_1 \cdot V_1 + \rho_2 \cdot V_2 + \dots + \rho_n \cdot V_n)}{V_1 + V_2 + \dots + V_n} \quad (2)$$

Keterangan :

ρ_{blend} = hasil *blending* (kg/m³)

V_1, V_2, V_n = Volume Komponen *Blending* 1,2 dan Ke n (M³)

ρ_1, ρ_2, ρ_n = Density komponen *blending* 1,2 dan ke n (kg/m³)

Density *diesel* = 826,8 Kg/M³

Density HK = 823,1 Kg/M³

Density LK = 768,2 Kg/M³

Volume *diesel* = 1,57 m³/h

Volume HK = 40,68 m³/h

Volume LK = 13,78 m³/h

$$Density\ HK\ baru = \frac{(1,57 \times 826,8) + (40,68 \times 823,1)}{(1,57 + 40,68)} = 823,2328\ kg/m^3$$

$$Density\ Avtur = \frac{\rho_{HK} \cdot V_{HK} + \rho_{LK} \cdot V_{LK}}{V_{LK} + V_{HK}} \quad (3)$$

$$Density\ Avtur = \frac{(823,2328 \times 42,25) + (768,2 \times 13,78)}{(42,25 + 13,78)} = 809,702\ kg/m^3$$

Density Avtur yaitu 809,702 kg/m³ masih memenuhi spesifikasi yang ditentukandimana spesifikasi yang ditentukan Min. 775 kg/m³ dan Max. 840 kg/m³.

3.6.2 Flash Point



$$\log FPI = -6.1188 + \frac{4345.2}{FP+383} \quad (4)$$

$$\log FPI_{HK} = -6.1188 + \frac{4345.2}{157.8 + 383} = 1,92$$

$$FPI_{HK} = 10^{1,92} = 82,41$$

$$\log FPI_{LK} = -6.1188 + \frac{4345.2}{75 + 383} = 3,37$$

$$FPI_{LK} = 10^{3,37} = 2336,34$$

$$FPI_{Blend} = \frac{FPI_1 \cdot V_1 + FPI_2 \cdot V_2}{V_1 + V_2} \quad (5)$$

$$\text{Sehingga; } FPI_{Blend} = \frac{(13,78 \times 2336,34) + (42,25 \times 82,41)}{(13,78 + 42,25)} = 636,737$$

$$FP_{Blend} = \frac{4345,2}{\log FPI_{Blend} + 6.1188} - 383 \quad (6)$$

$$FP_{Blend} = \frac{4345,2}{\log 636,737 + 6.1188} - 383 = 103,797 \text{ } ^\circ F \text{ (39,9885 } ^\circ C)$$

Flash Point Avtur yaitu 39,9885 °C masih memenuhi spesifikasi yang ditentukan dimana spesifikasi yang ditentukan Min. 38 °C.

3.6.3 Perhitungan Harga K_{UOP}

- Light Kerosene

Dengan menggunakan data distilasi ASTM Avtur, maka dapat diperoleh nilai VABP dari persamaan 6 sebagai berikut:

$$VAPB = \frac{280 + 2 \times 306 + 325}{4} = 304,25 \text{ } ^\circ F$$

Dari grafik koreksi VABP oleh buku *Petroleum Refinery Engineering*, Nelson fig. 281.2, diperoleh koreksi sebesar -3 °F. Maka nilai MeABP = 304,25 °F + (-3) °F = 301,25 °F = 760,92 °R

Sehingga nilai K_{UOP} adalah :

$$K_{UOP} = \frac{\sqrt[3]{MeABP}}{SG^{60/60}} \quad (7)$$

$$= \frac{\sqrt[3]{760,92}}{0,7682} = 11,88426$$

- Heavy Kerosene

Dengan menggunakan data distilasi ASTM Avtur, maka dapat diperoleh nilai VABP dari persamaan 6 sebagai berikut:

$$VAPB = \frac{400 + 2 \times 438 + 480}{4} = 439 \text{ } ^\circ F$$

Dari grafik koreksi VABP oleh buku *Petroleum Refinery Engineering*, Nelson fig. 281.2, diperoleh koreksi sebesar -6 °F. Maka nilai MeABP = 439 °F + (-6) °F = 433 °F = 892,67 °R

Sehingga nilai K_{UOP} adalah :

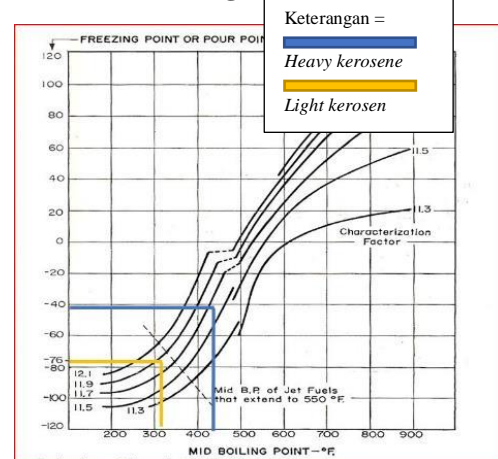
$$K_{UOP} = \frac{\sqrt[3]{MeABP}}{SG^{60/60}} \quad (8)$$

$$= \frac{\sqrt[3]{892,67}}{0,82324} = 11,696$$

3.6.4 Freezing Point

Freezing point dapat diprediksi dengan hubungan antara Mid boiling point distilasi ASTM dan Kuop berdasarkan grafik yang digunakan oleh Nelson, pada gambar 10 berikut :

Gambar 6. Hubungan Mid Boiling Point, K_{UOP},



dan Freezing point



Tabel 10. Data Kondisi Operasi Kolom Fraksinator Setelah Maksimasi

| Parameter | Temperatur Aktual | | Temperature Perhitungan EFV | | Koreksi | |
|--------------------------|-------------------|--------|-----------------------------|--------|---------|-----|
| | °F | °C | °F | °C | °F | °C |
| Heavy Kerosene Draw Tray | 405,63 | 207,57 | 425 | 218,33 | 435 | 224 |

FP Heavy Kerosene = -39 °C

FP Light Kerosene = -78 °C

$$FP_{Blend} = \frac{(-39 \times 13,78) + (-78 \times 42,25)}{(13,78 + 42,25)} = -48,592 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Berdasarkan hasil perhitungan di atas, diperoleh nilai prediksi *freezing point* sebesar -48,592 °C. Artinya, produk avtur masih dalam batasan spesifikasi, yang membatasi *freezing point* avtur maksimal -47 °C.

3.7 Perhitungan Kondisi Operasi Kolom Fraksinator.

Perubahan kondisi operasi dilakukan untuk mengaplikasikan perubahan *cutting point* produk *heavy kerosene* sebagai langkah maksimasi *yield* avtur, yang perhitungannya telah dijelaskan di atas. Kondisi operasi yang dimaksud adalah perubahan temperatur *draw off tray heavy kerosene*. Temperatur operasi didasarkan pada distilasi EFV yang telah dikonversikan dari distilasi ASTM.

Perubahan suhu *draw off tray heavy kerosene* didasarkan pada IBP distilasi EFV dari *heavy kerosene*, yang dikoreksi menggunakan grafik *fig.2.18 Watkins*. Hasil perubahan kondisi operasi kolom fraksinator dapat dilihat pada tabel 10.

Dari tabel 10 di atas, dapat dilihat bahwa untuk mencapai *cutting point* baru maka akan terjadi perubahan kondisi operasi berupa kenaikan temperatur *draw off tray heavy kerosene* kolom fraksinasi sebesar 16,3 °C.

4. KESIMPULAN

1. Peningkatan *yield* Avtur dapat dipenuhi dengan menaikkan *yield heavy kerosene* yaitu dengan cara menaikkan suhu *cutting point* (FBP) *heavy kerosene*. Untuk mengubah suhu *cutting point heavy kerosene*, maka suhu *draw off tray heavy kerosene*

2. diubah hingga sebesar 224 °C.
2. Pengaturan kondisi operasi, yaitu *draw off tray* untuk maksimasi produk, didasarkan pada distilasi produk, min. *flash point*, dan max. *freezing point* avtur. Kualitas produk *blending* Avtur setelah memaksimasi *heavy kerosene*, masih memenuhi nilai dari spesifikasi yang diberikan, dengan *flash point* sebesar 39,989 °C (spesifikasi min. 38 °C) , dan *freezing point* -48,592 °C (spesifikasi max. -47 °C).
3. Dengan menurunkan temperatur *draw off tray* sebesar 16,32 °C, dari temperatur 207,57 °C menjadi 224 °C, akan menaikkan *yield* avtur sebesar 0,78 % volume on *crude*, atau sebesar 1,57 m³/jam.

DAFTAR PUSTAKA

Edmister, W C. 1988, *Applied Hydrocarbon Thermodynamics*, Vol 2, 2nd Edition, Gulf Publishing Company, Houston: Texas

Gary. James H dkk, 2001, *Petroleum Refining Technology and Economics*, 4th Edition, Marcel Dekker Inc, New York, USA



- Gorak.A dkk, 2014, *Distillation: Equipment and Processes*, 1st Edition, Elsevier, USA
- Gorak.A dkk, 2014, *Distillation: Operation and Application*, 1st Edition, Elsevier, USA
- Jones, DSJ. 1995, *Elements of Petroleum Processing*, John Wiley and Sons, West Sussex: England
- Kister Z.Henry, 1990, *Distillation Operation*, 1st Edition, Mc Graw Hill, USA
- Nelson, WL. 1985, *Petroleum Refinery Engineering – Student Edition*, 4th Edition Mc Graw hill Book company, Singapore
- Petroleum Institute, American. 1997, *Technical Data Book – Petroleum Refining Sixth Edition*, Refining Departement API Publisher, United States America
- Riazi. M. R, 2005, *Characterization and Properties of Petroleum Fractions*, 1st Edition, ASTM International, USA
- Watkin, RN. 1979, *Petroleum Refinery Distillation*, Second Edition, Gulf Publishing Company, Houston: Texas
- Winkle, MV. 1967, *Distillation*, McGraw-Hill Inc, United States America
- Referensi journal publication:
- Amparo Gomez-Siurana, Alicia Font-Escamilla, Cristina Garcia-Soler, 2018, *Learning about distillation curves as a way to define a process steam from crude petroleum*, Chemical Engineering Department, University of Alicante, Spain
<http://dx.doi.org/10.1016/j.ece.2018.11.001>
- David Sotelo , Antonio Favela-Contreras , Carlos Sotelo . Guillermo Jimenez , Luis Gallegos-Canales , 2017 , *Design and implementation of a control structure for quality products in a crude oil atmospheric distillation column*, Elsevier Ltd, Mexico.
<https://doi.org/10.1016/j.isatra.2017.08.005>
- F. Giordano, Gabriela, etc, 2020, *Distilling small volumes of crude oil*, Brazil
<https://doi.org/10.1016/j.fuel.2020.119072>
- G. Argirov, S. Ivanov, G. Cholakov, 2012, *Estimation of crude oil TBP from crude viscosity*, Bourgas, Bulgaria.
<https://doi.org/10.1016/j.fuel.2012.03.023>
- Jose F. Cuadros, Rubens Maciel Filho, Maria R.W. Maciel, Cesar Benedito Batistella, Lilian C. Medina, 2009, *Evaluation and Application of the Extended TBP Curves in Processing and Refining of Heavy Oil Fractions*, School of Chemical Engineering, State University of Campinas, Brazil.
[https://doi.org/10.1016/S1570-7946\(09\)70033-1](https://doi.org/10.1016/S1570-7946(09)70033-1)
- M. S. Lopes, M. Savioli Lopes , R. Maciel Filho, M. R. Wolf Maciel , L. C. Mediana, 2012, *Extension of the TBP curve of petroleum using the correlation DESTMOL*, Prague , Czech republic.
<https://doi.org/10.1016/j.proeng.2012.07.465>
- Peter Behrenbruch, Thvanka Dedigama, 2005, *Classification and characterization of crude oils based on distillation properties*, Australian School of Petroleum, University of Adelaide, Australia.
<https://doi.org/10.1016/j.petrol.2005.10.016>
- Rafael N.G. Santos, Eduardo R.A. Lima, Marcio L.L. Paredes, 2020, *ASTM D86 distillation curve: Experimental analysis and premises for literature modeling*, Chemical Engineering Graduate Program, Rio de Janeiro, Brazil



<https://doi.org/10.1016/j.fuel.2020.118958>

Tirtha Chatterjee, Deoki N Saraf, 2003, *On-line estimation of product properties for crude distillation units*, Process Control Laboratory, Department of Chemical Engineering, Indian Institut of Technology, Kampur, India.

[https://doi.org/10.1016/S0959-1524\(03\)00036-2](https://doi.org/10.1016/S0959-1524(03)00036-2)