

PROSES REFORMASI KATALITIK

A.S. Nasution, Oberlin Sidjabat, Abdul Haris, Morina

Pusat Penelitian dan Pengembangan Teknologi Minyak dan Gas Bumi

1. PENDAHULUAN

Proses separasi minyak bumi adalah proses pertama untuk pemisahan minyak bumi menjadi fraksi-fraksinya. Proses ini meliputi proses distilasi atmosfer dan distilasi vakum, yang menghasilkan nafta, kerosin, distilat vakum dan residu (residu atmosferik dan residu vakum).

Dalam rangka meningkatkan nilai tambah fraksi minyak bumi tersebut, maka dilakukan proses tahap kedua, yaitu: konversi, baik berupa proses termal maupun proses katalitik. Bensin mempunyai kisaran titik didih dari 40°C sampai 220°C yang mengandung grup hidrokarbon parafin, olefin, naftena, dan aromatik dengan variasi nilai angka oktannya cukup besar.

Proses pembuatan komponen bensin^[1] terdiri atas: (1) proses separasi atau distilasi (menghasilkan *straight-run naphtha*) dan (2) proses konversi, yaitu: (a) proses konversi termal, yaitu proses visbreker (*visbreaker naphtha*), dan proses koker (*coker naphtha*), dan (b) proses konversi katalitik yaitu: proses perengkahan katalitik (bensin reengkahan katalitik – *cat. cracked gasoline*), proses penghidrorengkahan (*hydrocracked naphtha*), proses isomerisasi (isomerat), proses reformasi katalitik (reformat), proses alkilasi (alkilat) dan proses polimerisasi (bensin polimer–*polygasoline*).

Untuk pembuatan bensin ramah lingkungan diperlukan peningkatan

pembuatan jumlah komponen utama bensin berangka oktana tinggi (HOMC – *high octane mogas components*) yang diperoleh dari proses-proses katalitik, yaitu: bensin reengkahan katalitik^[2] reformat,^[1] isomerat,^[6] alkilat,^[7] dan bensin polimer.^[8] Komponen bensin penunjang lainnya mempunyai mutu rendah (LOMC – *low octane mogas components*).

Pada umumnya proses-proses katalitik tersebut adalah proses-proses yang cukup pelik dan rumit, baik ditinjau dari segi fundamental atau teori maupun dari segi operasionalnya. Pemahaman tingkah laku proses-proses katalitik secara lebih terarah merupakan salah satu usaha untuk meningkatkan unjuk kerja proses katalitik tersebut.

Proses perengkahan katalitik adalah sangat penting dan merupakan proses utama pada pengolahan minyak untuk mengkonversi berat minyak bumi menjadi produk ringan (bensin, minyak ringan dan LPG).^[9,10,11] Jenis proses perengkahan katalitik mutakhir adalah katalis mendidih (*Fluidized bed*) yaitu FCC (*fluidized Catalytic Cracking*) yang mengolah umpan distilat berat dan RCC (*Resid Catalytic Cracking*) berumpan residu.^[9,12]

Proses reformasi katalitik mengkonversi umpan nafta berat berangka oktana rendah (RON 50–60) menjadi produk reformat berangka oktana tinggi (RON 92–

100) dengan bantuan katalis bifungsional^[5,19].

Proses reformasi katalitik telah berkembang dengan pesat baik dari segi teknologinya dari sistem semi-regeratif sampai regeratif kontinu (*Continuous Catalyst Regeneration-CCR*) maupun pengembangan katalisnya dari jenis mono-metalik menjadi bi-metalik dan poli-metalik, sehingga dapat dihasilkan perolehan dan mutu dari produk reformat tinggi^[1,20,21]. Reformat berkadar aromatik tinggi dipakai juga untuk pembuatan aromatik rendah^[22].

Umpan proses reformasi katalitik yang baik adalah nafta berat berkadar naftena tinggi, karena konversi naftena tersebut menjadi aromatik relatif lebih mudah daripada konversi parafin. Temperatur operasi rendah <450⁰C memberikan reaksi berjalan lambat, sedang pada temperatur tinggi >540⁰C akan terjadi reaksi samping hidrorengkah yang akan menurunkan perolehan dan mutu produk reformat.^[5,23,24]

Reaksi utama dari proses reformasi katalitik adalah konversi naftena dan parafin menjadi aromatik berangka oktana tinggi. Untuk menurunkan pembentukan endapan kokas pada permukaan katalis, unit proses reformasi semi regeneratif dioperasikan pada tekanan dan rasio H₂/HC yang relatif lebih tinggi daripada unit proses reformasi regeneratif.

Reformat adalah komponen bensin terbesar kedua setelah bensin rengkahan katalitik dalam pembuatan bensin ramah lingkungan dengan persentase sekitar 20-30% volume. Angka oktana reformat RON 92-108 dengan distribusi angka oktana rendah (tidak homogen). Reformat mengandung kadar aromatik tinggi (>50% volume, sehingga sensitivitasnya (RON-MON) tinggi pula, yaitu sekitar 8-13 satuan.

Reaksi kimia, umpan, katalis, reformat dan unjuk kerja proses reformasi katalitik dan pemakaiannya di kilang akan diuraikan di bawah ini.

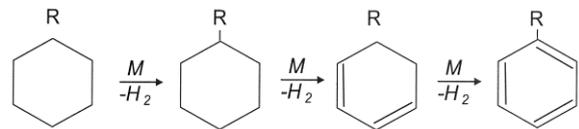
2. Reaksi Reformasi Katalitik

Reaksi reformasi katalitik umpan nafta berat dengan katalis bifungsional berinti-aktif. Logam dan inti-aktif asam terdiri atas empat reaksi utama sebagai berikut:^[1,6,19,23]

Dehidrogenasi naftena menjadi aromatik, isomerisasi parafin, dehidroisomerisasi naftena menjadi aromatik dan dehidrosiklisasi parafin menjadi aromatik. Selain itu ada reaksi samping hidrorengkah parafin yang dapat menurunkan perolehan reformat dengan kenaikan produk samping LPG.

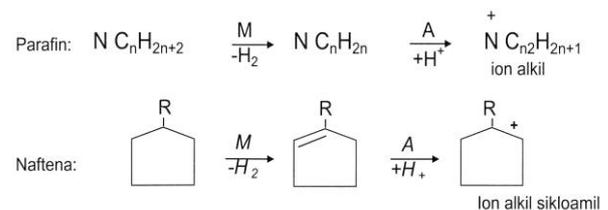
2.1. Dehidrogenasi Naftena.

Dehidrogenasi naftena menjadi aromatik dibantu oleh hanya inti aktif logam (M) katalis saja, yaitu:



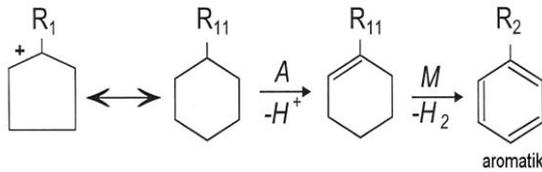
Reaksi ini adalah endotermik yang berjalan cepat pada temperatur tinggi dan tekanan rendah.

Selain itu ada tiga reaksi utama lain dan reaksi samping yang terjadi dengan bantuan kedua jenis inti aktif katalis yaitu: inti aktif logam (M) dan inti aktif asam (A). Mekanisme reaksi tersebut melalui pembentukan senyawa antara ion karbonium yang dihasilkan dari reaksi hidrokarbon tak jenuh (olefin dan alkilsikloamilena) yaitu masing-masing dari dehidrogenasi molekul parafin dan naftena umpan nafta, dan proton (H⁺) dari inti aktif asam, yaitu



2.2. Dehidroisomerisasi Naftena.

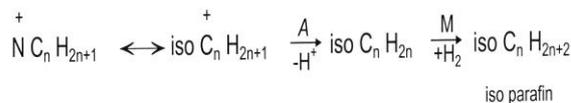
Isomerisasi ion karbonium alkyl-sikloamil menjadi ion-alkil sikloheksil yang akan menjadi produk aromatik setelah pelepasan proton dan dehidrogenasi, yaitu



Reaksi ini adalah endotermik dan berjalan cepat pada temperatur tinggi dan tekanan rendah.

2.3. Hidroisomerisasi Parafin.

Ion karbonium normal alkil berisomerisasi menjadi ion iso-alkil yang akan menjadi produk iso-parafin setelah pelepasan proton dan hidrogenasi, yaitu:

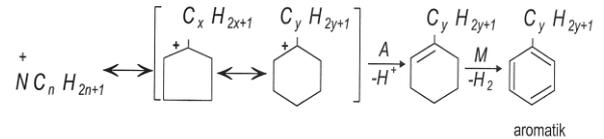


Reaksi ini adalah sedikit eksotermis dan berjalan baik pada temperatur rendah serta tidak dipengaruhi oleh tekanan.

2.4. Dehidrosiklisasi Parafin.

Siklisasi ion karbonium alkil akan menghasilkan ion alkil-sikloheksil yang kemudian menjadi produk aromatik setelah

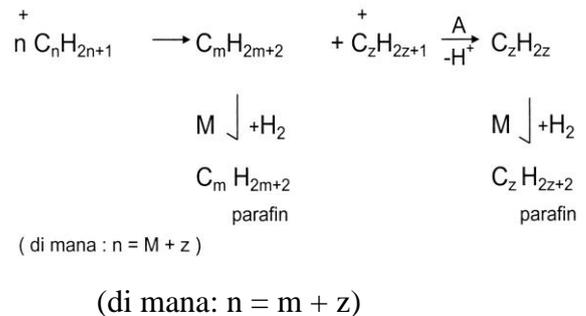
pelepasan proton dan dehidrogenasi, yaitu



Reaksi ini adalah endotermik dan berjalan cepat pada temperatur tinggi dan tekanan rendah.

2.5. Hidrorengkah Parafin.

Ion karbonium alkil pecah menjadi olefin dan ion karbonium kecil yang akan menjadi produk parafin rendah setelah melepas proton dan hidrogenasi, yaitu



Reaksi ini adalah eksotermik dan berjalan baik pada temperatur dan tekanan tinggi. Karakteristik dari reaksi-reaksi reformasi katalitik tersebut disajikan pada Tabel 1.

Tabel 1
Karakteristik Reaksi Reformasi Katalitik

| Jenis Reaksi | Sifat Reaksi | Reaksi pada Reaktor | Kondisi Operasi | | |
|----------------------------|--------------|---------------------|-----------------|---------|--------------------|
| | | | Temperatur | Tekanan | H ₂ /HC |
| Dehidrogenasi Naftena | Endotermik | Reaktor pertama | Tinggi | Rendah | Rendah |
| Dehidroisomerisasi Naftena | Endotermik | Reaktor kedua | Tinggi | Rendah | Rendah |

| | | | | | |
|--------------------------|------------|----------------|--------|--------|--------|
| Isomerisasi Parafin | Eksotermik | Reaktor kedua | Rendah | - | - |
| Dehidrosiklisasi Parafin | Endotermik | Reaktor ketiga | Tinggi | Rendah | Rendah |
| Hidrorengkah Parafin | Eksotermik | Reaktor Ketiga | Tinggi | Tinggi | Tinggi |

3. Bahan Baku Reformasi Katalitik

Bahan baku proses reformasi katalitik adalah nafta berat, baik dari hasil distilasi minyak bumi (*straight-run naphtha*) maupun produk nafta dari berbagai proses konversi seperti: nafta rengkahan termal (*visbreaker naphtha* dan *coker naphtha*) dan nafta hidrorengkahan (*hydrocracked naphtha*) dengan trayek titik didih 80–85°C. Sehubungan molekul heptana (C₇) merupakan sumber pembentukan benzena di dalam produk reformat, yang kadar aromatic itu dibatasi di dalam bensin (1–5% volume), maka titik didih awal umpan dinaikkan menjadi $\geq 90^{\circ}\text{C}$. Adanya kenaikan titik didih akhir produk reformat

sekitar 15–20°C terhadap titik didih akhir umpan, dan dibatasinya titik didih akhir umpan nafta berat dibatasi $\leq 185^{\circ}\text{C}$. Kenaikan titik didih akhir umpan nafta sekitar 30°C akan menaikkan pembentukan kokas pada permukaan katalis^[1,6, 23].

Umpan nafta berat adalah campuran hidrokarbon yang terdiri atas parafin (P), naftena (N) dan aromatik (A) di mana (N+2A) dari nafta parafinik adalah masing-masing < 40% vol. dan > 40% vol. dan nafta naftenik 40% vol. Komposisi hidrokarbon umpan nafta dari berbagai jenis minyak bumi disajikan pada Tabel 2.

Tabel 2
Komposisi Hidrokarbon Nafta dari Berbagai Jenis Minyak Bumi dan Nafta Hidrorengkah

| Nafta Distilasi | Komposisi Hidrokarbon % vol | | | Kadar(N+2) % vol |
|------------------------|-----------------------------|---------|----------|---------------------|
| | Parafin | Naftena | Aromatik | |
| Nafta Hidrorengkah | 34 | 55 | 11 | 77 |
| Bonny Light (Nigerian) | 41 | 48 | 11 | 70 |
| West Texas | 44 | 45 | 11 | 66,8 |
| Ekofisk | 49 | 38 | 13 | 64 |
| Maya (Mexican) | 59 | 28 | 13 | 54 |
| Amna (Libyan) | 62 | 30 | 8 | 46 |
| Arabian Light | 68 | 19 | 13 | 45 |
| Tia juana (Venezuela) | 66 | 24 | 10 | 44 |
| Kuwait | 67 | 22 | 11 | 44 |
| Hassi-Messaoud | 65,5 | 26,5 | 8 | 42,5 |
| Irak | 70 | 20 | 10 | 40 |
| Arabian Heavy | 77 | 12 | 11 | 34 |

Oleh karena konversi naftena menjadi aromatik relatif lebih mudah daripada parafin menjadi aromatik maka proses reformasi umpan nafta naftenik adalah yang terbaik untuk menghasilkan produk reformat dengan perolehan, kadar aromatik dan angka oktana tinggi. Reaksi dehidrosiklisasi dan hidrorengkah parafin berjalan paralel di dalam reaktor ketiga.

Kenaikan temperatur operasi akan menaikkan laju kedua reaksi dehidrosiklisasi dan hidrorengkah tersebut, sehingga proses reformasi umpan nafta parafinik akan menghasilkan perolehan produk reformat rendah^[3,14]. Pengaruh jenis umpan nafta pada kadar aromatik dari produk reformat disajikan pada Tabel 3.

Tabel 3
Pengaruh Trayek Didih Umpan Nafta pada
Komposisi Aromatik dari Produk Reformat

| | Satuan | Jenis Umpan Nafta | | | | |
|------------------------|----------------|-------------------|------|------|----------|------|
| | | Parafinik | | | Naftenik | |
| Umpan | | | | | | |
| Trayek Didih | ⁰ C | 60– | 85– | 105– | 60–85 | 105– |
| Komposisi | % berat | 85 | 110 | 140 | | 140 |
| Hidrokarbon | | | | | 38,4 | |
| - Parafin | | 69,2 | 62,5 | 62,0 | 53,0 | 42,2 |
| - Naftena | | 25,5 | 30,4 | 24,7 | 8,6 | 38,7 |
| - Aromatik | | 5,3 | 7,1 | 13,3 | | 19,1 |
| Produk Reformat | % berat | | | | 88 | |
| - Perolehan | - | 85 | 87 | 84 | 80 | 92 |
| - MON | % berat | 73 | 74 | 75 | | 79 |
| - Komposisi | | | | | 38,6 | |
| Aromatik | | 16,1 | - | - | - | - |
| - Benzena | | - | 22,5 | - | - | 10,8 |
| - Toluena | | - | - | 24 | | 35,8 |
| - Xilena/Etil | | | | | | |
| benzena | | | | | | |

Semakin tinggi target angka oktana produk reformat, maka semakin besar pula perbedaan perolehan produk reformat antara umpan nafta naftenik dan umpan

nafta parafinik^[1,22,23]. Pengaruh (N+2A) dari umpan nafta pada perolehan dan angka oktana reformat disajikan pada Tabel 4.^[1,23,24]

Tabel 4
Pengaruh Kadar (N+2A) Umpan pada Perolehan dan Angka Oktana Reformat

| Umpan N+2A, % vol | RON Reformat | | | |
|----------------------|------------------|----|----|----|
| | 100 | 95 | 90 | 85 |
| | Perolehan, % vol | | | |
| 40 | 63 | 72 | 77 | 82 |
| 50 | 68 | 76 | 81 | 85 |
| 60 | 73 | 79 | 85 | 89 |
| 70 | 77 | 84 | 88 | 92 |

Senyawa non-hidrokarbon umpan nafta adalah racun katalis yang harus dihilangkan dengan proses penghidromurnian untuk memenuhi persyaratan umpan nafta, yaitu: kadar sulfur (S) <1 ppm, logam (As, Pb, Cu) <0,05 ppm. Katalis reformasi bimetalik diamati lebih peka terhadap racun daripada katalis monometalik sehingga kadar sulfur umpannya harus lebih rendah (< 1 ppb).

4. Katalis Reformat Katalitik

Katalis reformasi mengandung dua jenis inti aktif yaitu inti aktif logam platina (sekitar 1% berat) dan inti aktif asam klor alumina (Al_2O_3-Cl) (sekitar Cl = 1% berat).

Katalis reformasi monometalik mempunyai satu jenis logam platina saja dan pemberian logam kedua seperti rhenium dan atau germanium disebut katalis reformasi bimetalik misalnya Pt/Re = 0,35% berat / 0,4 % berat.^[24]

Katalis bimetalik memberikan reaksi aromatisasi naftena dan parafin lebih besar daripada katalis monometalik, sehingga katalis bimetalik tersebut dapat menghasilkan baik perolehan maupun angka oktana dari produk reformat tinggi.^[37] Pengaruh katalis reformasi pada karakteristik produk reformat disajikan pada Tabel 5.

Tabel 5
Pengaruh Katalis Reformasi pada Produk Reformat

| Produk Reformat | Satuan | Katalis Reformasi | |
|-----------------------|--------|-------------------|-----------|
| | | Monometalik | Bimetalik |
| Perolehan | % vol | 70,93 | 75,23 |
| Komposisi Hidrokarbon | % vol | | |
| Parafin | | 32,6 | 21,5 |
| Naftena | | 10,5 | 9,2 |
| Aromatik | | 50,9 | 69,3 |
| Angka oktana RON | | 95,2 | 98,4 |

Katalis reformasi bimetalik dapat beroperasi lebih stabil daripada katalis monometalik pada kondisi berat (tekanan dan rasio H_2/HC rendah) yaitu suatu kondisi operasi terbaik untuk reaksi aromatisasi

naftena dan parafin, sehingga dapat dihasilkan perolehan dan angka oktana reformat yang lebih tinggi daripada katalis reformasi monometalik.^[25]

Komposisi produk heksana dari reaksi hidrodesiklisasi metil siklopentana dengan

katalis mono dan bimetalik disajikan pada Tabel 6.

Tabel 6
Pengaruh Jenis Katalis Reformasi pada Produk Heksana dari Reaksi Hidrodesiklisasi Metilsiklopentana

| Komposisi Hidrokarbon, % mol | Katalis Reformasi | |
|---------------------------------|-------------------|-----------|
| | Monometalik | Bimetalik |
| n Heksana | 39,18 | 91,74 |
| 2 Metil pentana | 42,80 | 3,60 |
| 3 Metil pentana | 18,01 | 4,62 |

Data pada Tabel 3.16 tersebut menunjukkan reaksi pemutusan ikatan karbon (C–C) dari cincin naftena adalah reaksi hidrogenolisis oleh inti aktif logam katalis dari katalis mono metalik dan reaksi hidorengkah oleh kedua jenis inti aktif (logam dan asam) dari katalis bimetalik.^[26] Data ini menunjukkan pula bahwa inti monometalik logam platina beraktivitas terlampaui tinggi. Aktivitas optimum logam platina (monometalik) tersebut dapat diperoleh dengan penurunan sebagian aktivitasnya dengan deaktivasi sulfur.

Katalis bimetalik diamati lebih peka daripada monometalik terhadap racun sulfur yang berasal dari kotoran umpan nafta.^[27] Inti aktif asam ($\text{Al}_2\text{O}_3\text{-Cl}$) dapat menurunkan aktivitasnya dengan hilangnya sebagian klor (Cl) oleh penetralisasian racun amonia (NH_3) yang berasal dari butiran senyawa nitrogen organik umpan, yang mengakibatkan penurunan reaksi utama isomerisasi dan dehidrosiklisasi.^[27] Kadar uap air di dalam sirkulasi gas hidrogen harus dijaga sekitar 20 ppm agar aktivitas inti asam optimum, dengan pemberian etanol ke dalam umpan nafta. Senyawa organik sulfur, nitrogen dan oksigen adalah racun temporer katalis. Logam-logam berat seperti timbel (Pb) dan arsen (As) dapat membentuk paduan (*alloy*) dengan logam platina sehingga inti aktif logam terdeaktivasi secara permanen.^[27]

Aglomerisasi (penggabungan) kristal logam platina mulai timbul pada temperatur di atas 500°C yang mengakibatkan penurunan derajat dispersi sehingga terjadi penurunan luas permukaan inti aktif logam. Katalis reformasi bimetalik diamati lebih rendah tingkat aglomerisasinya daripada katalis reformasi monometalik.

Untuk kompensasi atas penurunan aktivitas katalis oleh racun katalis, maka temperatur operasi dapat dinaikkan sampai batas tertentu. Aktivitas katalis dapat dinaikkan dengan regenerasi yaitu oksidasi pada temperatur tinggi untuk menghilangkan endapan karbon pada permukaan katalis dan dilanjutkan dengan tahap klorinasi katalis untuk mengembalikan kembali kadar klor sekitar 1% berat dengan pemberian senyawa klor organik (seperti etilena klorida) yang dicampurkan bersama umpan nafta. Periode regenerasi katalis pada unit semi-regeneratif adalah antara 6 sampai 24 bulan dengan jumlah regenerasi 3–9 kali sebelum penggantian katalis, atau umur katalis adalah sekitar 200 barel umpan nafta per *pound* katalis.

5. Proses Reformasi Katalitik

Proses reformasi katalitik terdiri atas dua macam proses yaitu: proses semi regenerasi katalitik dan proses regenerasi kontinu katalitik.

5.1 Proses Semi Regenerasi Katalis

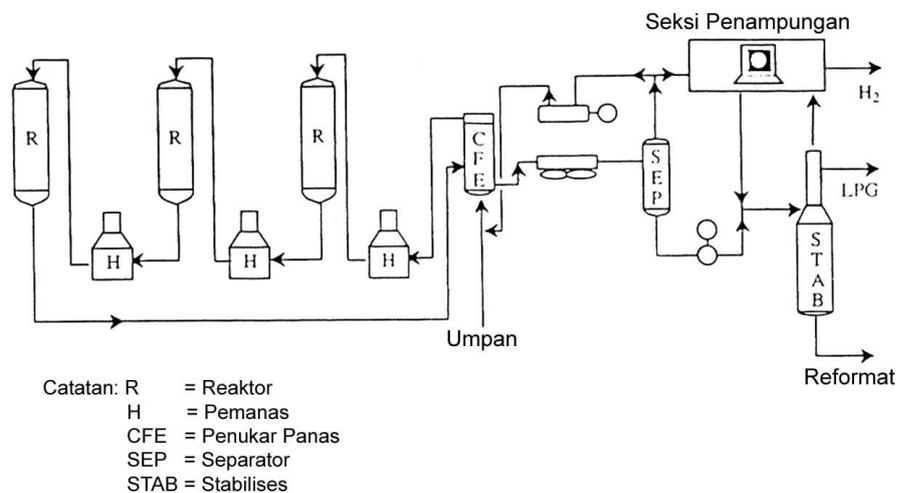
Bagan alir proses reformasi katalitik semi-regeneratif disajikan pada Gambar 3.3.^[1]

Umpan nafta yang telah dimurnikan pada proses penghidropemurnian bergabung dengan hidrogen sirkulasi dan dipanasi di dapur, lalu masuk ke reaktor pertama pada temperatur sekitar 500°C dan tekanan 3450 kPa. Di dalam reaktor pertama, reaksi endotermik tinggi, berlangsung dehidrogenasi naftena menjadi aromatik berjalan dengan cepat, dan terjadi penurunan temperatur. Sebelum masuk ke dalam reaktor kedua, produk reaktor pertama tersebut dilewatkan lebih dulu ke dapur untuk pemanasan sampai temperatur 500°C dan di dalam reaktor kedua ini terjadi dua jenis reaksi, yaitu: reaksi endotermik tinggi dari dehidroisomerisasi naftena menjadi aromatik, dan reaksi eksotermik rendah dari isomerisasi parafin sehingga penurunan temperatur di dalam reaktor kedua akan lebih rendah daripada di dalam reaktor pertama. Sebelum masuk ke reaktor ketiga, produk reaktor kedua tersebut masih harus dipanaskan terlebih dahulu di dapur sampai dicapai temperatur operasi, dan di reaktor ketiga ini terjadi pula dua jenis reaksi berikut, yaitu: reaksi endotermik tinggi dari dehidrosiklisasi parafin menjadi aromatik dan reaksi eksotermik tinggi dari hidrorengkah parafin menjadi gas.

Produk reformasi yang ke luar dari reaktor ketiga dilewatkan ke separator melalui penukar panas dengan pendinginan udara, di mana hidrogen yang dihasilkan dalam reaksi-reaksi reformasi dipisahkan untuk kemudian sebagian disirkulasi kembali ke sistem reaktor dan sisanya dipakai untuk proses penghidromurnian.

Produk cair reformasi difraksionasi pada kolom stabilizer untuk pemisahan produk gas (C₃/C₄) yang keluar dari atas kolom, dan dari bawah kolom ke luar produk reformat (C₅⁺).

Selama terjadi reaksi reformasi, kokas akan terbentuk dan mengendap di permukaan katalis yang akan menurunkan aktivitas katalis. Laju deaktivasi katalis ini dapat diminimalkan dengan menjaga suatu rasio antara hidrogen dan hidrokarbon sekitar H₂/HC = 6/1 mol/mol di dalam reaktor dengan periode regenerasi katalis sekitar 8–12 bulan. Penurunan aktivitas katalis dapat diimbangi dengan menaikkan temperatur operasi sampai batas tertentu untuk menjaga angka oktana reformat dengan risiko terjadi penurunan perolehan reformat tersebut. Apabila batas maksimum temperatur tercapai dan/atau perolehan reformat terlalu rendah, maka dilakukan regenerasi katalis atau penggantian dengan katalis baru.



Gambar 1
Proses Reformasi Katalitik (Semi-regeneratif)

Untuk mendapatkan kadar aromatik, angka oktana dan perolehan reformat tinggi diperlukan suatu kondisi operasi tinggi yaitu tekanan operasi dan rasio H₂/HC rendah dengan endapan kokas rendah pula pada permukaan katalis yang dapat diperoleh hanya dengan memakai katalis bimetalik. Pada tekanan 1.380–2.060 kPa (200–300 psi) dihasilkan reformat berangka

oktana 95–98 dengan periode regenerasi satu tahun pada unit semi regeneratif.

Dengan kenaikan tingkat operasi (temperatur dan rasio H₂/HC tinggi), kedua reaksi hidorengkah dan dehidrosiklisasi parafin akan naik sehingga perolehan reformat menurun angka oktana reformatnya tinggi (Tabel 7).

Tabel 7
Pengaruh Kenaikan Kondisi Operasi pada Produk Reformat

| Umpan | Satuan | Nafta | |
|---------------------------|--------|-----------------|--------|
| Gravitas spesifik 15/15°C | | 0,75 | |
| Distilasi ASTM | | | |
| TDM | °C | 95 | |
| 10% vol | | 104 | |
| 30% vol | | 140 | |
| 90% vol | | 174 | |
| TDA | | 190 | |
| Komposisi Hidrokarbon | % vol | | |
| Parafin | | 65 | |
| Naftena | | 22 | |
| Aromatik | | 13 | |
| Produk | | Kondisi Operasi | |
| | | Rendah | Tinggi |
| Gas C ₄ | % vol | 15,5 | 18,7 |
| Reformat | | | |
| - Perolehan | % vol | 71,5 | 62,6 |
| - Destilasi ASTM | °C | | |
| TDM | | 46 | 45 |
| 10% vol | | 64 | 67 |
| 50% vol | | 115 | 120 |
| 90% vol | | 176 | 178 |
| TDA | | 218 | 225 |
| - RVP | psi | 5,0 | 5,5 |
| - Angka oktana RON | - | 95,0 | 100,0 |

Catatan: TDM = Titik didih mula; TDA = Titik didih akhir

5.2 Proses Regenerasi Kontinu

Bagan alir proses reformasi katalitik regenerasi kontinu (*Continuous Catalyst*

Regeneration-CCR) disajikan pada Gambar 3.4.^[1]

Dalam sistem CCR ini, ketiga reaktor tersusun secara vertikal dengan katalis bergerak lambat dari atas ke bawah melalui

| Tekanan | kPa (psia) | 2070 (300) | 860 (125) | 345 (50) |
|-----------------------------------------|------------|------------|-----------|----------|
| Produk | | | | |
| • Hidrogen | | | | |
| - Perolehan | % berat | 1,6 | 3,0 | 3,7 |
| - Kemurnian | % mol | 69 | 86 | 90 |
| • Reformasi C ₅ ⁺ | % berat | 76 | 83 | 87 |
| - Perolehan | % berat | 52 | 65 | 72 |
| - Aromatik | - | 98 | 102 | 104 |
| - RON | | | | |

Reformat merupakan komponen utama kedua terbesar setelah komponen bensin rengkahan katalitik (*cat. cracked gasoline*), dalam pembuatan bensin ramah lingkungan, yang proporsinya sekitar 20–30% volume. Angka oktana reformat cukup tinggi (RON >92) tetapi distribusi angka oktannya tidak homogen. Bagian ringan fraksi reformat

(*light end reformat*) mengandung isoparafin bercabang rendah (mono-metil) berangka oktana rendah, sedang kadar aromatik tinggi berangka oktana tinggi RON >96 dijumpai di dalam fraksi berat reformat (*heavy end reformat*). Distribusi angka oktana dan komposisi hidrokarbon produk reformat disajikan pada Tabel 9.

Tabel 9
Komposisi Hidrokarbon dan Distribusi Angka Oktana Reformat

| Trayek Didih, °C | Perolehan, % vol | Massa Jenis, $\frac{15}{d_4}$ | Komposisi Hidrokarbon | | | Angka Oktana RON |
|------------------|------------------|-------------------------------|-----------------------|---------|----------|------------------|
| | | | Parafin | Naftena | Aromatik | |
| 25–45 | 13,6 | 0,597 | 100 | 0 | 0 | 82 |
| 45–63 | 7,6 | 0,660 | 98 | 2 | 0 | 80 |
| 63–75 | 6,9 | 0,681 | 86 | 5 | 9 | 62 |
| 75–85 | 6,9 | 0,750 | 60 | 5 | 35 | 81 |
| 85–95 | 6,3 | 0,695 | 89 | 7 | 4 | 64 |
| 95–107 | 3,9 | 0,730 | 71 | 9 | 20 | 70 |
| 107–120 | 15,3 | 0,830 | 19 | 3 | 75 | 96 |
| 120–130 | 0,8 | 0,795 | 43 | 0 | 57 | 88 |
| 130–140 | 12,3 | 0,854 | 7 | 0 | 93 | 104 |
| 140–150 | 5,6 | 0,867 | 2 | 0 | 98 | 115 |
| 150–170 | 11,8 | 0,868 | 0 | 0 | 100 | 111 |
| 170–185 | 9,0 | 0,890 | 0 | 0 | 100 | 113 |

Untuk meningkatkan homogenitas distribusi angka oktana dari produk reformat tersebut, molekul isoparafin bercabang rendah (mono-metil) yang terkandung di dalam fraksi ringan reformat dipisahkan dan dikonversi menjadi

isoparafin tinggi bercabang dua atau tiga metil yang angka oktana tinggi dengan bantuan proses isomerisasi.

Kilang minyak Pertamina telah menggunakan delapan unit proses reformasi katalitik baik semi-regeneratif (SR) maupun

regenerasi kontinu (CCR) yaitu UP II Dumai/S. Pakning –satu SR dan satu CCR; UP IV Cilacap – satu SR dan dua CCR; UP V Balikpapan – satu CCR; UP VI Balongan – satu CCR, dan UP VII Kasim – satu SR.

Bahan bakar ramah lingkungan haruslah diramu dari berbagai jenis komponen utamanya yang dihasilkan dari berbagai jenis proses katalitik berteknologi tinggi.

Komponen utama bensin (*High Octane Mogas Component* –HOMC) diperoleh dari proses katalitik berikut: perengkahan katalitik, reformasi katalitik, isomerisasi, alkilasi dan polimerisasi.

Proses perengkahan katalitik distilat berat dan residu dengan bantuan katalis silikat alumina ($\text{Al}_2\text{O}_3\text{-SiO}_2$) dapat menghasilkan bensin rengkahan katalitik (*cat. cracked gasoline*) berangka oktana riset (RON) tinggi dengan distribusi angka oktannya baik (homogen). Kadar olefin dan aromatik tinggi dari komponen bensin ini mempunyai oktana motornya rendah (MON) sehingga sensitivitasnya besar. Untuk meningkatkan unjuk kerja katalis perengkah telah dikembangkan dengan penyempurnaan struktur zeolit dan katalis matriks di mana zeolit terdistribusi di dalam bubuk katalis alumina-silikat amorf.

Proses reformasi katalitik nafta berat dengan memakai katalis reformasi bimetalik akan dihasilkan reformat berangka oktana riset (RON) tinggi dengan distribusi angka oktana rendah (tidak homogen) tetapi angka oktana motor (MON) rendah sehingga sensitivitasnya besar. Reformat ini mengandung kadar benzena dan total aromatik tinggi. Untuk meningkatkan unjuk kerja katalis reformasi, telah dikembangkan inti aktif logamnya

dengan penambahan satu atau dua logam lain (Re, Ge) yang dikenal dengan nama katalis reformasi bimetalik dan polimetalik.

Proses isomerisasi nafta ringan dengan bantuan katalis bifungsional akan menghasilkan isomerat berangka oktana riset (RON) tinggi dengan distribusi angka oktana baik (homogen) dan tidak mengandung hidrokarbon tak jenuh aromatik dan olefin. Angka riset motornya (MON) juga tinggi sehingga sensitivitasnya rendah. Unjuk kerja katalis isomerisasi telah dikembangkan baik inti aktif logamnya maupun inti aktif asamnya dengan memakai zeolit.

Proses alkilasi isobutana dan olefin rendah (propilena dan butilena) dengan bantuan katalis asam (H_2SO_4 dan HF) akan diproduksi alkilat berangka oktana riset (RON) dan motor (MON) tinggi dengan densitivitas rendah. Distribusi angka oktana baik (homogen). Alkilat ini mengandung sebagian besar molekul hidrokarbon isoparafin.

Proses polimerisasi/kondensasi olefin rendah (propilena, butilena dan amilena) dengan memakai katalis asam fosfat (cair dan padat) menghasilkan bensin polimer (*polygasoline*) berangka oktana riset (RON) tinggi dengan distribusi angka oktana baik (homogen), tetapi angka oktana motornya (MON) rendah sehingga sensitivitasnya besar. *Polygasoline* ini terdiri atas sebagian besar molekul olefin. Pengembangan katalis polimerisasi ini diarahkan pada katalis padat.

Kilang Pertamina telah memakai berbagai proses-proses katalitik untuk pembuatan komponen utama bensin tetapi masih perlu ditambah baik jenis jumlah unit maupun kapasitasnya.

DAFTAR PUSTAKA

1. Cluer, A., Gasoline Process (2000), Modern Petroleum Technology, vol 2, Downstream Pubs, Institute of Petroleum New York, p. 86–91.
2. Peer, R.L. et al. (1988), CCR Platforming: Increased Aromatics Through Continuing Innovation, UOP Technology Conference.
3. Special Report (1996), Fuel Quality Standards for Year 2000, Proposed by the European Commission, Fuels and Lubes International. Dec, vol 2, no.12, p. 10-11.
4. World-Wide Fuel Charter (2001), 5th Annual Fuels & Lubes ASIA Conferences, Singapore Jan. 25–28.
5. Al-Mute, I. S (1996), How to Implement a Gasoline Pool Lead Phase-Down, Hydrocarbon Processing ; Feb , p. 63–69.
6. UOP., (1995), New Platforming Technology for Changing Needs and Increased Profitability, Special Report.
7. Mistik, A.V., Smith, K.A., and Pinkerton R.D., (1957), Adv. Chem. Ser, 5 (97).
8. Jones, E. (1956), Polymerization of Olefines from Cracked Gases, Advances in Catalysis, III, p. 219, Academic Press, Inc. New York.
9. Badoni R, P., Uma Shanker and Kumar,Y. (1997), FCC as Mother Unit for Octane Exhanger and Petrochemicals, ASCOPE 97 Conference Jakarta, Nov.24–27.
10. Bailey, C. L. 1973, "Diesel Engine Fuels, Modern Petroleum Technology", Applied Science Publ. Ltd., hlm. 614-625.
11. Courtes J.D., Lead Phase-Out and the Challengers of Developing Future Gasoline Specifications, (2000), 6th Annual Fuels & Lubes Conference, January 25-28 Singapore.
12. The Role of Fluid Catalyst Cracking in the 21st Century (1997), Fuel Technology & Management 4th Quarter.
13. Nasution, A.S., dan Gafar, A. (1987), Pengujian Aktivitas Katalis Perengkahan Silika – Alumina dengan Umpan Fraksi Berat Minyak Bumi, Seminar Pemanfaatan Zeolite, PPPTM Bandung.
14. IFP (1975), A New Answer to A New Gasoline Market, Technical Presentation 1975–1976, p. 55.
15. Harvis, J.R. (1998), Use Desalting for FCC Feedstocks, Hydrocarbon Processing, Aug., p. 63-68.
16. Nasution, A.S., Jasjfi, E., and Legowo E.H., (2003), Zeolite Cracking Catalyst, Lemigas Scientific Contributions, No. 1.
17. Rajagopalan K., and Habit E.T. Ir. (1992) Select Catalyst Support Properties Needed For Gas Oil or Resid Cracking, Hydrocarbon Processing; Sept., p. 43–46.
18. Technology Catalysts (1998), Excessive RFCCU Catalysts Deactivation, Improving Catalyst Accessibility, Hydrocarbon Asia, July/Aug,p 66-76.
19. Germani J.E, 1969, Catalytic Conversion of Hydrocarbon Academic Press Inc, 111 Fifth Av. New York.

20. Nasution, A.S., (1985), Catalytic Reforming Naphtha for Gasoline and Aromatic Production, Congress Interamericano de Ingeniero Quimika, Lima, Peru, Sept. 21–25.
21. Schwarzenbek E.F., (1973), Catalytic Reforming, Origine and Refining of Petroleum, Am. Chem. Society, Washington DC.
22. Nasution, A.S., (1994), Catalytic Reforming for Aromatic Production, (1994), Reforming, LNG & Petroleum ASIA 194, Singapore, Dec, 7–8.
23. Gruse, W.A and Stevens D.R , (1960), Chemical Technology of Petroleum; 3rd edn (Mc Graw _ Hill Book Company, New York), pp. 153–163.
24. Montarnal. R. (1965), Reformation Catalytic, Raffirage et Genie Chemique, Tom 1 p.775–811, Ed Technip, Paris.
25. Nasution, A.S., (1984), Conversion of Normal Hexane and Methyl Cyclopentane into Benzene using Reforming Catalysts, Congress of Asian Pasific Confederation of Chemical Engineering, Bangkok, Thailand, Oct 8–10.
26. Kramer R, and Zuegg H., (1983), The Hydrogenalisis of Methycyclopentana on Platinum Model Catalysts, Journal of Catalysts, 80 pp. 446–456.
27. Nasution, A. S., (1981), Influence of Poison Compounds Upon the Activity of Mono and Bi-Metallic Reformer Catalysts, World Congress of the Catalysts Toronto, Canada, Vol 4–9.
28. Nasution, A.S., (1971), Proses Isomerisasi Katalitik, Majalah Lembaran Publikasi Lemigas, No 1, Th X.
29. Bour, G., Schwoerev, C.P ,and Asselin, G.F, (1970),Oil Gas Journal, 68 (43), 57–61.
30. Institute of Petroleum, (1984), Modern Petroleum Technology, 5 edn. London.
31. Rabo, J.A., (1976). Catalytic Properties of Metal Containing Zeolites, Zeolite Chemistry and Catalytic, American Chemical, Washington, D. C, 592–595.
32. Riberio, F.R., et al., (1984), “ Use of Platinum HY Zeolite and Platinum H Mordenite in the Hydroisomerization of n-Hexane”, Zeolite: Science and Techonolgy, Martinus Nijhoff Publishers, the Hague/Boston/Lamcater, 545–569.
33. Mc Mahon C, and Solomon E., (1963), Polimerization of Olefins as a Refining Process, Advances in Petroleum Chemistry and Refining Interiance Publishers, New York, 284–32.
34. Meyer. R. A., (1996), Handbook of Petroleum Refining Process, 2nd edn, Mc Graw Hill, New York 177.
35. UOP, (1998), Catalytic Condensation Process-Motor Fuel, Leaflet.
36. IFP, (1976), A New Answer to a New Gasoline Market, Technical Presentation.
37. Nasution A.S., and Jasjfi E., (2001), Reformulated Gosoline Production and Problems of ASEAN Refineries, 3rd Int. Colloquim on Fuels, Osfildren., Germany Jan 17–18.
38. Nasution, A.S., and Jasjfi, E, (1998). Production of Unleaded Gasoline in ASEAN Countries, 56th ASCOPE Technical Committee Meeting, Bangkok, Thailand, October 29–30, 1998.