

Submitted : 19 Oktober 2018

Revised : 29 November 2018

Accepted : 15 Desember 2018

## SIMULASI REAKTOR HIDRODEAROMATIK DAN HIDRODESULFURISASI PADA BERBAGAI KONDISI OPERASI PADA PENGOLAHAN MINYAK PELUMAS BEKAS

Riswanda Himawan<sup>1</sup>, Ferdy Ridwand Sahertian<sup>1</sup>, Renanto Handogo<sup>1\*</sup>, dan Juwari<sup>1</sup>

<sup>1</sup> Departemen Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember, Surabaya 60111, Indonesia

\*Email: [renanto@chem-eng.its.ac.id](mailto:renanto@chem-eng.its.ac.id)

### Abstrak

Minyak pelumas bekas merupakan limbah berbahaya yang harus diolah terlebih dahulu sebelum dibuang ke lingkungan. Mendaur ulang minyak pelumas bekas menjadi Minyak pelumas baru adalah salah satu cara yang paling efektif, salah satu caranya dengan proses *hydrotreating*, yang berlangsung dalam dua tahap, yaitu proses *hydrogenation* dan *hydrodesulfurization*. Penelitian ini bertujuan untuk mempelajari pengaruh parameter operasi seperti temperatur reaktor dan laju alir pelumas (LHSV) terhadap penjumlahan dan pengurangan senyawa sulfur minyak pelumas dalam reaktor hidrogenasi aromatik dan hidrodesulfurisasi. Selain itu, penelitian ini juga bertujuan untuk menentukan kondisi optimum dari variabel percobaan yang digunakan. Terdapat dua jenis percobaan simulasi yaitu percobaan yang pertama menggunakan variabel bebas LHSV 0,5; 1; 1,5; 2 jam<sup>-1</sup> dan suhu 300; 310; 320; 330; 340; 350; 360; 370; 380 °C, dengan variabel tetap tekanan 21 bar dan rasio H<sub>2</sub>/Oil 200 L/L. Penelitian ini menggunakan proses sekuensial antara hidrogenasi aromatik (HDA) kemudian hidrodesulfurisasi (HDS) dan reaktor bersifat adiabatik. Dari penelitian yang telah dilakukan, didapatkan kesimpulan sebagai berikut. Total konversi aromatik meningkat seiring naiknya suhu, sampai pada suhu 350 °C (LHSV 0,5 jam<sup>-1</sup>), 360 °C (LHSV 1 jam<sup>-1</sup>), 370 °C (LHSV 1,5 jam<sup>-1</sup>), 380 °C (LHSV 2 jam<sup>-1</sup>), kemudian menurun seiring naiknya suhu. Sementara total konversi aromatik reaksi hidrogenasi aromatik menurun seiring dengan meningkatnya *Liquid Hour Space Velocity*. Kemudian konversi reaksi hidrodesulfurisasi meningkat seiring dengan meningkatnya temperatur reaktor, sementara konversi reaksi hidrodesulfurisasi menurun seiring dengan meningkatnya *Liquid Hour Space Velocity*. Kondisi operasi reaktor *hydrotreating* yang optimal adalah pada suhu 350 °C *Liquid Hour Space Velocity* 0,5 per jam tekanan 21 bar untuk reaktor hidrogenasi aromatik dan reaktor hidrodesulfurisasi.

**Kata Kunci:** Hidrotreating, Hidrogenasi, Hidrogenasi Aromatik (HDA), Hidrodesulfurisasi (HDS), Liquid Hourly Space Velocity (LHSV), Pelumas bekas.

### Abstract

*Lube used oil is a hazardous waste that must be processed first before disposal into the environment. Recycling used lube used oil to new lube oil is one of the most effective ways, one way by hydrotreating process, which takes place in two stages, namely hydrogenation and hydrodesulfurization. The purposes of this research are to evaluate the effect of operating condition and parameter such as reactor temperature and liquid hourly space velocity (LHSV) on the saturation process and desulphurization process of used lube oil in hydrogenation of aromatic (HDA) and hydrodesulphurization (HDS) reactor and to find their optimum condition based on experiment's process variables applied. The research use hydrogenation of aromatic reactor and hydrodesulphurization reactor, both are arranged sequentially and operating adiabatically. There are two simulation, the first simulation are using independent variables LHSV 0.5 hr<sup>-1</sup>; 1 hr<sup>-1</sup>; 1,5 hr<sup>-1</sup>; 2 hr<sup>-1</sup> and temperature 300 °C; 310 °C; 320 °C; 330 °C; 340 °C; 350 °C; 360 °C; 370 °C; 380 °C with 2 constant variables which are pressure at 21 bar and gas-to-oil ratio of 250 L/L. Based on the conducted experiment, some results were obtained. The total conversion in Hydrogenation of aromatic reaction increased up to a certain temperature, 350 °C (LHSV 0,5 hr<sup>-1</sup>), 360 °C (LHSV 1 hr<sup>-1</sup>), 370 °C (LHSV 1,5 hr<sup>-1</sup>), 380 °C (LHSV 2 hr<sup>-1</sup>), and then decrease as the temperature rose. Also the total conversion in HDA reaction decrease as*

*Liquid Hour Space Velocity rose. The conversion of sulphuric compound during hydrodesulphurization reaction increased as the temperature rose. The conversion of sulphuric compound during HDS reaction decreased as Liquid Hour Space Velocity rose. The optimum operating conditions are temperature of 350°C and LHSV of 0,5 hr<sup>-1</sup> at 21 bar for hydrogenation of aromatic reaction and hydrodesulphurization reaction.*

**Keywords:** Hydrotreating, Hydrogenation, Hydrogenation of Aromatic (HDA), Hydrodesulphurization (HDS), Liquid Hourly Space Velocity (LHSV), Used lube oil.

## 1. PENDAHULUAN

Banyak minyak pelumas bekas yang dihasilkan setiap hari dan berasal dari berbagai macam sektor yaitu transportasi, bengkel mesin/alat berat dan kegiatan industri. Sehubungan dengan Peraturan Pemerintah Republik Indonesia nomor 18 tahun 1999, minyak pelumas bekas merupakan limbah bahan berbahaya dan beracun (B3). Limbah B3 adalah hasil usaha/kegiatan yang mengandung bahan berbahaya dan atau beracun yang karena sifat dan konsentrasinya dan atau jumlahnya, baik secara langsung maupun tidak langsung dapat mencemarkan/merusak lingkungan hidup, dan atau membahayakan lingkungan hidup, kesehatan, kelangsungan hidup manusia dan mahluk lain.

Mendaur ulang minyak pelumas bekas menjadi Minyak pelumas baru adalah salah satu cara yang paling efektif untuk mencegah pencemaran lingkungan dan menambah nilai ekonomi dari minyak pelumas bekas. Dibutuhkan 159 liter *crude oil* untuk menghasilkan jumlah minyak pelumas yang sama dengan yang dapat dihasilkan dari *re-refining* 3,785 liter minyak pelumas bekas. Selain itu, *re-refining* hanya menggunakan sepertiga energi dari pembuatan *base oil* dari minyak baru (Speight dan Exall, 2014).

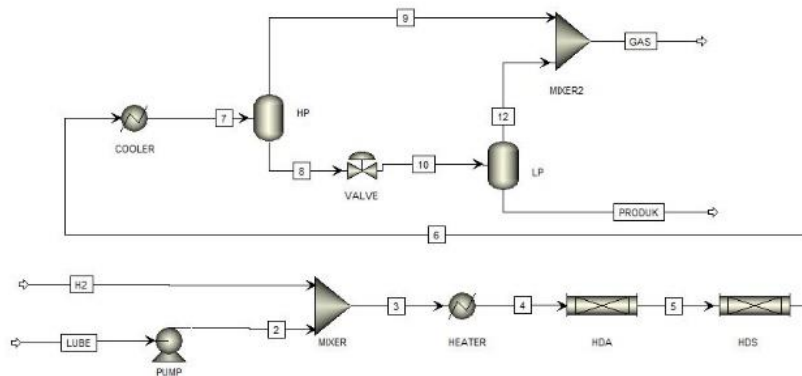
Terdapat berbagai macam teknologi untuk mendaur ulang minyak pelumas bekas, salah satunya adalah *Acid Clay Treatment*. Proses ini menggunakan asam sulfat (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>) sebagai reaktan untuk bereaksi dengan senyawa sulfur dalam minyak pelumas bekas. Kemudian dilakukan penghilangan senyawa tak jenuh dari minyak pelumas bekas tersebut. Proses ini membentuk banyak *sludge* hasil proses yang harus dilakukan treatment lanjutan, sehingga proses ini dikatakan tidak ekonomis (Mekonnen, 2014). Karena itu perlu dikembangkan proses daur ulang minyak pelumas bekas yang lebih ekonomis.

Salah satu proses yang saat ini dikembangkan adalah proses *hydrotreating*, yang berlangsung dalam dua tahap, yaitu proses *hydrogenation* dan *hydrodesulfurization*. Proses *hydrogenation* merupakan proses penjumlahan minyak pelumas bekas dan proses *hydrodesulfurization* merupakan proses pengurangan senyawa sulfur. Oleh karena itu diperlukan suatu penelitian untuk mengetahui pengaruh berbagai kondisi operasi pada proses *hydrogenation* dan *hydrodesulfurization* sebagai acuan dalam pengolahan minyak pelumas bekas menjadi minyak pelumas dalam mencapai spesifikasi yang diharapkan.

Tujuan dari penelitian ini adalah mempelajari pengaruh parameter operasi seperti suhu reaktor dan laju alir pelumas (LHSV) terhadap penjumlahan dan pengurangan kadar sulfur minyak pelumas dalam reaktor hidrogenasi aromatik dan hidrodesulfurisasi. Dan menentukan kondisi optimum dari variabel percobaan yang digunakan.

## 2. METODE

Penelitian ini menggunakan rangkaian peralatan yang disusun sebagai berikut. Minyak pelumas bekas dengan laju sesuai variabel LHSV dipompa sampai tekanan 21 bar, kemudian dicampurkan dengan gas H<sub>2</sub> yang bertekanan 21 bar. Setelah itu, campuran dipanaskan dalam *heater* sampai mencapai suhu yang diinginkan. Kemudian campuran minyak pelumas bekas dan gas H<sub>2</sub> direaksikan dalam reaktor hidrogenasi aromatik (HDA) setelah itu masuk ke dalam reaktor hidrodesulfurisasi (HDS). Kemudian produk reaktor didinginkan hingga suhu 40 °C. Lalu dipisahkan antara *liquid* dan *vapor* pada separator tekanan tinggi dan rendah.



Gambar 1. Skema Alat Simulasi

**Tabel 1.** Properti Reaktor

Reaktor	HAD	HDS
Panjang reaktor ( $L_r$ )	0,38 m	0,38 m
Diameter reaktor( $d_r$ )	0,02 m	0,02 m
Jenis katalis	Ni-Mo	Co-Mo
Densitas bulk ( $\rho_b$ )	546,24 kg/m <sup>3</sup>	611,32 kg/m <sup>3</sup>
Densitas katalis ( $\rho_c$ )	1100 kg/m <sup>3</sup>	1400 kg/m <sup>3</sup>
Void fraction ( $\epsilon$ )	0,50	0,56

Minyak pelumas bekas yang digunakan memiliki karakteristik kejenuhan 89% diwakilkan oleh senyawa *anthracene* dan kandungan sulfur 0,245% diwakilkan oleh senyawa *dibenzothiophene*. Penelitian ini bertujuan untuk mempelajari pengaruh suhu dan LHSV terhadap proses penjenuhan dan penghilangan sulfur, sehingga digunakan variabel bebas berupa suhu dan LHSV. Sementara itu tekanan dan rasio gas terhadap minyak dibuat tetap. Berikut variabel penelitian yang digunakan dimuat dalam **Tabel 2**.

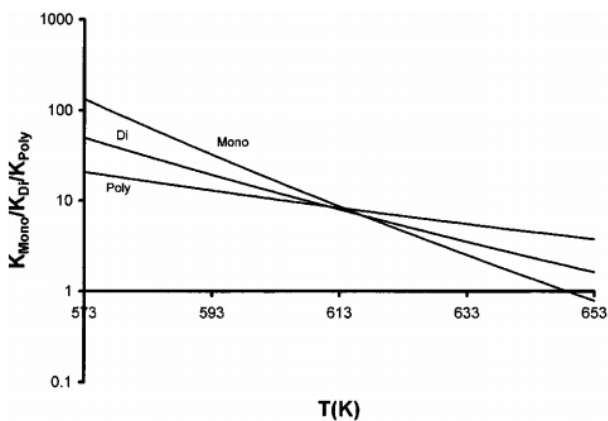
**Tabel 2.** Variabel Penelitian

Variabel	Nilai
Tekanan (bar)	21; 41; 61; 81; 101
Suhu (°C)	300; 310; 320; 330; 340; 350; 360; 370; 380
LHSV (jam <sup>-1</sup> )	0,5; 1; 1,5; 2
Gas to Oil ratio (L/L)	200

Parameter kinetika reaksi dalam penelitian ini menggunakan parameter yang dikemukakan oleh Chowdhury (2002), dimuat dalam **Tabel 3**.

**Tabel 3.** Parameter Kinetika Reaksi

Konstanta	Parameter	Unit
$k_{ad}$	50000	m <sup>3</sup> / kmol
$k$	$2,5 \times 10^{12} \exp (-19384/T)$	(m <sup>3</sup> ) <sup>2,16</sup> / kg (kmol) <sup>1,16</sup> .s
$k_{poly}^*$	$2,66 \times 10^5 \exp (-15170/T)$	m <sup>3</sup> / kg.s
$k_{Di}^*$	$8,5 \times 10^2 \exp (-12140/T)$	m <sup>3</sup> / kg.s
$k_{Mono}^*$	$6,04 \times 10^2 \exp (-12414/T)$	m <sup>3</sup> / kg.s



**Gambar 2.** Grafik Hubungan Kesetimbangan Reaksi HDA Terhadap Suhu (Chowdhury dkk, 2002)

Pada **Gambar 2** diketahui hubungan kesetimbangan reaksi HDA terhadap suhu. Konstanta kesetimbangan reaksi akan menurun dengan naiknya suhu. Pada proses hidrogenasi aromatik, senyawa aromatik akan direaksikan dengan gas hidrogen menjadi senyawa jenuh. Reaksi tersebut terdiri atas 3 reaksi sekuensial, yaitu senyawa poliaromatik menjadi dinoaromatik, kemudian senyawa dinoaromatik menjadi senyawa monoaromatik, kemudian senyawa monoaromatik menjadi senyawa jenuh. Persamaan laju reaksi *Anthracene* (poliaromatik) menjadi *Tetrahydroanthracene* (dinoaromatik) dituliskan seperti berikut.

$$r_{poly} = k_{poly}^* C_{poly} - k_{-poly} C_{Di}$$

$$K_{poly} = \frac{k_{poly}^*}{k_{-poly}}$$

Persamaan laju reaksi *Tetrahydroanthracene* (diaromatik) menjadi *Octahydroanthracene* (monoaromatik) dituliskan seperti berikut.

$$r_{Di} = k_{Di}^* C_{Di} - k_{-Di} C_{Mono}$$

$$K_{Di} = \frac{k_{Di}^*}{k_{-Di}}$$

Persamaan laju reaksi *Octahydroanthracene* (monoaromatik) menjadi senyawa jenuh *Peryhydroanthracene* dituliskan seperti berikut.

$$r_{Mono} = k_{Mono}^* C_{Mono} - k_{-Mono} C_{Per}$$

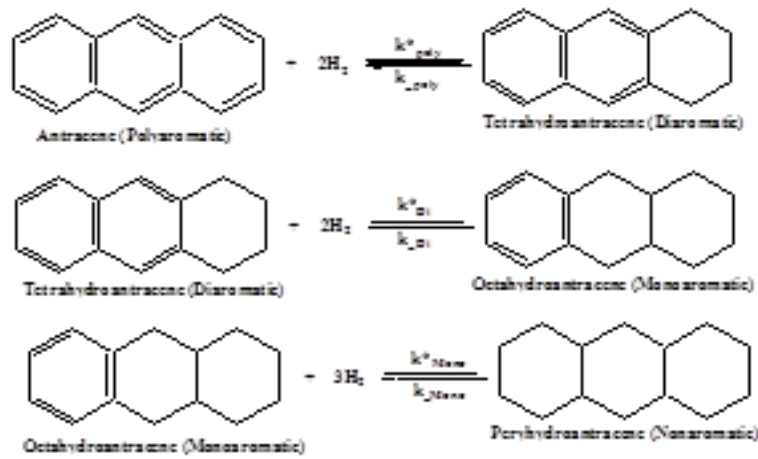
$$K_{Mono} = \frac{k_{Mono}^*}{k_{-Mono}}$$

Pada proses hidrosulfurisasi, senyawa *dibenzothiophene* direaksikan dengan gas hidrogen menjadi senyawa bebas sulfur yaitu *biphenyl* dan gas H<sub>2</sub>S. Persamaan laju pengurangan senyawa sulfur dituliskan seperti berikut.

$$r_S = \frac{k C_S^{1,6} C_{H_2}^{0,56}}{1 + k_{ad} C_{H_2} S}$$

### 3. HASIL DAN PEMBAHASAN

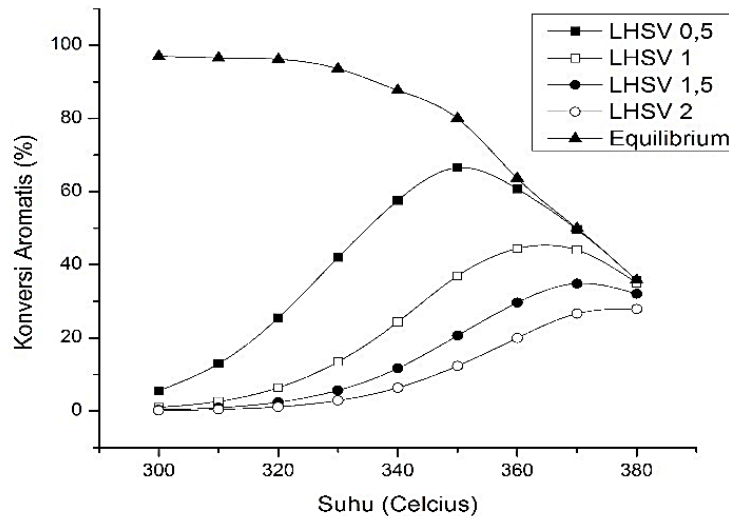
Simulasi reaktor hidrogenasi aromatik (HDA) merupakan reaktor pertama dari 2 reaktor dalam simulasi, fungsi dari reaktor ini adalah untuk mengubah komponen aromatik (tidak jenuh) yang dalam simulasi ini diwakili oleh Anthracene direaksikan menjadi komponen non-aromatik (jenuh) yaitu *Peryhydroanthracene* (PHA) dengan melalui beberapa reaksi antara secara seri yang ditunjukkan pada **Gambar 3**.



**Gambar 3.** Reaksi Hidrogenasi Aromatik Anthracene.

Total konversi aromatis merupakan jumlah total komponen aromatis masuk (*Anthracene*), dikurangi dengan jumlah total komponen aromatis keluar (*Anthracene*, *Tetrahydroanthracene* dan *Octahydroanthracene*), data total konversi bertujuan untuk mengetahui jumlah total aromatis yang

berkurang karena pada aliran masuk reaktor hanya terdapat komponen aromatis *Anthracene* dan saat keluar terdapat 2 komponen aromatis baru yaitu *Tetrahydroanthracene* dan *Octahydroanthracene* yang merupakan produk dari reaksi seri.



**Gambar 4.** Grafik Pengaruh Suhu dan LHSV Terhadap Total Konversi Aromatis.

Pada hasil data percobaan diatas terlihat bahwa total konversi aromatis pada suhu yang sama memiliki kecenderungan menurun seiring dengan kenaikan nilai **LHSV** hal ini dikarenakan semakin besar nilai **LHSV** maka waktu tinggal minyak pelumas bekas dan gas  $H_2$  semakin kecil sehingga waktu untuk bereaksi semakin cepat (Ancheyta, 2011). Apabila **LHSV** berbanding terbalik dengan total konversi aromatis maka berbeda halnya dengan hubungan antara suhu terhadap total konversi, terlihat pada **Gambar 4** bahwa total konversi aromatis naik seiring dengan naiknya suhu sampai pada suhu tertentu kemudian nilai total konversi aromatis menurun seiring bertambahnya suhu, namun suhu yang menghasilkan total konversi aromatis tertinggi berbeda pada tiap nilai **LHSV**. Semakin tinggi nilai **LHSV** semakin tinggi suhu yang menghasilkan nilai total konversi tertinggi, contohnya pada nilai **LHSV** 0,5  $jam^{-1}$  total konversi aromatis tertinggi pada suhu 350 °C, sedangkan pada

**LHSV** 1 ; 1,5 ; 2  $jam^{-1}$  total konversi aromatis tertinggi berturut turut pada suhu 360 °C, 370 °C, 380 °C.

Timbulnya puncak kurva pada **Gambar 4** dipengaruhi oleh 2 faktor berikut: ketergantungan konstanta laju reaksi **k** oleh suhu (Hukum Arrhenius) dan ketergantungan konstanta kesetimbangan reaksi **HDA** terhadap suhu. Hukum Arrhenius mengemukakan bahwa konstanta laju suatu reaksi akan semakin meningkat seiring dengan naiknya suhu. Sebaliknya, nilai konstanta kesetimbangan reaksi **HDA** (reaksi eksotermis) cenderung semakin menurun seiring dengan semakin naiknya suhu. Dalam konsteks reaksi reversible, konstanta kesetimbangan merupakan perbandingan antara konstanta laju reaksi utama (*forward reaction*) dengan konstanta laju reaksi arah sebaliknya (*reverse reaction*) (Chowdhury *et al.*, 2002). Sebagai akibatnya, nilai konstanta laju reaksi arah balik dari reaksi reversibel **HDA** (konstanta laju reaksi pembentukan senyawa aromatik) akan semakin besar seiring dengan turunnya nilai konstanta

kesetimbangan dan seiring dengan meningkatnya suhu reaksi. Karena itu seiring naiknya suhu, nilai konstanta laju reaksi balik dari reaksi **HDA** akan terus meningkat hingga akhirnya pada suhu tertentu, laju reaksi balik akan menjadi lebih besar daripada laju reaksi utamanya.

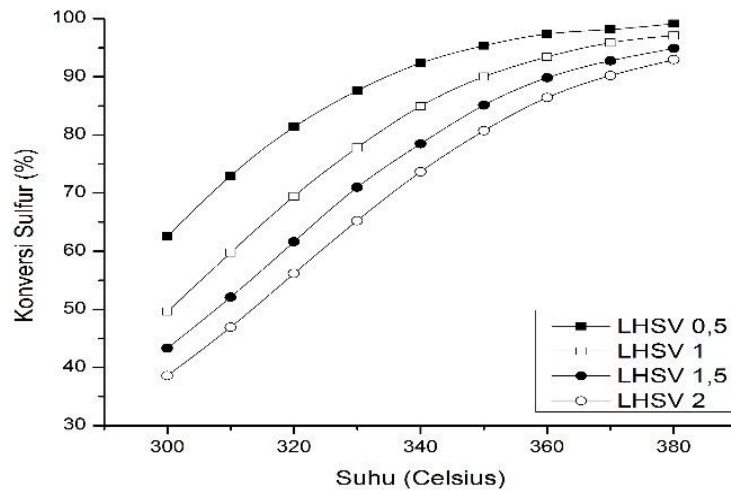
**Tabel 4.** Konstanta Kesetimbangan  $K_{Poly}$ ,  $K_{Di}$  dan  $K_{Mono}$  pada Berbagai Suhu

Suhu °C	$K_{Poly}$	$K_{Di}$	$K_{Mono}$
300	19,95	39,81	125,89
310	16,79	28,18	63,10
320	14,13	19,95	31,62
330	11,89	14,13	15,85
340	10	10	10
350	8,41	7,08	4,64
360	7,08	5,01	2,15
370	5,96	3,55	1,33
380	5,01	2,51	0,83

**Tabel 4** menyajikan nilai konstanta reaksi penjumlahan poliaromatik ( $K_{Poly}$ ), kesetimbangan reaksi penjumlahan diaromatik ( $K_{Di}$ ) dan reaksi pejumlahan monomaratik ( $K_{Mono}$ ) pada berbagai suhu (grafik dapat dilihat pada Bab III). Seperti yang telah dijelaskan sebelumnya bahwa penurunan nilai

konstanta kesetimbangan reaksi menyebabkan semakin meningkatnya laju reaksi balik dari reaksi reversibel **HDA**. Pada data dalam **Tabel 4** pada suhu dibawah 350 °C nilai  $K_{Poly}$  dan  $K_{Di}$  lebih kecil dari daripada nilai  $K_{Mono}$  dan pada suhu 350 °C nilai  $K_{Poly}$  dan  $K_{Di}$  mulai terlihat lebih besar daripada nilai  $K_{Mono}$ . Keadaan ini berlanjut terus hingga variabel suhu diatas 350 °C (360 °C, 370 °C dan 380 °C). Hal ini menimbulkan munculnya fenomena khusus dari reaksi **HDA**, yakni seiring naiknya suhu nilai konversi aromatik pada kondisi setimbang mengalami penurunan.

Simulasi reaktor hidrodesulfurisasi (**HDS**) dilakukan sama halnya seperti reaksi Hidrogenasi Aromatik (**HDA**) yaitu terdapat dua percobaan simulasi dalam keadaan *steady state*. Reaktor **HDS** merupakan reaktor kedua setelah reaktor hidrogenasi aromatik (**HDA**) yang berjalan secara sekuensial. Reaktor ini bertujuan untuk mengurangi senyawa sulfur sehingga dalam analisa yang diperhatikan adalah pengaruh variabel terhadap konversi senyawa sulfur dalam minyak pelumas bekas. Variabel suhu yang digunakan ( $T_1$ ) merupakan suhu masuk reaktor pertama (reaktor **HDA**). Komponen sulfur yang terikat pada rantai karbon diwakili oleh *Dibenzothiophene*.



**Gambar 5.** Konversi Komponen Sulfur Pada Berbagai Suhu dan LHSV (Tekanan 21 Bar).

Hasil simulasi pada **Gambar 5** menunjukkan kecenderungan bahwa untuk suhu yang sama semakin besar **LHSV** (*Liquid Hourly Space Velocity*), konversi reaksi akan semakin rendah. **LHSV** didefinisikan sebagai laju *volumetric feed* dibagi dengan volume reaktor, sehingga **LHSV** dalam unit per-satuan waktu. Karena itu, menurut teori **LHSV** mempunyai nilai yang berbanding terbalik dengan waktu tinggal. Sehingga ketika **LHSV** bernilai besar, maka waktu tinggal dalam reaktor rendah. Hal tersebut menyebabkan waktu terjadinya reaksi menjadi rendah dan mengakibatkan konversi menjadi rendah. Selain itu **LHSV** menunjukkan makna beban katalis dalam menjembatani reaktan bereaksi menjadi produk. Maka nilai **LHSV** semakin besar maka beban katalis akan semakin besar.

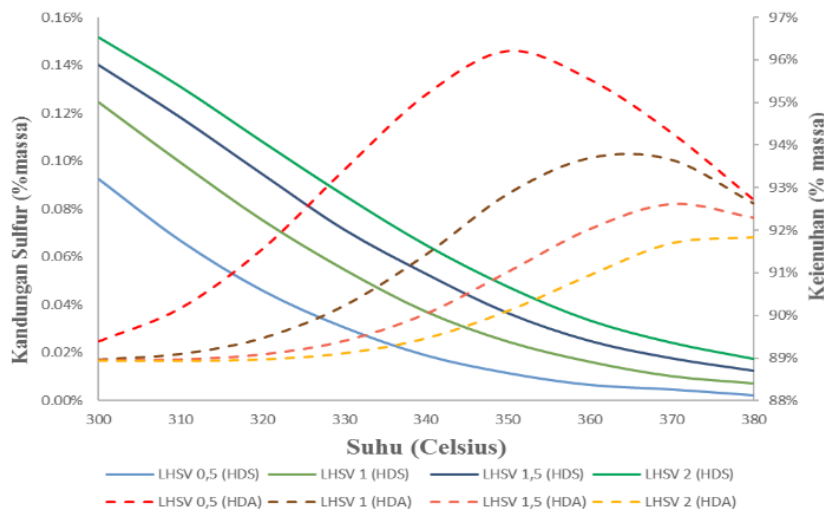
Pengaruh suhu dalam reaksi **HDS** sangat besar karena pada dasarnya kinetika sebuah reaksi

dipengaruhi oleh suhu. Hal yang sama diperlihatkan pada hasil reaksi di atas (**Gambar 5**), di mana semakin tinggi suhu akan membuat konversi reaksi semakin tinggi.

Sedangkan % sulfur pada minyak pelumas sesuai standar *base oil* golongan III harus bernilai maksimal sebesar 0.03% massa, oleh karena itu dengan melihat **Gambar 6** maka yang memenuhi dari standar *base oil* golongan III adalah kondisi operasi **LHSV** 0,5 jam<sup>-1</sup> suhu 340 – 380 °C, **LHSV** 1 jam<sup>-1</sup> suhu 350 – 380 °C, **LHSV** 1,5 jam<sup>-1</sup> suhu 360 – 380 °C dan **LHSV** 2 jam<sup>-1</sup> suhu 370 – 380 °C, hal ini dapat disimpulkan bahwa kondisi optimum pada operasi reaktor **HDS** adalah pada **LHSV** 0,5 jam<sup>-1</sup> dengan suhu 380 °C. Namun dikarenakan reaktor **HDS** dan **HDA** bersifat seri maka perlu memperhatikan kondisi reaktor **HDA**.

Pemilihan kondisi operasi reaktor meninjau pada hasil kejenuhan yang minimal 90% berat dan kandungan sulfur maksimal 0,03% berat. Dengan melihat **Gambar 6** maka untuk **LHSV** 0,5 jam<sup>-1</sup>, suhu yang memenuhi standar hasil kejenuhan dan kandungan sulfur adalah 330 – 380 °C, untuk **LHSV** 1 jam<sup>-1</sup> pada suhu 350-380 °C, untuk **LHSV** 1,5 jam<sup>-1</sup> pada suhu 360-380 °C dan untuk **LHSV** 2 jam<sup>-1</sup> pada

suhu 380 °C. Untuk kondisi optimum dipilih pada **LHSV** 0,5 jam<sup>-1</sup> dan suhu 350 °C karena kejenuhan tertinggi dan kandungan sulfur cukup kecil dan tidak berbeda banyak dengan suhu 360-380 °C.



**Gambar 6.** Kandungan Sulfur Dan Kejenuhan Pada Berbagai Suhu dan LHSV (Tekanan 21 Bar)

#### 4. KESIMPULAN

Konversi reaksi aromatis (HDA) naik seiring dengan naiknya suhu hingga suhu tertentu kemudian menurun seiring naiknya suhu dan menurun seiring naiknya LHSV, konversi reaksi penghilangan kandungan sulfur (HDS) naik seiring naiknya suhu dan menurun seiring naiknya LHSV dan kondisi operasi optimum pada suhu 350 °C tekanan 21 bar dan LHSV 0,5 jam<sup>-1</sup>.

Saran untuk penelitian selanjutnya yaitu perlu dilakukan eksperimen lebih lanjut untuk mevalidasi hasil simulasi dan menambah variabel tekanan yang lebih tinggi untuk mengetahui pengaruh tekanan pada reaksi HDA dan HDS.

#### 5. ACKNOWLEDGMENT/UCAPAN TERIMA KASIH

Penulis R.H. dan F.R.S. mengucapkan terimakasih kepada Bapak Prof. Ir. Renanto, M.Sc., Ph.D. selaku Kepala Laboratorium Perancangan dan Pengendalian Proses Departemen Teknik Kimia sekaligus Dosen Pembimbing I kami, serta Bapak Juwari Purwo Sutikno, S.T., M.Eng., Ph.D. selaku Kepala Departemen Teknik Kimia FTI-ITS Surabaya sekaligus Dosen Pembimbing II kami atas bimbingan dan saran yang diberikan.

#### 6. DAFTAR PUSTAKA

- Chowdhury, R., Pedernera, E. & Reimert, R. 2002. Trickle-Bed Reactor Model for Desulfurization and Dearomatization of Diesel. *AIChE Journal*, 48(1): 126-135.
- Gani, A. 2017. Perancangan Reaktor Hidrogenasi Aromatik dan Hidrodesulfurisasi Pada Berbagai

Kondisi Operasi Pada Pengolahan Minyak Pelumas Bekas. Surabaya : ITS.

Mekonnen, H.A. 2014. Recycling of Used Lubricating Oil Using Acid-Clay Treatment Process. Addis Ababa University.

Speight, J. & Exall, D.I. 2014. Refining Used Lubricating Oils. Boca Raton: Taylor & Francis Group.

STP, S.T.P.S. 2000. Modular Used Lube Oil Re-Refining. Rome.