



STUDI KINETIK DAN SIMULASI KONSEPTUAL REAKTOR PRODUKSI BIOAVTUR

C2.2021.K.11

Hanif Muhammad Dhiya Ulhaq

Prama Pradipta Andrisi

(13018019)

(13018032)

Pembimbing

Dr. Ir. IGBN Makertiharta

Dr. Haryo Pandu Winoto



OUTLINE

- 1 Pendahuluan**
- 2 Metodologi Penelitian**
- 3 Hasil dan Pembahasan**
- 4 Kesimpulan**





1. Pendahuluan

Latar Belakang

Konsumsi avtur 2015^[1] : 4336,6 juta L
2018 : 5717,7 juta L
(naik 31,8% dalam 3 tahun)

Impor avtur 2018^[1] : **1518** juta L
(26,5% dari konsumsi avtur)

Salah satu bahan bakar alternatif :
bioavtur dari minyak nabati.

Indonesia merupakan **penghasil kelapa sawit terbesar di dunia** sejak tahun 2006^[2]
(produksi : 31 juta ton)

Kandungan utama PKO adalah **asam laurat** (C12) dan **asam miristat** (C14)

Proses produksi bioavtur : **Hidrodeoksigenasi (HDO)** dan Hidroisomerisasi.

Diperlukan simulasi HDO asam laurat dalam proses produksi bioavtur.

[1] Kementrian Energi dan Sumber Daya Mineral. (2020). *Handbook of Energy & Economics Statistics of Indonesia 2019*.

[2] Sequiño, A. C., dan Magallon-Avenido, J. (2015). *IAMURE International Journal of Ecology and Conservation*, **13**(1).

Avtur

Karakteristik umum avtur^[1]:

- Tidak berwarna
- Relatif tidak volatil
- Komposisi rata rata $C_{12,5}H_{24,4}$, BM = 175 g/mol
- Rentang rantai karbon avtur C_9-C_{15}

Jenis avtur : Jet-A (AS), Jet-A1 (di luar AS), JP-8 (militer)

Tabel 1.1 Spesifikasi avtur^[2]

Properti	Jet-A1 ^a	Jet A ^b	JP-8 ^c
Densitas pada 15 °C, (kg/m ³)	775-840	775-840	775-840
Flash Point (°C)	≥ 38	≥ 38	≥ 38
Titik Beku (°C)	≤ -47	≤ -40	≤ -47
^a Spesifikasi dari DEF STAN 91-91			
^b Spesifikasi dari ASTM D			
^c Spesifikasi dari MIL-DTL-83133E			

[1] Goodger, E., dan Vere, R. (1985): *Aviation Fuels Technology*, Macmillan Publishers Ltd, Hampshire and London.

[2] Nelson, E. S., dan Reddy, D. R. (2017): *Sustainable Energy Developments*, Taylor & Francis Group, London.

Bioavtur

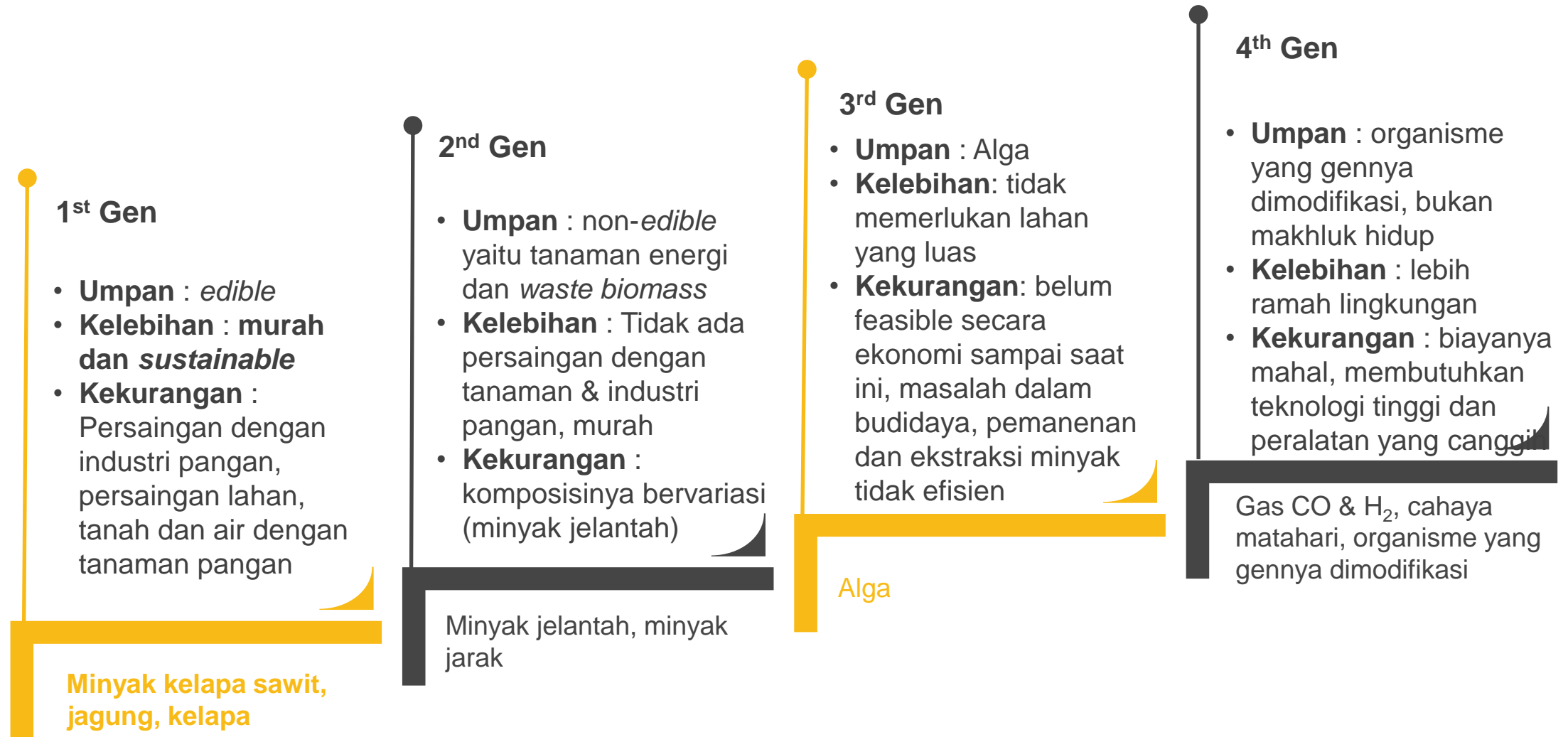
Tabel 1.2 Perkembangan bioavtur^[1]

Tahun	Umpan	Maskapai Penerbangan	Kandungan Bioavtur	Rute konversi
2008	Kelapa & Babassu	Virgin Atlantic	20%	<i>Oil to jet</i>
2008	Minyak jarak	Air New Zealand	50%	<i>Oil to jet</i>
2009	<i>Camelina</i>	KLM	50%	<i>Oil to jet</i>
2011	<i>Waste cooking oil</i>	KLM	50%	<i>Oil to jet</i>
2011	<i>Waste cooking oil</i>	Air France	50%	<i>Oil to jet</i>
2011	Minyak jarak	AeroMexico	30%	<i>Oil to jet</i>
2011	Alga	Continental Airlines		<i>Alcohol to jet</i>
2013	<i>Palm oil & waste cooking oil</i>	China Eastern Airlines		<i>Oil to jet</i>

Indonesia???

[1] Wang, W. C., dan Tao, L. (2016): Bio-jet fuel conversion technologies, *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, **53**, 801–822..

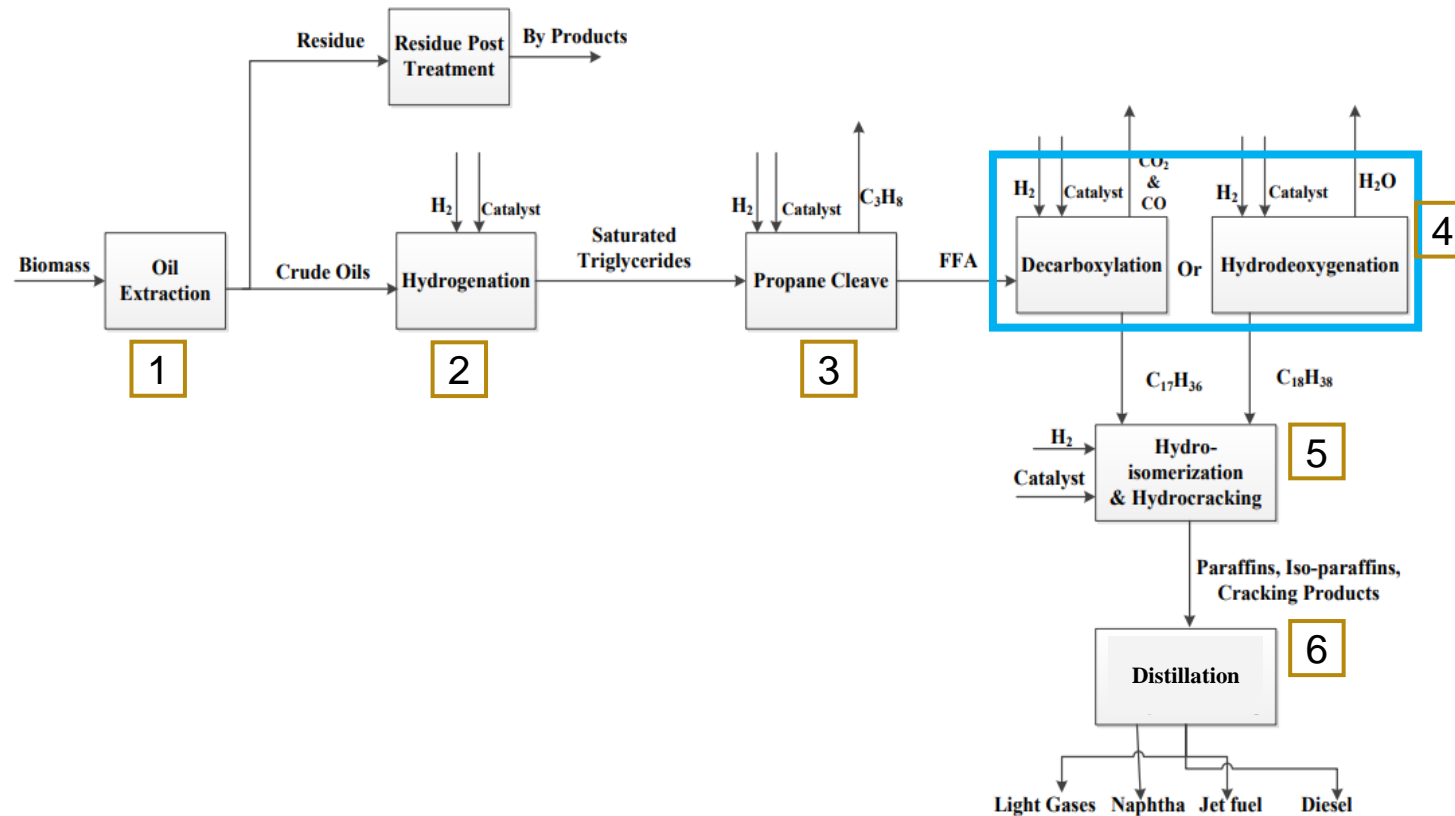
Jenis Umpan Bioavtur



Rute Produksi Bioavtur

HEFA (*hydroprocessed esters and fatty acids*)

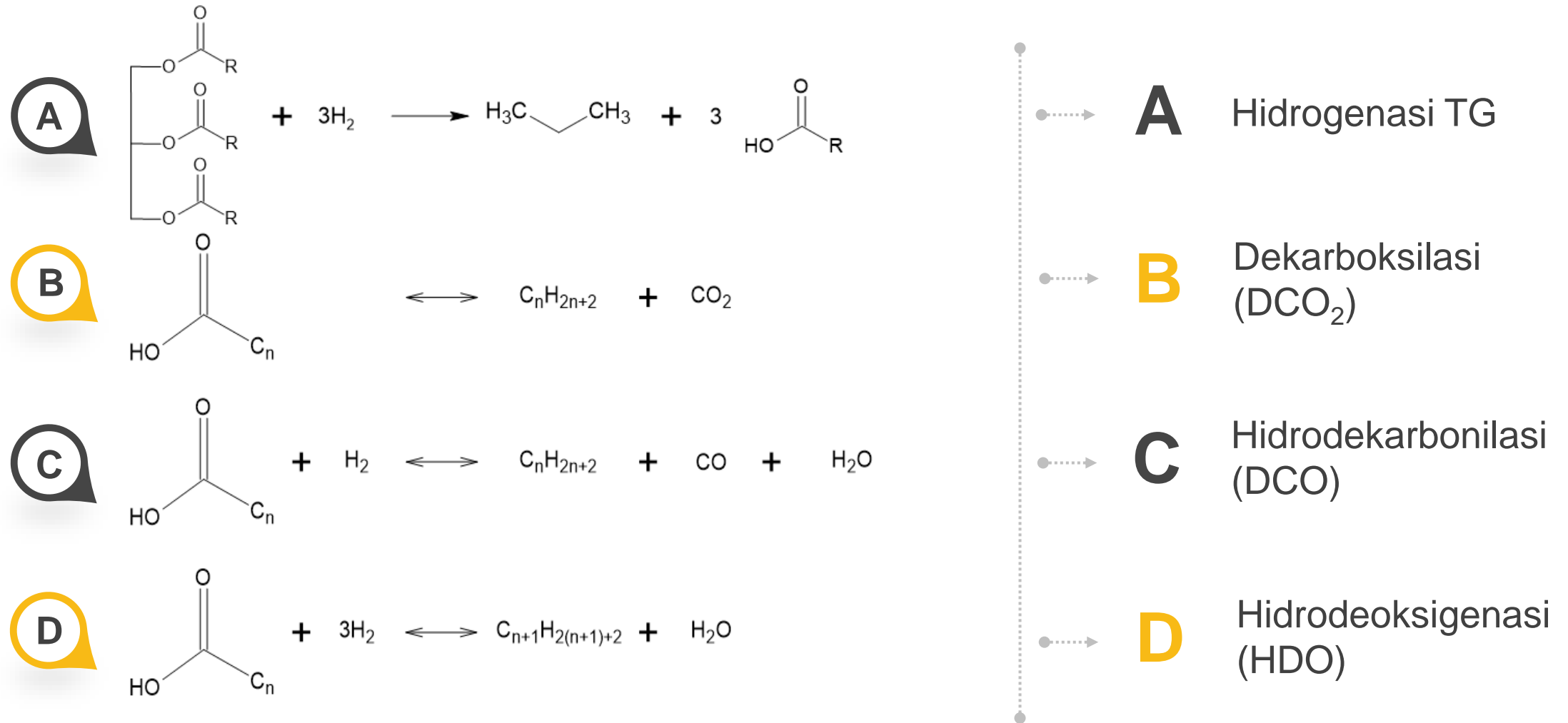
Proses konversi oleokimia seperti hidroproses lipid dari minyak nabati. Sampai tahun 2020, HEFA satu satunya rute produksi bioavtur yang diimplementasikan pada skala industri



Gambar 1.1 Proses HEFA^[1]

[1] Wang, W. C., dan Tao, L. (2016): Bio-jet fuel conversion technologies, *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, **53**, 801–822..

Hidrogenasi dan Deoksigenasi



Gambar 1.2 Skema umum reaksi deoksigenasi trigliserida^[1]

[1] Sotelo-Boyas, R., Trejo-Zarraga, F., dan Jesus Hernandez-Loyo, F. de (2012): Hydroconversion of Triglycerides into Green Liquid Fuels, *Hydrogenation*.

Minyak Nabati

Tabel 1.3 Kandungan asam lemak dalam berbagai minyak nabati^{[1],[2],[3], dan [4]}

Asam Lemak	Struktur	% massa					
		Palm	Rapeseed	Jarak	Sunflower	PKO	Kelapa
Asam Kaprilat	C8:0	-	-	-	-	3,3	7,6
Asam Kuprat	C10:0	-	-	-	-	3,5	5,5
Asam Laurat	C12:0	0,1	-	0,0	0,0	47,8	47,7
Asam Miristat	C14:0	0,7	0,11	0,0	0,0	16,3	19,9
Asam Palmitat	C16:0	36,7	4,8	15,9	6,2	8,5	-
Asam Palmitoleat	C16:1	0,1	0,33	0,9	0,1	-	-
Asam Stearat	C18:0	6,6	1,89	6,9	3,7	2,4	2,7
Asam Oleat	C18:1	46,1	61,9	41,1	25,2	15,4	6,2
Asam Linoleat	C18:2	8,6	19,8	34,7	63,1	2,4	1,6
Asam Linolenat	C18:3	0,3	9,21	0,3	0,2	-	-
Asam Arakidat	C20:0	0,4	0,62	0,0	0,3	0,1	-
Asam Gadroleat	C20:1	0,2	1,41	0,2	0,2	-	-

- Kandungan utama PKO adalah **asam laurat** dan **asam miristat** yang sudah sesuai dengan rentang panjang rantai hidrokarbon avtur, sehingga tidak diperlukan *cracking*.

[1] Khan dkk. (2019). *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, **140**(January), 1–24.

[2] Noriega dkk. (2020). *Chinese Journal of Chemical Engineering*, **28**(6), 1670–1683.

[3] Orsavova, dkk. (2015). *International Journal of Molecular Sciences*, (16), 12871–12890.

[4] Mancini dkk. (2015)., *Molecules*, **20**(9), 17339–17361.

Katalis HDO

1A

1

1.008

H

Hydrogen

2A

3

6.941

Li

Lithium

4

9.012

Be

Beryllium

11

22.990

Na

Sodium

12

24.305

Mg

Magnesium

19

39.098

K

Potassium

20

40.078

Ca

Calcium

21

44.956

Sc

Scandium

22

47.88

Ti

Titanium

23

50.942

V

Vanadium

24

51.996

Cr

Chromium

25

54.938

Mn

Manganese

26

55.933

Fe

Iron

27

58.933

Co

Cobalt

28

58.693

Ni

Nickel

29

63.546

Cu

Copper

30

65.39

Zn

Zinc

37

84.468

Rb

Rubidium

38

87.62

Sr

Strontium

39

88.906

Y

Yttrium

40

91.224

Zr

Zirconium

41

92.906

Nb

Niobium

42

95.95

Mo

Molybdenum

43

98.907

Tc

Technetium

44

101.07

Ru

Ruthenium

45

102.905

Rh

Rhodium

46

106.42

Pd

Palladium

47

107.868

Ag

Silver

48

112.411

Cd

Cadmium

55

132.905

Cs

Cesium

56

137.327

Ba

Barium

57-71

Lanthanides

72

178.49

Hf

Hafnium

73

180.948

Ta

Tantalum

74

183.85

W

Tungsten

75

186.207

Re

Rhenium

76

190.23

Os

Osmium

77

192.22

Ir

Iridium

78

195.08

Pt

Platinum

79

196.967

Au

Gold

80

200.59

Hg

Mercury

87

223.020

Fr

Francium

88

226.025

Ra

Radium

89-103

Actinides

104

(261)

Rf

Rutherfordium

105

(262)

Db

Dubnium

106

(266)

Sg

Seaborgium

107

(264)

Bh

Bohrium

108

(269)

Hs

Hassium

109

(268)

Mt

Meitnerium

110

(270)

Ds

Darmstadtium

111

(272)

Rg

Roentgenium

112

(277)

Cn

Copernicium

ATOMIC NUMBER

2

ATOMIC MASS

4.003

ELEMENT SYMBOL

He

CHEMICAL NAME

Helium

3B

4B

5B

6B

7B

8B

1B

2B

CoMo/Al₂O₃ dan **NiMo/Al₂O₃** adalah katalis yang umum digunakan untuk HDO^[1]

Katalis **CoMo** menghasilkan produk **olefin** karena aktivitas **hidrogenasi** yang lebih **rendah**^[2]

Katalis **NiW** lebih menyukai jalur **DCO** dan **DCO₂**^[2]

Katalis **tidak berpenyangga** => selektivitas HDO ↓^[3]

Aktivitas hidrogenasi **Ni>Co**
Aktivitas hidrogenasi **Pt>Pd>Ni**

Pt dan **Pd** jarang digunakan karena **mahal**, **Ni** lebih sering digunakan karena lebih **murah** dan melimpah

Mo juga terbukti efektif dalam proses *hydrotreating*

Deaktivasi katalis HDO disebabkan oleh :

1. **Kenaikan T** (reaksi HDO bersifat eksotermal)^[4]
2. **Tekanan uap air** (produk samping HDO)^[5]
3. **Penutupan pori** oleh deposit **karbon**^[6]

[1] Mohammad dkk. (2013) : *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, **22**(X), 121–132.

[2] Toba dkk. (2011) : *Catalysis Today*, **164**(1), 533–537.

[3] Zhang dkk. (2014) : *Applied Catalysis B, Environmental*, **150–151**, 238–248.

[4] Ancheyta. (2016) : John Wiley and Sons, Hoboken.

[5] Laurent dan Delomn. (1994) : *Studies in Surface Science and Catalysis*, **88**(C), 459–466.

[6] Jenistova dkk. (2017). *Chemical Engineering Journal*.

Tujuan Penelitian

Membuat **model matematika** proses dan **melakukan optimasi parameter operasi** untuk reaksi **HDO asam laurat** secara kontinu pada **reaktor pipa** yang dioperasikan secara **adiabatik**.

Sasaran Penelitian

1. **Membuat model matematika** simulasi proses **HDO asam laurat (LA)** dalam **reaktor pipa** yang dioperasikan secara **adiabatik** menggunakan *software Python*.
2. **Mengevaluasi konsentrasi LA umpan** maksimal agar temperatur reaktor tidak melebihi batas temperatur desain reaktor *hydrotreating*.
3. **Mengevaluasi kondisi operasi** untuk mencapai konversi dan selektivitas HDO optimal.

Ruang Lingkup Penelitian

1. **Umpan** yang digunakan pada simulasi proses HDO adalah **asam laurat**
2. **Katalis** yang digunakan pada simulasi proses HDO adalah **NiMo/Al₂O₃**.
3. **Tekanan** operasi adalah **30 bar**
4. **Rasio H₂/asam laurat = 300 v/v** (Nm³ gas H₂/ m³ asam laurat cair)
5. **Dimensi reaktor** yang digunakan adalah reaktor pipa *hydrotreater* RU II-Dumai dengan **L = 3 m**, **D = 1,6 m**, dan **V = 6 m³** (Subagjo dan Ulfah, 2013).
6. Reaktor pipa beroperasi secara **ideal**

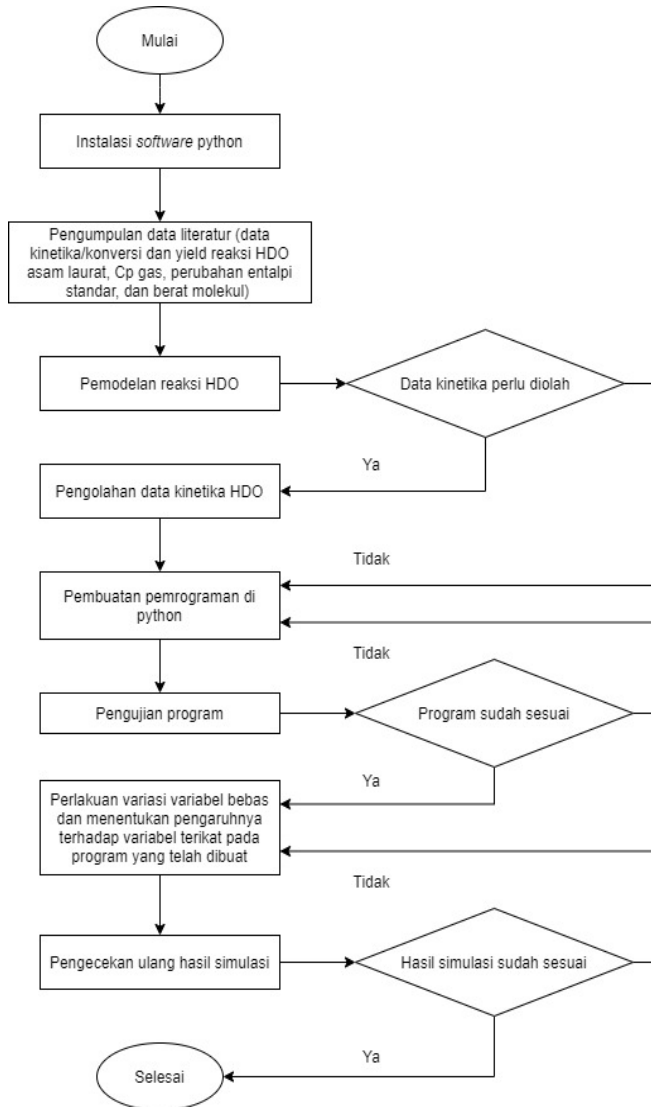
Bahasa pemrograman:





2. Metodologi Penelitian

Tahapan Pemodelan



Gambar 2.1 Tahap simulasi reaktor

Instalasi Software dan Pengumpulan Data

Data literatur: Data kinetika reaksi, data kapasitas panas senyawa, data panas reaksi

Software:



Pengolahan Data dan Pemodelan Reaktor

Neraca massa dan energi reaktor:

$$u \left(\frac{TP_0}{T_0 P} \right) \frac{dC_i}{dz} = k_i C_i$$

$$\rho C_p u \left(\frac{TP_0}{T_0 P} \right) \frac{dT}{dz} = \sum (-\Delta H_{ri}) |r_i|$$

Dasar Pemodelan (1)

Jurnal Referensi

Biomass Conversion and Biorefinery
<https://doi.org/10.1007/s13399-020-01046-9>

ORIGINAL ARTICLE



The conversion of coconut oil into hydrocarbons within the chain length range of jet fuel

Ruana D. Brandão^{1,2} · Antônio M. de Freitas Júnior^{1,3} · Silvia C. Oliveira¹ · Paulo A. Z. Suarez¹ · Marcos J. Prauchner¹

Received: 30 April 2020 / Revised: 7 September 2020 / Accepted: 2 October 2020
© Springer-Verlag GmbH Germany, part of Springer Nature 2020

Data Referensi

Tabel 2.1 Data indeks keasamaan pada beberapa kondisi operasi

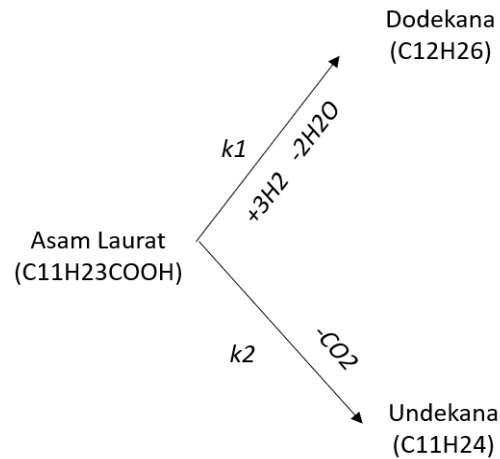
No	Perlakuan	Indeks Keasaman	Konversi
1	Asam Laurat	280,8	
2	400 C, 1 jam	0,3	0,9989
3	340 C, 1 jam	17,8	0,9366
4	340 C, 3 jam	0,3	0,9989
5	280 C, 3 jam	19,0	0,9323
6	280 C, 6 jam	0,3	0,9989

Tabel 2.2 Data perolehan pada beberapa kondisi operasi

No	Perlakuan	Yield C12 (%)	Yield C11 (%)	Yield <C11 (%)
1	400 °C, 1 jam	26,9	53,6	17,8
2	340 °C, 3 jam	35,2	61,5	2,4
3	280 °C, 6 jam	41,8	54,4	2,7

Dasar Pemodelan (2)

Model Kinetika



Gambar 2.2 Model reaksi deoksigenasi LA yang digunakan



Data kapasitas panas (C_p) senyawa,
panas reaksi (ΔH_R), dimensi reaktor

Model Reaktor

Neraca Massa Reaktor:

$$u \frac{dC_i}{dz} = k_i C_i \quad (2.1)$$

Neraca Energi Reaktor:

$$\rho C_p u \frac{dT}{dz} = \sum (-\Delta H_{ri}) |r_i| \quad (2.2)$$

Variasi Percobaan

KONTROL



Katalis

NiMo/Al₂O₃

Pt/ZIF

Dimensi reaktor

(L = 3 m, V = 6 m³, D = 1,6 m)

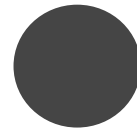
Tekanan

30 bar

H₂/feed

300 v/v

TERIKAT



Konversi asam laurat

$$X_{LA} = \frac{C_{LA \text{ umpan}} - C_{LA \text{ produk}}}{C_{LA \text{ umpan}}} \times 100\%$$

Selektivitas HDO

$$S_{HDO} = \frac{C_{\text{dodekana}}}{C_{LA \text{ umpan}} - C_{LA \text{ produk}}} \times 100\%$$

Perolehan dodekana

$$\text{Perolehan} = X_{LA} \times S_{HDO}$$

Profil temperatur reaktor

(berdasarkan neraca energi)

BEBAS



T umpan

280 – 340 °C


Fraksi massa LA umpan

5 – 100%-wt LA

(selebihnya: dodekana dan undekana)

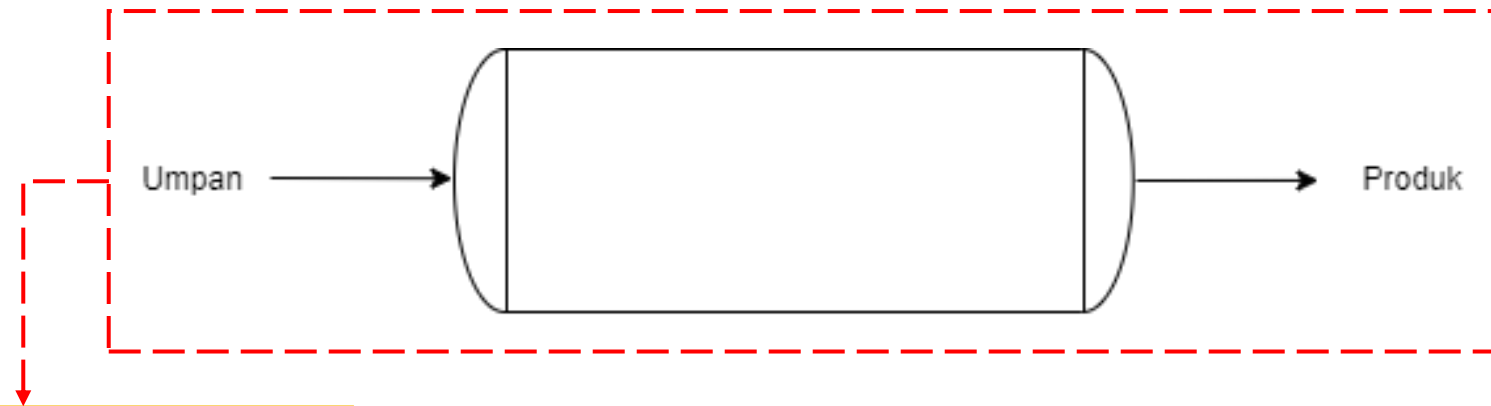
LHSV

1/6, 1/4, 1/3, 1/2, 2/3, 5/6, 1 jam⁻¹



3. Hasil dan Pembahasan

Model Reaktor (1)



Input Properti

Tabel 3.1 Properti fisik dan kimia senyawa organik

Senyawa	Cp liq				ΔH_f		
	$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 \left(\frac{J}{mol \cdot K} \right)$				$\Delta H_f = A + BT + CT^2 \left(\frac{kJ}{mol} \right)$		
	A	B	C	D	A	B	C
Asam laurat	50,80	2,258	$-4,966 \times 10^{-3}$	$4,377 \times 10^{-6}$	-582,24	-0,2311	$1,255 \times 10^{-4}$
n-Dodekana	84,49	2,036	$-5,098 \times 10^{-3}$	$5,218 \times 10^{-6}$	-225,66	-0,2598	$1,382 \times 10^{-4}$
n-Undekana	94,17	1,781	$-4,630 \times 10^{-3}$	$4,968 \times 10^{-6}$	-208,56	-0,2469	$1,320 \times 10^{-4}$

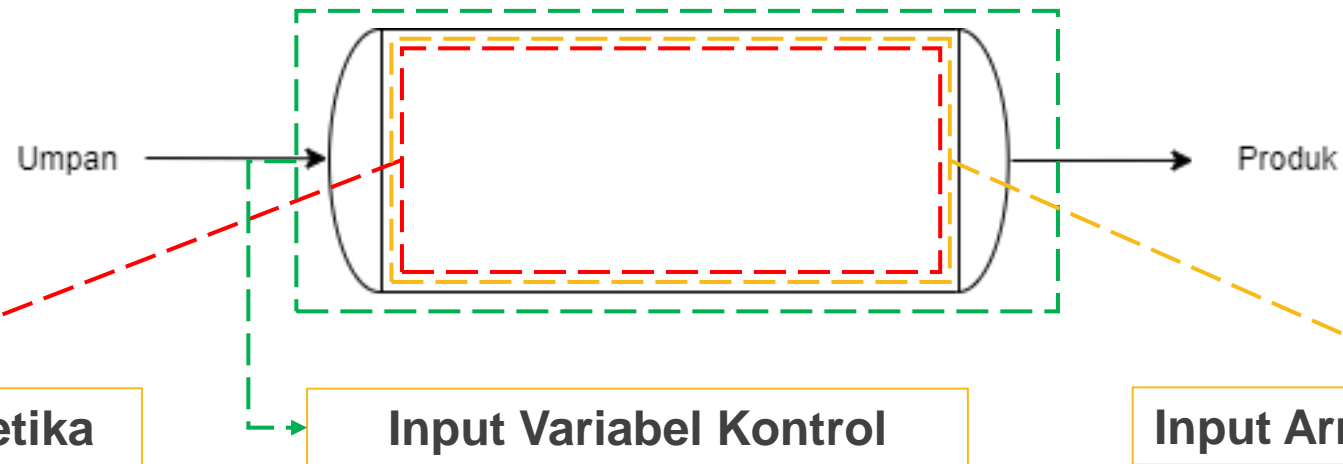
Tabel 3.2 Properti fisik dan kimia senyawa anorganik

Senyawa	Cp ^{ig} / R			$\Delta H_{f,298}$
	$\frac{C_p^{ig}}{R} = A + BT + CT^{-2}$			J/mol
	A	B	C	
Hidrogen	3,249	$0,422 \times 10^{-3}$	$0,083 \times 10^5$	0
Air	3,470	$1,45 \times 10^{-3}$	$0,121 \times 10^5$	-241.818
CO2	5,457	$1,045 \times 10^{-3}$	$-1,157 \times 10^5$	-393.509

Tabel 3.3 Data berat molekul senyawa

Senyawa	MW (kg/kmol)
Asam laurat	200,3
n-Dodekana	184,3
n-Undekana	170,3
Hidrogen	2,00
Air	18,02
Karbon dioksida	44,01

Model Reaktor (2)



Input Parameter Kinetika

Tabel 3.4 Parameter kinetika reaksi deoksigenasi LA

Parameter	Nilai	Satuan
NiMo/Al ₂ O ₃ ^[1]	A ₁	0,027 s ⁻¹
	Ea ₁	24,24 kJ/mol
	A ₂	0,708 s ⁻¹
	Ea ₂	38,08 kJ/mol
Pt/ZIF ^[2]	A ₁	0,012 s ⁻¹
	Ea ₁	10,31 kJ/mol
	A ₂	0,268 s ⁻¹
	Ea ₂	22,794 kJ/mol

Input Variabel Kontrol

Tabel 3.5 Daftar variabel kontrol

Parameter	Nilai	Satuan
Panjang reaktor	3	m
Diameter reaktor	1,6	m
Volume reaktor	6	m ³
Tekanan	30	bar
H ₂ / Asam laurat	300	Nm ³ /m ³

Input Array Variabel Terikat

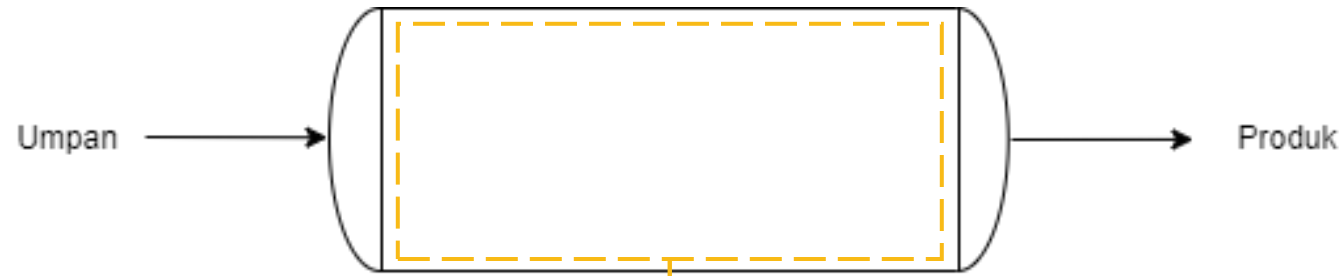
Tabel 3.6 Daftar variabel terikat

Parameter	Perhitungan
Temperatur reaktor	(berdasarkan neraca energi)
Konversi LA	$X_{LA} = \frac{C_{LA \text{ umpan}} - C_{LA \text{ produk}}}{C_{LA \text{ umpan}}} \times 100\%$
Selektivitas HDO	$S_{HDO} = \frac{C_{DD}}{C_{LA \text{ umpan}} - C_{LA \text{ produk}}} \times 100\%$
Perolehan	$\text{Perolehan} = X_{LA} \times S_{HDO} \times 100\%$

[1] Brandao,dkk. (2020) : *Biomass Conversion and Biorefinery*, **11**, 837-847

[2] Yang dan Carreon (2017) : *ACS Applied Material and Interfaces*, **9**, 31993-32000

Model Reaktor (3)



Neraca Massa Reaktor

$$u \frac{dC_{LA}}{dz} = -(k_1 + k_2)C_{LA} \quad (3.1)$$

$$u \frac{dC_{DD}}{dz} = k_1 C_{LA} \quad (3.2)$$

$$u \frac{dC_{UD}}{dz} = k_2 C_{LA} \quad (3.3)$$

$$u \frac{dC_{H_2}}{dz} = -(3k_1)C_{LA} \quad (3.4)$$

$$u \frac{dC_{H_2O}}{dz} = 2k_1 C_{LA} \quad (3.5)$$

$$u \frac{dC_{CO_2}}{dz} = k_2 C_{LA} \quad (3.6)$$

Keterangan subskrip:

LA = Asam laurat

DD = Dodekana

UD = Undekana

H₂ = Hidrogen

CO₂ = Karbon dioksida

H₂O = Air

Neraca Energi Reaktor

$$\rho C_p u \frac{dT}{dz} = \sum (-\Delta H_{ri}) |r_i| \quad (3.7)$$

Keterangan variabel:

ρ = Massa jenis senyawa di reaktor (kg/m³)

C_p = Kapasitas panas (J/kg K)

u = Laju alir linear fluida dalam reaktor (m/s)

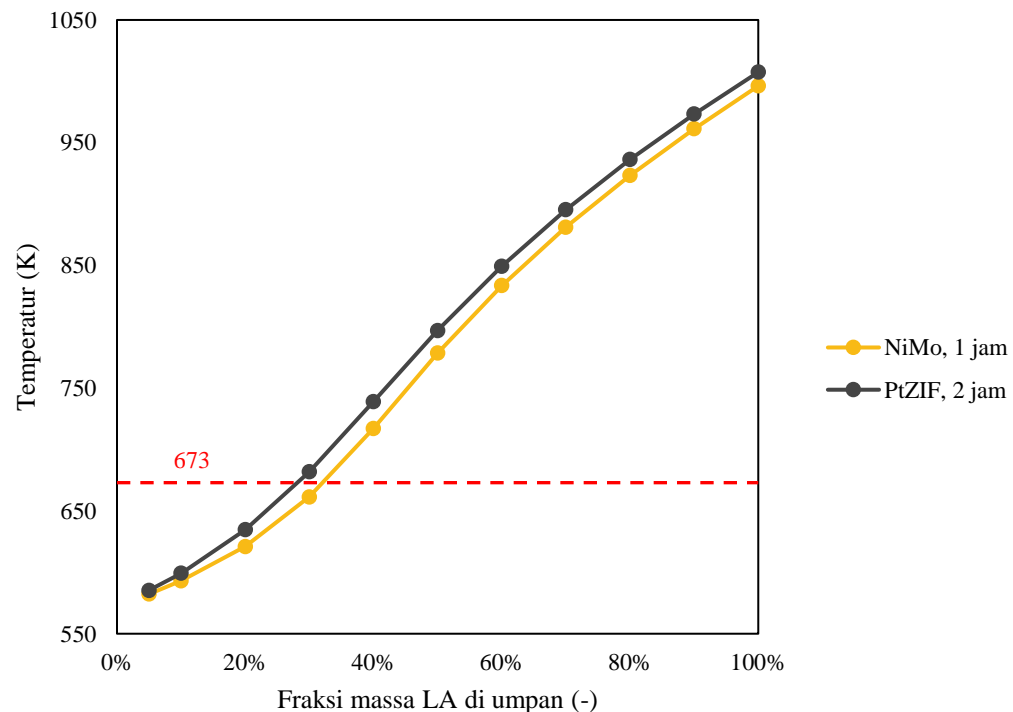
T = Temperatur reaktor pada posisi z (K)

ΔH_{ri} = Perubahan entalpi reaksi i (J/mol)

r_i = Laju reaksi i (mol/L.s)

Pengaruh Fraksi Massa LA Umpan (1)

Terhadap temperatur reaktor

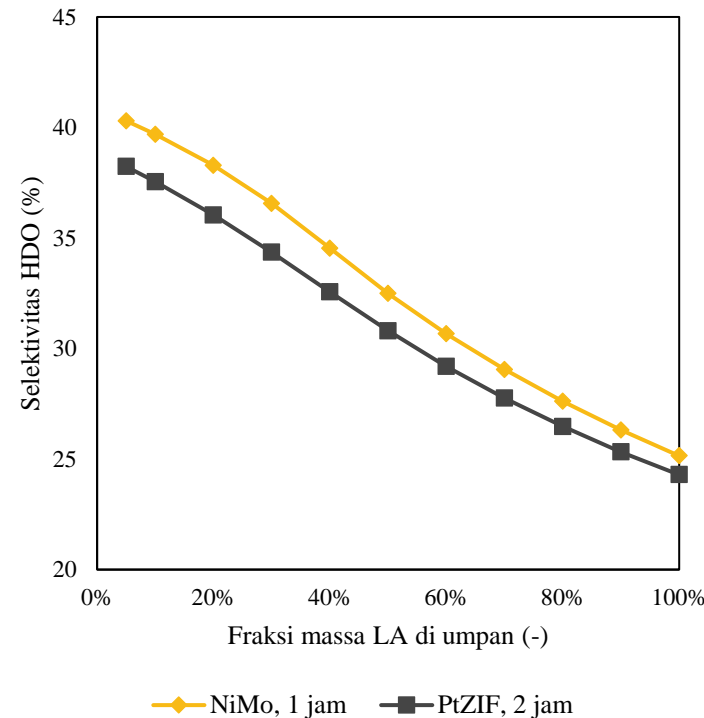
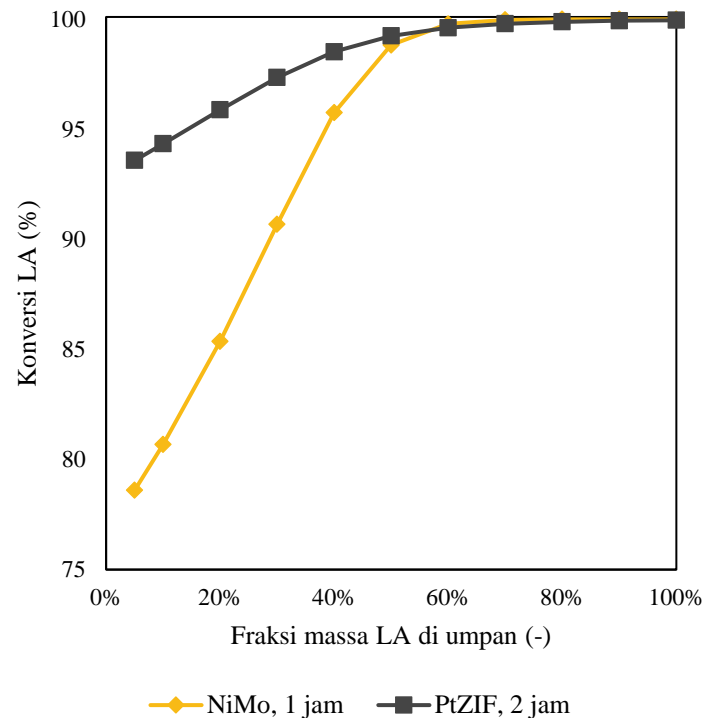


- **Peningkatan konsentrasi LA** → meningkatkan laju reaksi → meningkatkan panas hasil reaksi → **meningkatkan temperatur reaktor**
- **Batas konsentrasi maksimal LA umpan:**
 - **NiMo/alumina : 30%-wt; T = 661 K**
 - **Pt/ZIF : 25%-wt; T = 658 K**

Gambar 3.2 Profil temperatur di sepanjang reaktor pada berbagai variasi fraksi massa LA umpan pada temperatur umpan 300 °C

Pengaruh Fraksi Massa LA Umpan (2)

Terhadap konversi LA dan selektivitas HDO

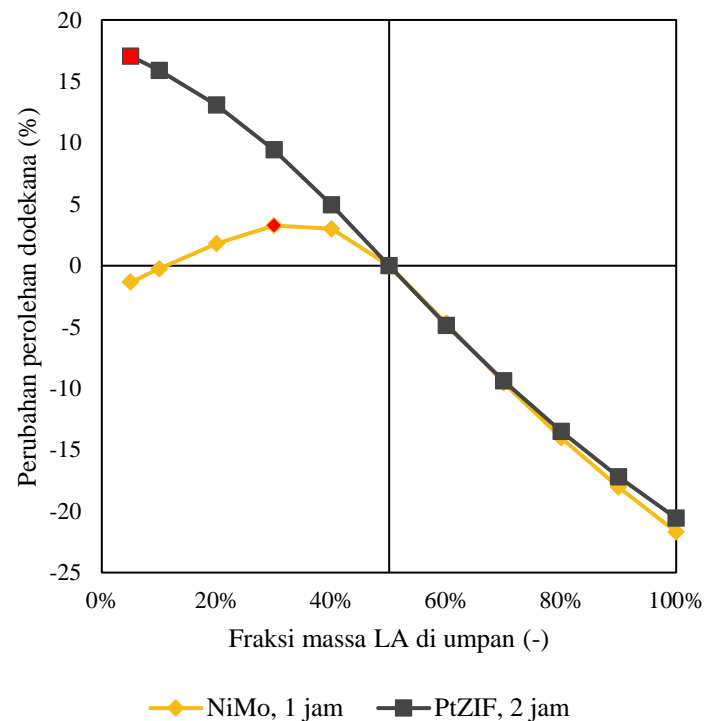


- **Peningkatan konsentrasi LA** → peningkatan laju reaksi → peningkatan temperatur reaksi → Peningkatan konstanta laju reaksi → **peningkatan konversi LA**
- **Peningkatan konsentrasi LA** → **penurunan selektivitas HDO**
- Menunjukkan pada kondisi operasi yang dipilih, **konstanta laju reaksi $\text{DCO}_2 > \text{HDO}$**
- Sehingga, peningkatan laju reaksi DCO_2 akan lebih besar dari HDO ketika konsentrasi LA umpan ditingkatkan

Gambar 3.3 Profil konversi LA pada berbagai variasi fraksi massa LA umpan pada temperatur umpan 300 °C

Pengaruh Fraksi Massa LA Umpan (4)

Terhadap perolehan dodekana

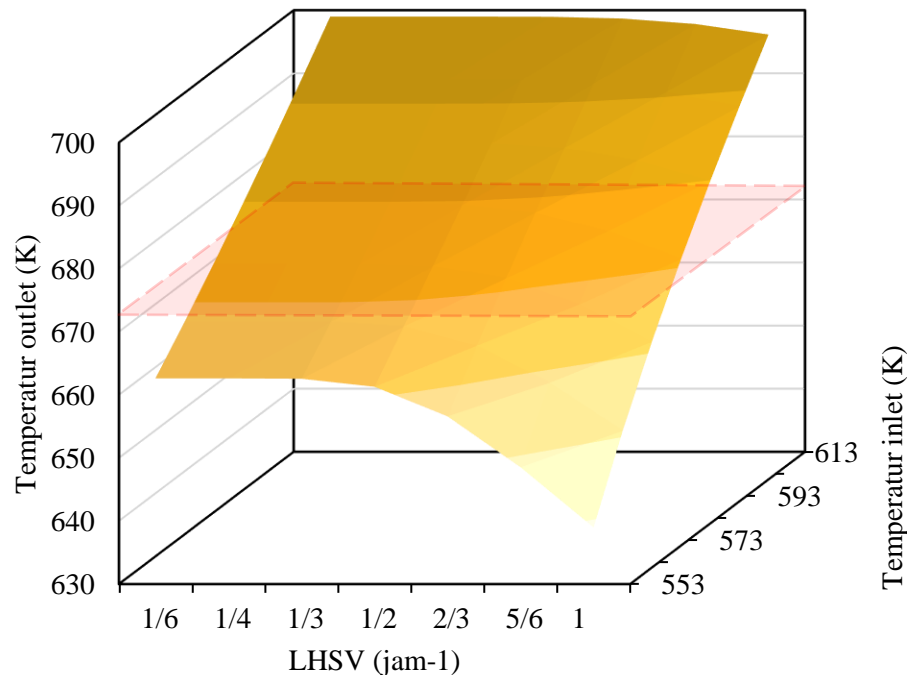


- **Baseline:** perolehan dodekana tiap katalis pada konsentrasi LA umpan 50%-wt
- **Perolehan dodekana terbesar** didapat pada:
 - **NiMo/alumina : 30%-wt LA**
 - **Pt/ZIF : 5%-wt LA**
- Meskipun 5%-wt LA menghasilkan perolehan dodekana terbaik untuk katalis Pt/ZIF, **perbedaannya hanya bernilai 6% dibanding perolehan 25%-wt LA** (batas LA umpan maksimum)

Gambar 3.4 Kurva sensitivitas total produk dodekana terhadap fraksi massa LA umpan pada temperatur umpan 300°C LHSV 1 jam⁻¹

Pengaruh T_{feed} & LHSV: NiMo/alumina (1)

Terhadap temperatur reaktor



Gambar 3.5 Pengaruh variasi temperatur umpan dan LHSV terhadap temperatur reaktor pada fraksi massa LA umpan 30%

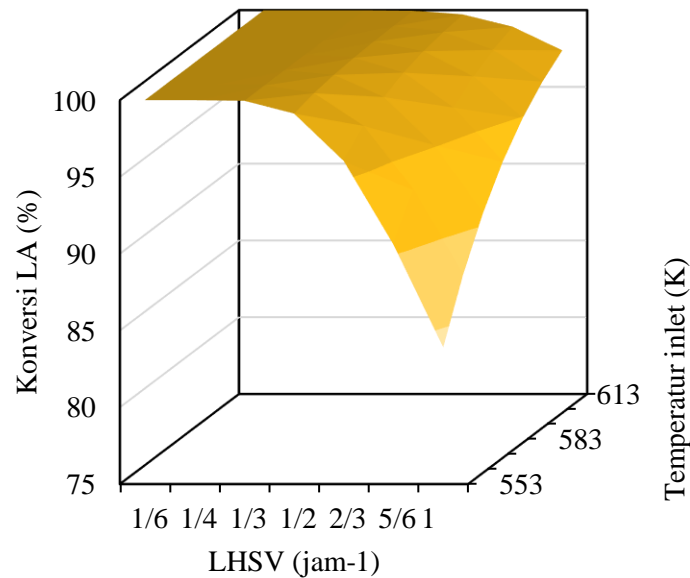
- Peningkatan LHSV → penurunan temperatur reaktor
- Peningkatan temperatur umpan → peningkatan temperatur reaktor
- Peningkatan temperatur umpan lebih berdampak terhadap peningkatan temperatur reaktor daripada penurunan LHSV

Tabel 3.7 Batasan kondisi operasi reaksi HDO

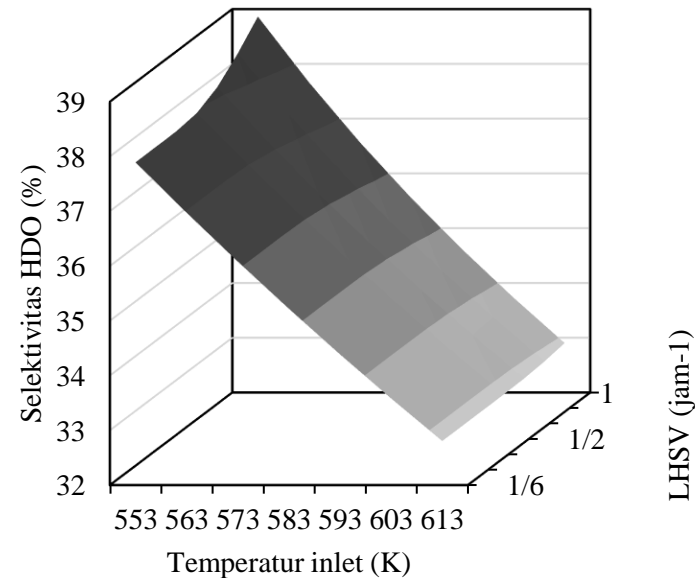
LHSV (jam-1)	Temperatur umpan (K)						
	553	563	573	583	593	603	613
1/6	662.61	668.08	673.82	679.80	686.00	692.41	698.99
1/4	662.60	668.08	673.82	679.80	686.00	692.41	698.99
1/3	662.54	668.05	673.81	679.80	686.00	692.40	698.99
1/2	661.27	667.33	673.40	679.57	685.88	692.34	698.96
2/3	656.59	664.28	671.45	678.35	685.12	691.88	698.68
5/6	648.52	658.42	667.30	675.46	683.16	690.56	697.81
1	638.99	650.80	661.41	671.03	679.90	688.21	696.14

Pengaruh T_{feed} & LHSV : NiMo/alumina (2)

Terhadap konversi LA dan selektivitas HDO



(a)



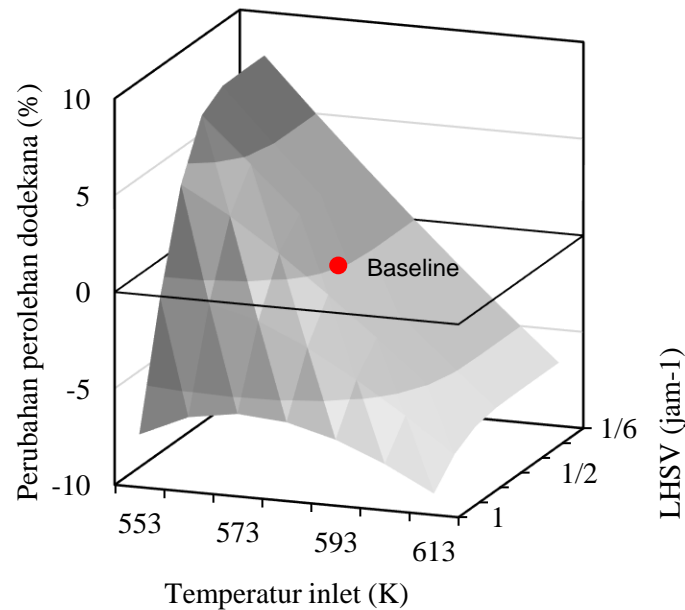
(b)

Gambar 3.6 Kurva sensitivitas perubahan temperatur umpan dan LHSV terhadap (a) konversi LA dan (b) selektivitas HDO pada fraksi massa LA umpan 30%

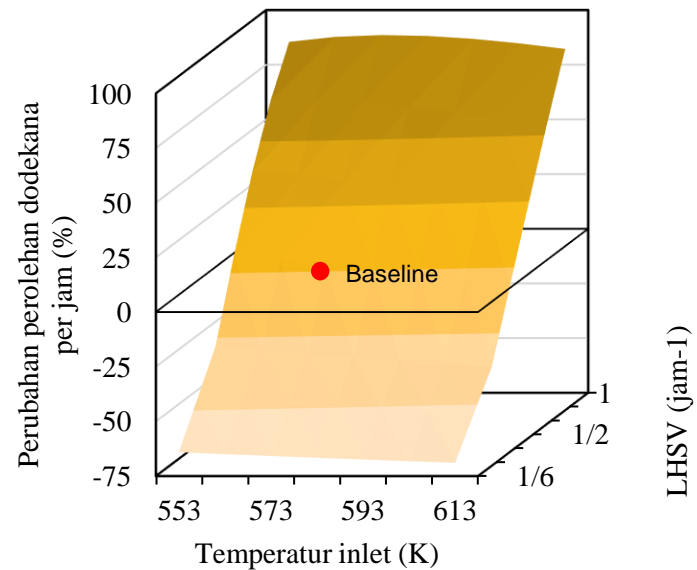
- **Peningkatan temperatur** → peningkatan konstanta laju reaksi → **peningkatan konversi LA**
- **Peningkatan temperatur** → lebih memilih jalur reaksi DCO_2 → **selektivitas HDO menurun**
- **Peningkatan LHSV** → **penurunan konversi LA**
- **Peningkatan LHSV** → **penurunan selektivitas HDO**

Pengaruh T_{feed} & LHSV : NiMo/alumina (3)

Terhadap perolehan dodekana



(a)



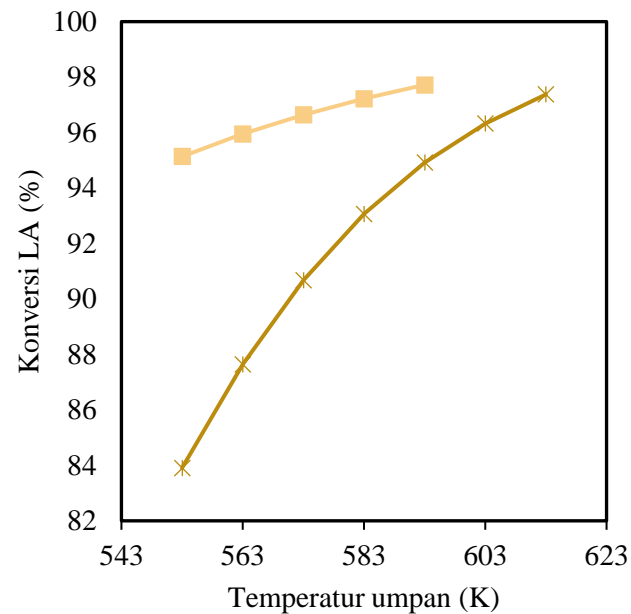
(b)

- **Baseline:** Temperatur umpan 310 °C
LHSV $\frac{1}{2}$ jam⁻¹
- Perolehan dodekana terbesar didapat pada temperatur umpan 280°C (553 K)
LHSV $\frac{1}{6}$ jam⁻¹
- **Perolehan dodekana PER JAM terbesar** didapat pada **temperatur umpan 300°C (573 K) LHSV 1 jam⁻¹**

Gambar 3.7 Pengaruh variasi temperatur umpan dan LHSV terhadap (a) total perolehan dodekana dan (b) total perolehan dodekana per jam pada fraksi massa LA umpan 30%

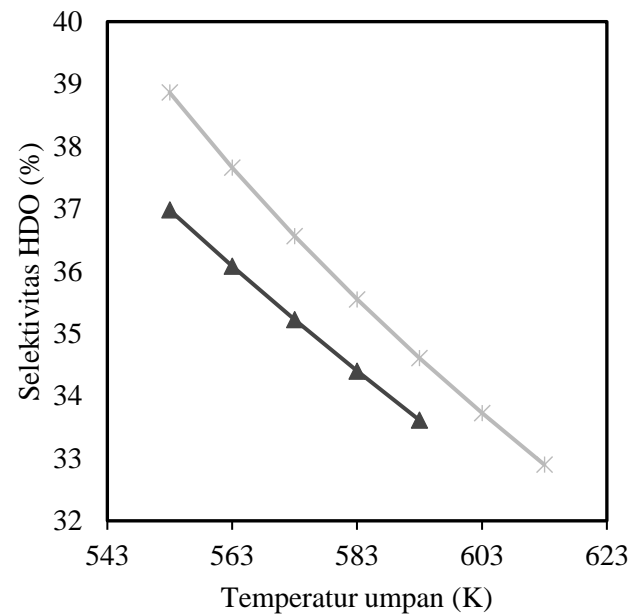
Perbandingan dengan Pt/ZIF (1)

Terhadap konversi LA dan selektivitas HDO



—■— PtZIF, 2 jam, 25% LA —*— NiMo (optimal)

(a)



—▲— PtZIF, 2 jam, 25% LA —*— NiMo (optimal)

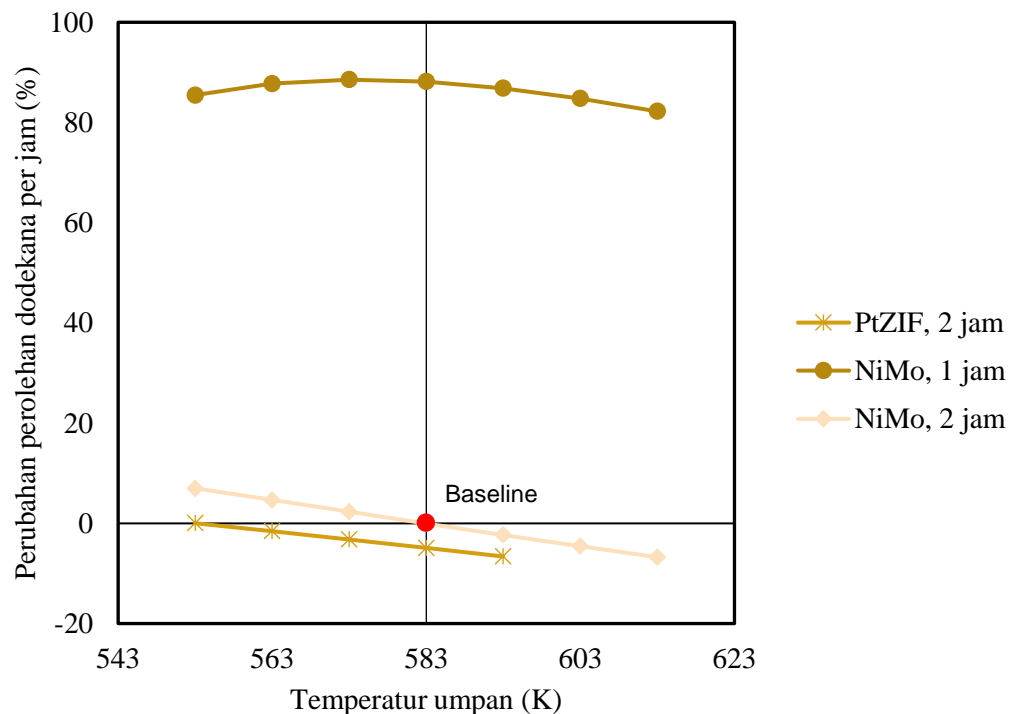
(b)

Gambar 3.8 Pengaruh variasi temperatur umpan terhadap (a) konversi LA dan (b) selektivitas HDO

- **Peningkatan temperatur** → peningkatan konstanta laju reaksi → **peningkatan konversi LA**
- **Peningkatan temperatur** → lebih memilih jalur reaksi DCO_2 → **selektivitas HDO menurun**
- **Konversi LA menggunakan NiMo/alumina relatif lebih tinggi** dibanding Pt/ZIF
- **Selektivitas HDO menggunakan NiMo/alumina relatif lebih tinggi** dibanding Pt/ZIF

Perbandingan dengan Pt/ZIF (2)

Terhadap perolehan dodekana



- **Baseline:** NiMo/alumina; 30%-wt LA, T_{feed} 310 °C; LHSV $\frac{1}{2}$ jam⁻¹
- **Perolehan dodekana PER JAM terbesar** menggunakan Pt/ZIF didapat pada temperatur umpan 280°C (553 K)
- Namun, **perolehan dodekana per jam** menggunakan **Pt/ZIF masih jauh lebih rendah dibanding NiMo/alumina** pada kondisi optimal

Gambar 3.9 Pengaruh variasi temperatur umpan terhadap total perolehan dodekana per jam



4. Kesimpulan

Kesimpulan

1. **Reaktor PFR adiabatik** untuk menjalankan reaksi **HDO asam laurat** berhasil disimulasikan menggunakan *software Python*
2. **Fraksi massa asam laurat maksimal** yang dapat diumpankan ke dalam reaktor sebelum temperatur reaktor melebihi batas desain adalah **30% untuk katalis NiMo/Al₂O₃** dan **25% untuk katalis Pt/ZIF**.
3. **Kondisi operasi** untuk mencapai reaksi HDO dengan **konversi dan selektivitas yang optimal** adalah sebagai berikut:
 - **Katalis NiMo/Al₂O₃**
 - **Temperatur umpan 300 °C**
 - **LHSV 1 jam⁻¹**



TERIMA KASIH

