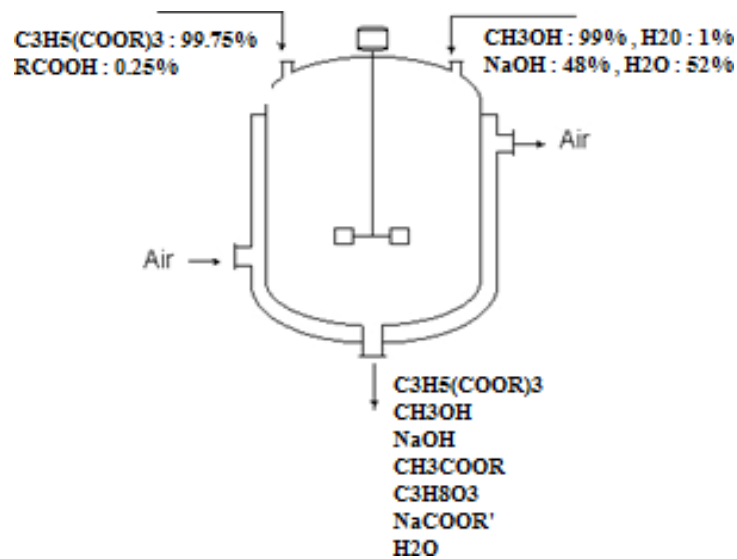


## PERANCANGAN REAKTOR

Jenis : RATB (Reaktor Alir Tangki Berpengaduk)

Fungsi : Mereaksikan Crude Palm Oil ( $C_3H_5(COOR)_3$ ) dengan Metanol ( $CH_3OH$ )

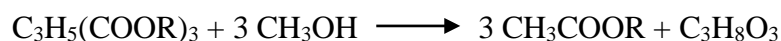
Menggunakan katalis basa Natrium Hidroksida ( $NaOH$ ) menjadi Metil Ester ( $CH_3COOR$ ) dan Gliserol ( $C_3H_8O_3$ ) .



Kondisi Operasi :

Tekanan (P)	= 1,5 atm = 22,05 psi
Suhu (T)	= 70°C = 343 K
Sifat	= Isotermal
Konversi (total)	= 98% (US patent no US 8,378,132 B2)
Perbandingan Reaktan	= 1 : 6 (CA patent no CA 2,724,970 A1)
Katalis	= NaOH (1% dari BPO, C.A patent 2,724,970 A1)

**Persamaan reaksi :**



Berdasarkan perhitungan pada neraca massa, diperoleh hasil sebagai berikut :

**Tabel 1.** Neraca Massa di Reaktor

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	dari Filter	dari Mixer 1	
Trigliserida	44.269,7170		885,3943
CH3OH		10.023,3321	5.111,8994
H2O		599,0379	606,4347
CH3COOR			43.588,9656
C3H8O3			4.706,7897
NaOH		442,6972	426,2599
FFA	110,9517		0,0000
NaCOOR'			119,9922
<b>Total</b>	<b>55.445,7359</b>		<b>55.445,7359</b>

- Menentukan Kecepatan Volumetrik (Fv)

**Tabel 2.** Kecepatan Volumetrik

Komponen	Massa (kg/jam)	Densitas, $\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	Fv = $\frac{m}{\rho}$ (m <sup>3</sup> /jam)
C3H5(COOR)3	44.269,7170	859,8512	51,4853
FFA	110,9517	847,5610	0,1309
CH3OH	10.023,3321	743,9423	13,4733
NaOH	442,6972	1.891,8869	0,2340
H2O	599,0379	985,3666	0,6079
<b>Total</b>	<b>55.445,7359</b>		<b>65,9314</b>

Kecepatan volumetric larutan, (Fv) = 65,9314 m<sup>3</sup>/jam

- Konsentrasi Bleaching Palm Oil (C<sub>3</sub>H<sub>5</sub>(COOR)<sub>3</sub>)

$$C_{A0} = \frac{M}{BM \times FV}$$

$$= \frac{52,2049 \text{ kgmol/jam}}{848 \frac{\text{kg}}{\text{kgmol}} \times 65,9314 \text{ m}^3/\text{jam}}$$

$$= 0,7918 \text{ kgmol/m}^3$$

- Konsentrasi Metanol (CH<sub>3</sub>OH)

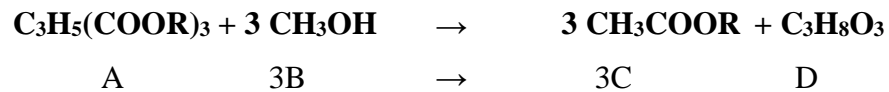
$$C_{B0} = \frac{M}{BM \times Fv}$$

$$= \frac{313,2291 \text{ kgmol/jam}}{32 \frac{\text{kg}}{\text{kgmol}} \times 65,9314 \text{ m}^3/\text{jam}}$$

$$= 4,7508 \text{ kgmol/m}^3$$

## 1. Penentuan Konstanta Kecepatan Reaksi

Persamaan reaksi



Berdasarkan asumsi, persamaan kecepatan reaksi dapat dinyatakan

sebagai berikut  $(-r_A) = k \cdot C_A \cdot C_B$

Dengan :  $C_A = C_{A0}(1 - X_A)$

$$C_B = C_{B0} - 3C_{A0} \cdot X_A$$

Neraca massa pada reactor yang ke-i untuk komponen A :

*Rate of input – rate of output – rate of reaction = rate of accumulation*

$$\begin{aligned} Fv \cdot C_{A_{i-1}} - Fv \cdot C_{A_i} - (-r_A) \cdot V &= 0 \\ Fv \cdot (C_{A_{i-1}} - C_{A_i}) &= (-r_A) \cdot V \\ \frac{V}{Fv} &= \frac{(C_{A_{i-1}} - C_{A_i})}{(-r_A)} ; \theta = \frac{V}{Fv} \\ \theta &= \frac{(C_{A_{i-1}} - C_{A_i})}{(-r_A)} \end{aligned}$$

dimana  $\theta$  adalah waktu tinggal dalam reaktor.

$$\text{Jika, } C_{A_{i-1}} = C_{A0} \cdot (1 - X_{A_{i-1}})$$

$$C_{A_i} = C_{A0} \cdot (1 - X_{A_i})$$

Maka :

$$C_{A0} \cdot (1 - X_{A_{i-1}}) - C_{A0} \cdot (1 - X_{A_i}) = (-r_A) \cdot \theta$$

$$C_{A0} \cdot (X_{A_i} - X_{A_{i-1}}) = (-r_A) \cdot \theta$$

$$(-r_A) = \frac{C_{A0} (X_{A_i} - X_{A_{i-1}})}{\theta}$$

$$\text{Untuk } i = 1 : (-r_A) = \frac{C_{A0}(X_{A1}-X_{A0})}{\theta}$$

Persamaan kecepatan reaksi :

$$(-r_A) = k \cdot C_A \cdot C_B$$

$$\text{Dengan : } C_A = C_{A0} (1-X_A)$$

$$C_B = C_{B0} - 3C_{A0} X_A$$

Maka :

$$(-r_A) = k C_{A0} (1-X_A) (C_{B0} - 3C_{A0} \cdot X_A)$$

Persamaan (2) disubstitusikan ke persamaan (3), sehingga :

$$K = \frac{(X_{A1}-X_{A0})}{\theta (1-X_{A1})(C_{B0}-3C_{A0} \cdot X_{A1})}$$

Sehingga dapat dituliskan persamaan untuk menghitung waktu tinggal dalam reaktor:

$$\theta = \frac{(X_{Ai} - X_{Ai-1})}{k(1 - X_{Ai})(C_{B0} - 3C_{A0} \cdot X_{Ai})}$$

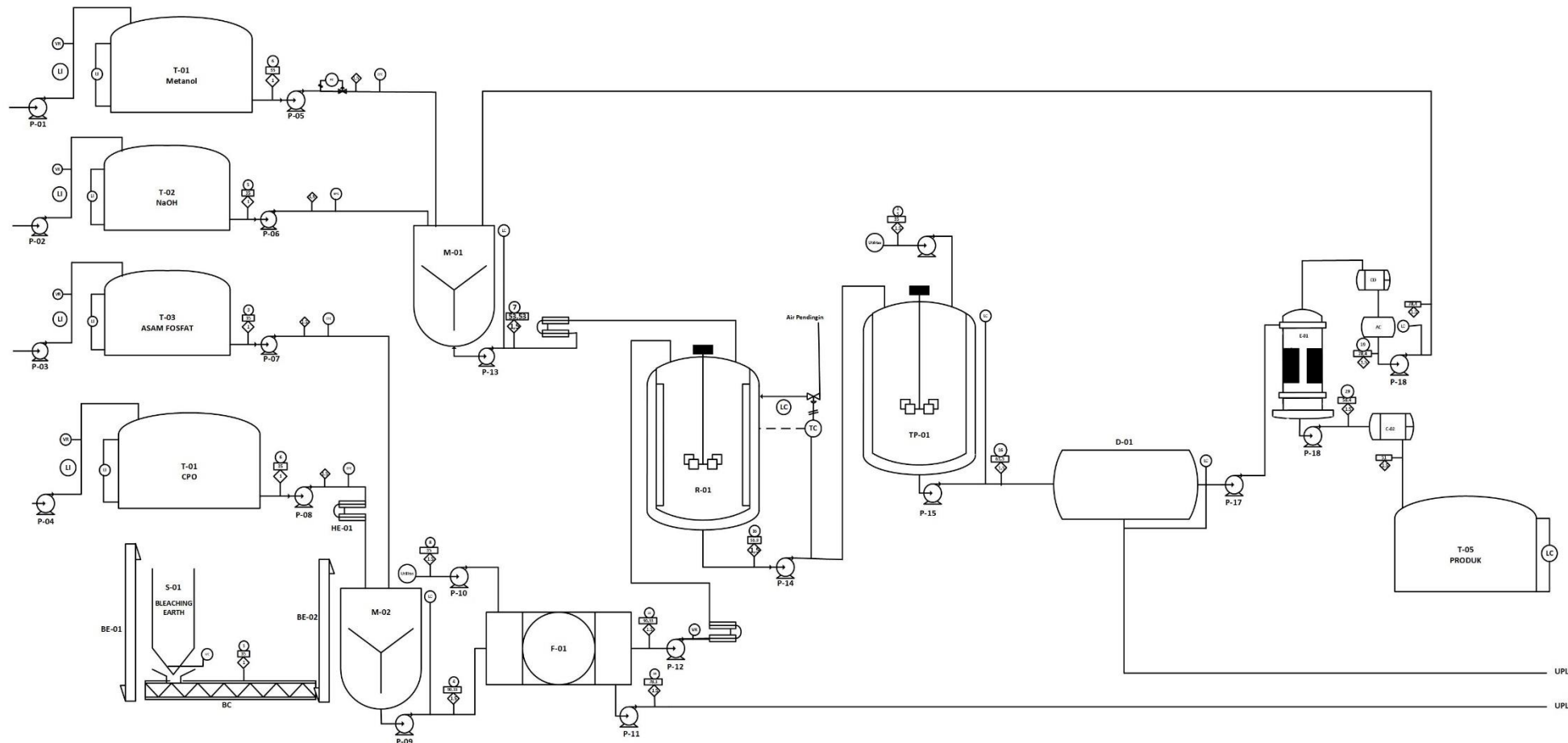
Berdasarkan data dari U.S. Patent 9,090,845 B2 diperoleh waktu tinggal ( $\theta$ ) = 4 jam dan konversi ( $X_A$ ) = 0,98 maka nilai konstanta kecepatan reaksi ( $k$ ) dapat dihitung dengan persamaan (4) seperti berikut:

$$K = \frac{(X_A - X_{A0})}{\theta (1 - X_A)(C_{B0} - 3C_{A0} X_A)}$$

$$K = \frac{(0,98-0)}{(4)(1-0,98)[4,7508-3(0,7918)(0,98)]}$$

$$K = 5,0559 \text{ m}^3/\text{kmol.jam}$$

**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM  
PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA BIODIESEL DARI CPO DAN METANOL  
KAPASITAS 350.000 TON/TAHUN**



Nomer	Komponen	Arus 1	Arus 2	Arus 3	Arus 4	Arus 5	Arus 6	Arus 7	Arus 8	Arus 9	Arus 10	Arus 11	Arus 12	Arus 13	Arus 14	Arus 15	Arus 16	Arus 17
1	$C_3H_5(COOR)_3$		44.269,7170		44.269,7170						44.269,7170	14.9335709		885,3943	282.4408	602.9535		602.9535
2	RCOOH		222,4609		22,4609					111,5092	110.9517							
3	$H_3PO_4$			1.770,7887	1.770,7887					1.770,7887								
4	NaOH					442.6972		442.6972				426.2590		426.3599	426.3599			
5	$CH_3OH$						5.422,6227	10.023,3321				6.702,2590		5,111.8994	511.1899	4,600.7093	4,600.7093	
6	$CH_3OH$			312.492	312.4921	450,3650	37,5304	598,5733	2.955,3329	3.267,8251		606,4347	10.461,3518	11,067.7865	10,957.1086	110.6779	110.6779	
7	$CH_3COOR$													29.474,5241		43,588.9656		43,588.9656
8	Bleaching Earth	442,6972			442,6972					442,6972								
9	$C_3H_5O_3$											3.182,6951		4.706,7897	4.706,7897			
10	NaCOOH											119.9922		119.9922	11.992			

	JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI UNIVERSITAS NAHDLATUL ULAMA AL GHAZALI CILACAP
	PROSES ENGINEERING FLOW DIAGRAM PABRIK BIODIESEL DARI CPO DAN METANOL KAPASITAS 350.000 TON PER TAHUN
Dikerjakan oleh: Fikar Rohman (17242011004)	
Dosen pembimbing: 1. Siti khuzaimah S.T., M.Pd 2. Ichya Musyafizur Ziqri S.Pd., M.si.	

KODE	KETERANGAN
T-01	Tanki Metanol
T-02	Tanki Naoh
T-03	Tanki Asam Fosfat
T-04	Tanki CPo
M	Mixer
S-01	Silo
F	Filter
R-01	Reaktor
TP	Tangki Pencuci

KODE	KETERANGAN
CD-01	Condensor
P	Pompa
HE-01	Heat exchanger
H	Hopper
BL-01	Blower
LC	Level Control

SIMBOL	KETERANGAN
	Flow controller
	Temperature controller
	Level controller
	Stream ID

SIMBOL	KETERANGAN
	Temperature °C
	Control valve
	Electric connection
	Piping