

LAMPIRAN A

REAKTOR KATALITIK FIXED BED

Fungsi : Mereaksikan PFAD dengan gas hidrogen untuk membentuk biogasolin

Jenis : Reaktor Katalitik Fixed Bed

URAIAN PROSES

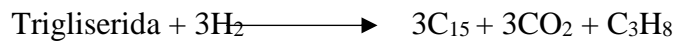
Biogasolin dapat diperoleh dengan reaksi hidrdeoksigenasi trigliserida melewati katalis $Pt/\gamma Al_2O_3$. Reaksi yang terjadi berupa reaksi irreversible dan reaktan masuk ke reaktor pada fase cair-gas. Reaksi hidrdeoksigenasi trigliserida menjadi biogasolin merupakan reaksi eksotermis karena suhu keluaran reaktor sebesar $330^{\circ}C$. Reaktor dijalankan pada kondisi adibatik, sehingga panas reaksi yang ditimbulkan tidak terlalu besar. Oleh karena itu, pada reaktor ini tidak membutuhkan media pendingin. Desain reaktor menggunakan *single bed catalytic packed bed reactor* dengan katalis $Pt/\gamma Al_2O_3$.

REAKSI KIMIA

Reaksi yang terjadi pada reaktor dianggap terbagi menjadi dua komposisi konversi reaksi yang berbeda. Pada reaksi dekarboksilasi dianggap bereaksi sebesar 60

% dan pada reaksi hidrodeoksigenasi bereaksi sebesar 40%. Reaksi yang terjadi pada reaktor sebagai berikut :

Dekarboksilasi 60%



Hidrodeoksigenasi 40%



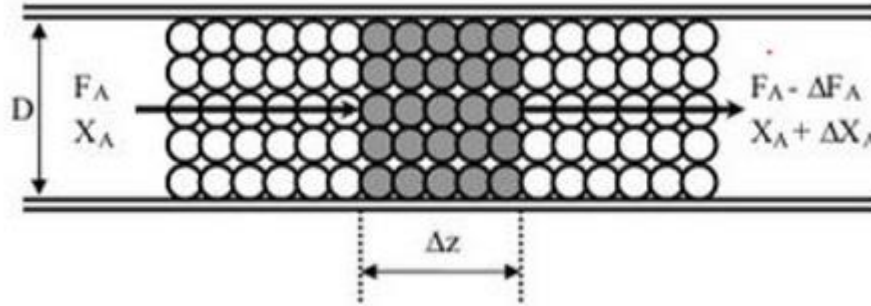
Persamaan kecepatan reaksi didapat dari

$$r_{P,A} = - \frac{k_{rxn} K_{P,A} C_{P,A} K_{H_2} P_{H_2}}{(1 + K_{P,A} C_{P,A})(1 + K_{H_2} P_{H_2})}$$

NERACA MASSA

Komponen	Arus 2	Arus 25	Arus 3
	Masuk (kg/jam)	Recycle	Keluar (kg/jam)
C ₅₁ H ₉₈ O ₆	10333,5264	0.00	
C ₁₆ H ₃₄		0.00	3476.9880393076
C ₁₅ H ₃₂		0.00	4892.3990995808
C ₃ H ₈		37.60	601.7168910810
CO ₂		1.80	1017.1988907456
H ₂ O		39.23	593.0885726582
H ₂		572,36	403.1210848352
C ₄ H ₁₀		2.81	2.81
C ₅ H ₁₂		0.94	0.94
C ₆ H ₁₄		0.22	0.22
C ₇ H ₁₆		0.04	0.04
C ₈ H ₁₈		0.03	0.03
C ₉ H ₂₀		0.00	0.00
C ₁₀ H ₂₂		0.00	0.00
C ₁₁ H ₂₄		0.00	0.00
C ₁₂ H ₂₆		0.00	0.00
Total		10988.562	10988.562

Pemodelan neraca massa dilakukan pada pipa berisi tumpukan katalisator pada elemen volum sebesar $A \cdot \Delta z$.



Pada perancangan reaktor ada beberapa asumsi yang diambil :

1. Aliran *plug flow*, diasumsi tidak terjadi gradient konsentrasi kearah radial.
2. Dispersi aksial diabaikan
3. Kondisi operasi pada *steady state*.

$$F_A|_z - F_A|_{z+\Delta z} - (-r_A) \rho_k \Delta V = 0$$

$$F_A|_z - F_A|_{z+\Delta z} - (-r_A) \rho_k \frac{\pi}{4} D^2 \Delta z = 0$$

$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \frac{F_A|_z - F_A|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = -(-r_A) \rho_k \frac{\pi}{4} D^2$$

$$\frac{dF_A}{dz} = -(-r_A) \rho_k \frac{\pi}{4} D^2$$

$$F_{A0} \frac{dX}{dz} = (-r_A) \rho_k \frac{\pi}{4} D^2$$

$$\frac{dX}{dz} = \frac{(-r_A) \rho_k \pi D^2}{4F_{A0}}$$

$$\frac{dz}{dX} = \frac{4F_{A0}}{(-r_A) \rho_k \pi D^2}$$

Dengan :

F_{AO} = Kecepatan aliran masuk komponen A, kmol/jam

ρ_k = densitas katalis dalam reaktor, kg/m³

D = diameter reaktor, m

PERHITUNGAN DIAMETER SHELL

f= 13750

E= 0,8

W= 4% Berat palmitic acid = 400 kg

D= 1,2966 m = 51,04727 inch

PEMILIHAN SPESIFIKASI REAKTOR

Kondisi operasi reaktor adalah pada *range* suhu 573,15 - 623,15 K dan tekanan 3300 kPa atau 32,56847 atm.

Tekanan diambil *overdesign* sebesar 120% P operasi.

TINGGI BED REAKTOR

Panjang tumpukan katalis = 7,5 meter = 295,2758 inch

TEBAL DINDING REAKTOR

Nilai tebal *shell* dicari dengan persamaan : (brownell and Young 13.1 pada hal. 254)

$$ts = \frac{P \cdot R_i}{f \cdot E - 0,6P} + C$$

ts: tebal shell

P: tekanan operasi (*overdesign* 20%), (lb/in²)

Ri: jari-jari reaktor atau shell (in)

f: tegangan maksimum yang diizinkan, (lb/in²)

E: efisiensi sambungan (berdasarkan bahan)

C: faktor korosi bahan, (in)

Bahan : *Carbon steel SA-285 grade C*

Ukuran :

1. Diameter dalam shell (IDs) = 51,04727 inc
2. Jari-jari dalam shell (ri) = 25,52364 inc
3. P operasi = 32,56847 atm absolute
= 39,08216 atm = 574,3476 psig
4. Nilai *maximum allowable stress* (f) bahan : Tabel 13.1 Brownell and Young 1959, page 251.

f *carbon steel SA-285 grade C* untuk $T \leq 650$ F = 13750 psi

5. Jenis sambungan yang digunakan adalah ***double welded butt-joint*** ***Tabel 13.2 Brownell and Young, 1959, page 254***

Maka nilai maksimum efisiensi sambungan $E = 0,8$

6. Faktor korosi untuk bahan non korosif Maka dengan menggunakan persamaan ts diperoleh nilai tebal *shell* :
C = 0,125

ts = 1,501 inch

dipilih tebal *plate* standar = 1,75inch = 1 5/8 inch

Diameter luar *shell* (OD *shell*) = IDs + 2.ts = 54,04882488 inch

Dipilih

OD = 60 inch

HEAD AND BOTTTOM

Bentuk : *Elliptical dished head*
 Head tipe ini digunakan untuk *pressure vessel >200psig*

Bahan : *Carbon steel SA-285 grade C*

Persamaan untuk mencari tebal *head* dan *bottom* :

$$th = \frac{P \cdot ID_s}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot P} + C$$

Data f, E, dan C untuk head spesifikasi sama dengan

bahan untuk shell, sehingga diperoleh	th =	1,464671	inch
dipilih tebal <i>plate</i> standar =		1 5/8	inch
IDs =	51,04727166	inch	1,2966007 m
OD shell=	60,00	inch	1,524 m
ts=	1,63	inch	
icr=	4,88	inch	
r=	54,00	inch	
a=	25,52	inch	
AB=	20,65	inch	
BC=	49,13	inch	
AC=	44,57	inch	
b=	9,43	inch	

Berdasarkan tabel 5.11 Brownell and Young, 1959, page 94

sf berkisar 2 1/4 - 4 1/2 dan dipilih 3 1/2 inch

sf= 3,50 inch

Tinggi *head* = th+b+sf

= 14,39 inch

INERT KATALISATOR

Pada bagian atas reaktor , diletakkan bola-bola inert (keramik/alumina) dengan tebal 3" sampai 6".

Berfungsi untuk membantu distribusi aliran fluida dan untuk mencegah kontaminasi bed dari bahan-bahan yang tak diinginkan.

Dipilih inert dari bahan keramik dengan penyusunan sistem cubic. Densitas keramik = 2000 - 3000 kg/m³.

Menurut Rase (1977, Halaman 515)

Penyusunan bola inert di bagian atas bed :

1. 6" *layer* bola inert berukuran 1"
2. 6" *layer* bola inert berukuran 1/2"

Penyusunan bola inert dibagian bawah bed (diatas *grid support*)

1. 3" *layer* bola inert berukuran 1/4"
2. 4" *layer* bola inert berukuran 1/2"
3. 5" *layer* bola inert berukuran 3/4"

MENGHITUNG MASSA INERT PADA SETIAP LAYER

		<i>Layer 1</i>	<i>Layer 2</i>	<i>Layer 3</i>	<i>Layer 4</i>	<i>Layer 5</i>
Ukuran inert	1"	1/2"	1/4"	1/2"	3/4"	Beban
Tebal layer	6"	6"	3"	4"	5"	berat,
<i>d bed/d partikel</i>						$F = m(g/g_c)$
<i>E</i>						
Volum <i>layer</i> , m ³						
<i>Rho bulk inert</i> , kg/m ³						
Massa inert, kg						
D partikel :	1,125E-04	m				
D bed (IDs):	1,297	m				

Tekanan yang dialami
grid support :

$$P = \frac{F}{A_p}$$

Tekanan design (*overdesign 20%*): 1,2(P *grid*)

P =

Tebal perforated plate (grid support) dicari dengan persamaan :

$$tp = ID_s \left(\frac{3P_G}{16f} \right)^{1/2}$$

Keterangan :

tp : tebal *grid support* , inch
 ID_s : diameter dalam *shell*, inch
 P_G : tekanan design yang ada pada *grid support*, psi
 f : tegangan maksimum yang diizinkan pada bahan *grid*, psi

Diperoleh tp :

TINGGI REAKTOR

Tinggi <i>head</i>	=	14,39	inch		
Tinggi ruang ksong atas	=	5,00	inch		
Lapisan inert 1	=	6,00	inch		
Lapisan inert 2	=	6,00	inch		
Tinggi tumpukan katalis	=	295,27575	inch		
Lapisan inert 3	=	3,00	inch		
Lapisan inert 4	=	4,00	inch		
Lapisan inert 5	=	5,00	inch		
Tebal <i>grid support</i>	=		inch		
Tinggi ruang ksong bwh	=		inch		
Tinggi <i>head (bottom)</i>	=	14,39	inch		
TOTAL	=	353,06	inch	=	8,967617 meter

VOLUME REAKTOR

Persamaan 5.14 Brownell and Young, 1959 halaman 95

$V_{reaktor} = V_{shell} + 2(V_{eliptical\ dished\ head})$

$$V_{reaktor} = \left(\frac{\pi}{4} ID_S^2\right) L_{SHELL} + 2(0,000076 ID_S(in)^3) ft^3$$

ODs =	1,52	m
IDs =	1,29	m
V shell=	604314,1077	inch ³
V head=	0,007759185	inch ³
V		
reaktor=	604314,1155	inch ³
	349,7189959	ft ³
V		
reaktor=	9902,922863	liter

PERANCANGAN ISOLASI REAKTOR

Bahan dinding kolong reaktor menggunakan *carbon steel (1%)* dengan spesifikasi :

k(400			
C)=	42	W/m. C	Appendix A-2 Holman 1986
ρ shell=	7801	kg/m ³	Appendix A-2 Holman 1986
ε =	0,6		Appendix A-10 Holman 1987

Bahan isolasi reaktor digunakan bahan asbestos dengan spesifikasi :

k=	0,161	W/m.C	Appendix A-2 Holman 1986
ρ			
isolasi=	570	kg/m ³	Appendix A-2 Holman 1986
ε =	0,96		Appendix A-10 Holman 1987

DATA :

r1	Jari-jari dalam <i>shell</i>
r2	jari-jari luar <i>shell</i>

r_3	jari-jari luar isolator
q_1	konveksi dari gas ke <i>shell</i>
q_2	konduksi melalui <i>shell</i> dinding reaktor
q_3	konduksi melalui isolator
q_4	konveksi dari permukaan luar isolator ke udara
T_1	suhu dinding dalam reaktor
T_2	suhu dinding luar reaktor
T_3	suhu dinding luar isolator (50 C)
T_u	suhu udara luar (30 C)

Bila suhu udara luar diasumsikan 30 C dan suhu permukaan luar isolasi (T3) adalah 50 C maka diperoleh T_{bulk} (T_f) :

$$T_f = \frac{T_3 + T_u}{2}$$

$T_f = 313,15$ K

DATA SIFAT UDARA

T, K	ρ , kg/m ³	Cp, Kj/kg. °C	μ	v	k	Pr
300	1,1774	1,0057	1,8462E-05	1,57E+07	0,02624	0,708
350	0,998	1,009	2,075E-05	2,08E+07	0,03003	0,697

Sifat udara pada temperatur 313,15 K diperoleh dengan menghitung secara interpolasi dengan menggunakan data pada tabel A-5 Holman, 1986.

P udara	1,131	kg/m ³
Cp	1,007	Kj/kg.C
μ	1,906E-05	kg/m.s
v	1,701E+07	m ² /s
k	0,027	W/m.K
Pr	0,705	

DATA TAMBAHAN

$\beta =$	$1/T_f =$	3,1934,E-03	K
g=		9,807	m/s ²
Tinggi Reaktor , L=		8,9676171	m
K. Stefan Boltzman, $\sigma =$		5,6690E-08	W/m ² .K ⁴
R1=		0,648300	m
R2=		0,686420	m

trial nilai T2 sampai R3=R3'

$$\begin{array}{lclclcl} \text{Hasil } \textit{trial} \text{ diperoleh :} & T2 & = & 602,973 & K & = & 329,82324 & ^\circ\text{C} \\ & R3 & = & 0,971 & \text{m} & = & 97,086 & \text{cm} \end{array}$$

Sehingga diperoleh tebal isolasi yang digunakan adalah
:

$$R \text{ isolasi} = R3 - R2 = 0,284 \text{ m} = 28,444 \text{ cm}$$

Menghitung panas hilang ke lingkungan

$$Q_{\text{losses}} = q_4 = (h_c + h_r) 2\pi \cdot R_3 \cdot L \cdot (T_3 - T_U)$$

$$Q \text{ losses} = 7321,206004 \quad \text{J/s}$$

DESAIN REAKTOR