

# LAMPIRAN A

لَمْبَرَةُ اِسْمَاءِ عَلِيٍّ بْنِ اَبِي تَالِبٍ

## LAMPIRAN A

### PERHITUNGAN REAKTOR

Kode	: R-101
Jenis	: <i>Fixed Bed Multitube Reactor</i>
Fungsi	: Tempat terjadinya reaksi pembentukan dimetil eter dari (CO/H <sub>2</sub> )
Katalis	: CuO/ZnO/Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> γ-Alumina
Kondisi Operasi	: Suhu = 245 °C Tekanan = 35 atm Reaksi = Eksotermis
Tujuan	: <ol style="list-style-type: none"><li>1. Menentukan jenis reaktor</li><li>2. Menentukan bahan konstruksi reaktor</li><li>3. Menentukan kondisi umpan</li><li>4. Menentukan spesifikasi <i>shell</i> dan <i>tube</i></li><li>5. Menghitung panjang tube</li><li>6. Menghitung berat katalis</li><li>7. Menghitung pressure drop</li><li>8. Menghitung tinggi reaktor</li><li>9. Menghitung volume reaktor</li></ol>

### Langkah Perancangan

#### 1. Menentukan Jenis Reaktor

Dipilih reaktor jenis *fixed bed multitubes* dengan pertimbangan :

- Reaksi berada dalam fasa gas dengan katalis padat
- Reaksi endotermis sehingga diperlukan luas perpindahan panas yang besar agar kontak dengan pemanas berlangsung optimal
- Umur katalis panjang 12-15 bulan
- Tidak diperlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor
- Pengendalian suhu relatif mudah karena dipakai tipe *shell* dan *tube*

- Mencegah terjadinya *partial melting*, akibat dari naiknya temperatur (profil suhu reaktor vs panjang tube) bila memakai single tube, dikhawatirkan suhu makin naik secara konstan. (Hill, hal 425-431)

## 2. Menentukan Bahan Konstruksi

Dalam perancangan digunakan bahan konstruksi *Stainless steel SA-212 Grade B* dengan pertimbangan sebagai berikut :

- Memiliki *allowable stress* cukup besar hingga 17.500 psi
- Resistensi terhadap korosi yang tinggi
- Suhu operasi bahan yang luas -20 °F – 650 °F

## 3. Menentukan Kondisi Umpan

### a. Menghitung Density Umpan ( $\rho$ )

Untuk menghitung density umpan maka digunakan persamaan virial, sebagai berikut:

$$B^0 = 0,083 - \frac{0,422}{T_r^{1,6}}$$

$$B^1 = 0,139 - \frac{0,172}{T_r^{4,2}}$$

$$\frac{B.P_c}{R.T_c} = B^0 + \omega B^1$$

$$Z = 1 + \left[ \frac{B.P_c}{R.T_c} \right] \left[ \frac{P_r}{T_r} \right]$$

Komponen	BM	Laju Molar	Laju Massa	$y_i$	$\omega$	P <sub>ci</sub>	T <sub>ci</sub>
		kmol/jam	kg/jam			atm	K
Hidrogen	2,0159	1147,8421	2313,9118	0,6667	-0,2160	12,9593	33,1900
Karbon Monoksida	28,0104	573,9210	16075,7576	0,3333	0,0482	34,5351	132,9200
Karbon Dioksida	44,0098	0,0000	0,0000	0,0000	0,2236	72,8702	72,8702
Dimetil Eter	46,0690	0,0000	0,0000	0,0000	0,2002	51,6248	51,6248
Metanol	32,0422	0,0000	0,0000	0,0000	0,5658	77,7160	77,7160
Air	18,0153	0,0000	0,0000	0,0000	0,3449	217,7719	217,7719
<b>Total</b>		<b>1721,7631</b>	<b>18389,6694</b>	<b>1,0000</b>			

Komponen	Tri	Pri	Bo	B1	BPc/RTc	Z	Yi*Z	
	K	atm						
Hidrogen	33,1900	12,9593	-0,0456	0,1390	-0,0756	0,9869	0,6579	
Karbon Monoksida	132,9200	34,5351	-1,1011	0,1384	-1,0945	0,7155	0,2385	
Karbon Dioksida	72,8702	72,8702	-4,3708	0,1206	-4,3438	-0,2249	0,0000	
Dimetil Eter	51,6248	51,6248	-6,8214	0,0809	-6,8052	-2,5626	0,0000	
Metanol	77,7160	77,7160	-10,1774	-0,0253	-10,1917	-3,5399	0,0000	
Air	217,7719	217,7719	-14,8176	-0,2984	-14,9205	-1,9948	0,0000	
<b>Total</b>								<b>0,8964</b>

$$\rho = \frac{P \cdot BM}{R \cdot T \cdot Z}$$

$$\rho = 9,8076 \text{ kg/m}^3$$

$$= 0,61227 \text{ lbm/ft}^3$$

Keterangan :

R = Konstanta gas ideal (0,08206 L.atm/mol.K)

T = Suhu reaksi (518,15 K)

P = Tekanan operasi (35 atm)

BM = Berat molekul campuran (kg/kmol)

Z = Faktor kompresibilitas gas

### b. Menghitung Viskositas Umpan ( $\mu$ )

Untuk menghitung viskositas gas campuran pada suhu 250 °C, maka digunakan persamaan

$$\mu_{\text{gas}} = A + BT + CT^2$$

$$\mu_{\text{mixture}} = \frac{\sum y_i \cdot \mu \sqrt{BM}}{\sum y_i \cdot \sqrt{BM}}$$

Komponen	MW	$y_i$	$\mu$	$y_i \cdot \mu \cdot BM^{1/2}$	$y_i \cdot BM^{1/2}$
			$\mu P$		
Hidrogen	28,0104	0,6667	128,7997	121,9146	0,9465
Karbon Monoksida	2,0159	0,3333	261,7888	461,8378	1,7642
Karbon Dioksida	44,0098	0,0000	240,7863	0,0000	0,0000
Dimetil Eter	46,0690	0,0000	169,5825	0,0000	0,0000
Metanol	32,0422	0,0000	170,6554	0,0000	0,0000
Air	18,0153	0,0000	181,1110	0,0000	0,0000
Total				583,7524	2,7107

Sehingga diperoleh viskositas campuran:

$$\mu = 0,0215 \text{ cP}$$

$$= 0,000022 \text{ kg/m.s}$$

$$= 0,0520 \text{ lb/ft.hr}$$

### c. Menghitung Konduktivitas Umpan (k)

Untuk menghitung konduktivitas gas campuran pada suhu 250 °C, maka digunakan persamaan

$$k_{\text{gas}} = A + BT + CT^2$$

Komponen	A	B	C
Hidrogen	0,03951	4,59E-04	-6,49E-08
Karbon Monoksida	0,0015	8,27E-05	-1,92E-08
Karbon Dioksida	-0,01183	1,02E-04	-2,22E-08
Dimetil Eter	-0,0315	1,50E-04	1,39E-09
Metanol	0,00234	5,43E-06	1,32E-07
Air	0,00053	4,71E-05	4,96E-08

(Sumber : Yaws, *Chemical Properties Handbook*)

Komponen	yi	k	k*yi
		W/m.K	W/m.K
Hidrogen	0,6667	0,2600	0,1733
Karbon Monoksida	0,3333	0,0392	0,0131
Karbon Dioksida	0,0000	0,0349	0,0000
Dimetil Eter	0,0000	0,0468	0,0000
Metanol	0,0000	0,0405	0,0000
Air	0,0000	0,0382	0,0000
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>		<b>0,1864</b>

$$k = 0,1864 \text{ W/m.K}$$

$$= 0,6710 \text{ kJ/jam.m.K}$$

#### d. Menghitung Kapasitas Panas Umpan (Cp)

Untuk menghitung kapasitas panas gas campuran pada suhu 250 °C, maka digunakan persamaan

$$C_{p\text{gas}} = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4 \text{ (kJ/kmol.K)}$$

Komponen	A	B	C	D	E
Hidrogen	3,0,E+01	-6,6,E-03	2,0,E-05	-1,2,E-08	2,3,E-12
Karbon Monoksida	2,5,E+01	2,0,E-02	-3,9,E-05	3,2,E-08	-8,8,E-12
Karbon Dioksida	2,7,E+01	4,2,E-02	-2,0,E-05	4,0,E-09	-3,0,E-13
Dimetil Eter	3,5,E+01	7,0,E-02	1,7,E-04	-1,8,E-07	4,9,E-11
Metanol	4,0,E+01	-3,8,E-02	2,5,E-04	-2,2,E-07	6,0,E-11
Air	3,4,E+01	-8,4,E-03	3,0,E-05	-1,8,E-08	3,7,E-12

(Sumber : Yaws, *Chemical Properties Handbook*)

Komponen	yi	Cpi	Cpi	Cpi*yi
		kJoule/kmol.K	kJoule/kg.K	kJoule/kg.K
Hidrogen	0,6667	29,3082	14,5387	9,6924
Karbon Monoksida	0,3333	30,0128	1,0715	0,3572
Karbon Dioksida	0,0000	44,6469	1,0145	0,0000
Dimetil Eter	0,0000	94,4364	2,0499	0,0000
Metanol	0,0000	60,2230	1,8795	0,0000
Air	0,0000	35,3866	1,9643	0,0000
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>			<b>10,0496</b>

#### 4. Menentukan Kondisi Umpan

Shell: Cairan pendingin (Dowtherma A)

Tube: Gas Reaktan

##### a. Menentukan jenis dan ukuran tube

Jenis vessel reactor : Shell and Tube

Susunan tube : Triangular Pitch

Diameter luar tube (OD<sub>t</sub>) : 0,0483 m

Diameter dalam tube (ID<sub>t</sub>) : 0,0409 m

Flow area per tube : 0,0013 m<sup>2</sup>

Panjang tube (L) : 4,572 m

Outside surface/lin feet : 0,1517 m<sup>2</sup>/m

Inside surface/lin feet : 0,1286 m<sup>2</sup>/m

Weight per lin feet, lb steel : 1,2337 kg-steel

##### b. Menghitung laju alir massa umpan (Gt)

Asumsi :

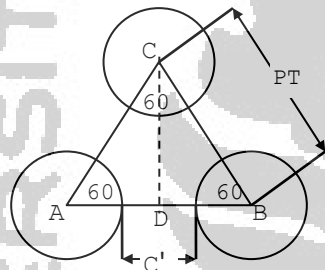
Re = 3.100

$$G_t = \frac{Re \times \mu}{D_t} = 5999,96208 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{jam}$$

**c. Menghitung jumlah tube (Nt)**

$$A = \frac{Q}{(UD \times \Delta LMTD)} = \frac{39993128 \text{ btu/jam}}{45 \frac{\text{btu}}{\text{jam}} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \times 106,0093 ^\circ\text{F}} = 8448,5663 \text{ ft}^2$$

$$Nt = \frac{A}{a'' \times L} = \frac{8448,5663 \text{ ft}^2}{0,498 \frac{\text{ft}^2}{\text{ft}} \times 15 \text{ ft}} = 1131 \text{ unit}$$



Dimana:

$P_T$  = Jarak antar diameter pipa (1,25 x  $OD_t$ )

$C'$  = clearance ( $P_T - OD_T$ )

$CD = P_T \sin 60^\circ$

$$P_T = 0,0603 \text{ m}$$

$$C' = 0,0121 \text{ m}$$

$$CD = 0,0522 \text{ m}$$

$$A \text{ total} = 140,3271 \text{ m}$$

**d. Menghitung film coefficient (hio)**

- Menghitung bilangan Prandtl (Pr)

$$Pr = \frac{C_p \cdot \mu}{k} = 1,1610$$

- Menghitung bilangan Reynold pada tube



$$Re_t = \frac{G_t \cdot D}{\mu_t} = 3164,8954$$

- Menghitung  $jH$  pada *tube*

$$jH = 8,2$$

- Menghitung  $hio$

$$ho = jH \left( \frac{k}{D} \right) (Pr)^{1/3} = 6,9167 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}$$

$$hio = hi \times \frac{ID}{OD} = 5,861 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}$$

- e. Menghitung diameter *shell* (IDs)

$$\begin{aligned} \text{Diameter Shell (Ds)} &= \sqrt{\frac{4 \times N_t \times PT^2 \times 0,866}{\pi}} \\ &= 2,1303 \text{ m} = 83,8704 \text{ in} \end{aligned}$$

- f. Menghitung baffle space (B)

$$\text{Baffle space (B)} = 0,25 \times \text{IDs} = 20,9675 \text{ m (Kern,1965)}$$

- g. Menghitung flow area shell

$$a_s = \frac{ID \times C \times B}{P_t} = 2,4424 \text{ in}^2 = 0,0169 \text{ ft}^2$$

- h. Menghitung laju alir massa pada *shell* (cairan pendingin)

$$G_s = \frac{w_s}{a_s} = \frac{335798,1016 \text{ lb/jam}}{0,0169 \text{ ft}^2} = 19797850,24 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

- i. Menghitung bilangan Reynold pada *shell*

$$T_{\text{pendingin}} = 363 \text{ K}$$

$$\mu = 1,0980 \text{ cP} = 2,6571 \text{ lb/ft} \cdot \text{jam}$$

$$De = \frac{4 \left( 0,5 \cdot PT^2 \cdot 0,866 - 0,5 \cdot \pi \frac{OD^2}{4} \right)}{0,5 \cdot \pi \cdot OD} = 1,3750 \text{ in}$$

$$Re_s = \frac{G_s \cdot De}{\mu_s} = 852440,3554$$

- j. Menghitung koefisien perpindahan panas pada *shell*

- Menghitung bilangan Prandtl (Pr)

$$Pr = \frac{Cp \cdot \mu}{k} = 15,2806$$

- Menentukan nilai  $jH$  pada *shell*

$$jH = 600 \text{ (Kern, 1983)}$$

- Menghitung koefisien perpindahan panas ( $h_o$ )

$$h_o = jH \left( \frac{k}{D} \right) (Pr)^{1/3} = 957,4676 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}$$

- Menghitung *Dirt Overall Coefficient* ( $U_d$ )

$$R_d \text{ ketentuan} = 0,0025$$

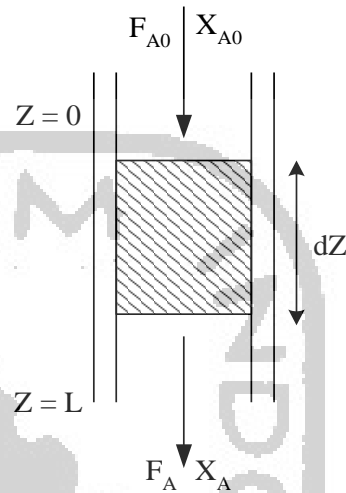
$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{U_c} + R_d = 5,7417 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

### 5. Menghitung Panjang *Tube* ( $L_t$ )

Untuk menghitung panjang *tube*, maka perlu memperhatikan perubahan konversi tiap panjang *tube*. Panjang *tube* yang diinginkan adalah saat reaksi mencapai konversi maksimal. Dengan konversi keseluruhan reaksi adalah 96,90%

### 1. Perubahan konversi tiap satuan panjang *tube*

Elemen volum dalam satu tube,  $V = \frac{\pi}{4} \times IDt^2 \times \Delta Z$



Neraca massa komponen pada elemen volum untuk semua *tube* :

Laju input – laju output + laju reaksi = laju akumulasi

Pada keadaan steady state laju akumulasi = 0

$$F_A|_Z - F_A|_{Z+dZ} - (-r_A)\Delta W = 0$$

Dimana:

$$\Delta W = \Delta Vt \times \rho_B$$

$$\rho_B = \rho \times (1 - \varepsilon)$$

$$\Delta Vt = Nt \times A \times \Delta Z$$

$$s = \frac{\pi}{4} (IDt^2)$$

Karena,

$$F_A = F_{A0} (1 - X_A)$$

$$dF_A = d(F_{A0} (1 - X_A))$$

$$dF_A = -F_{A0} \cdot dX_A$$

$$\frac{F_{A0} \cdot dX_A}{dZ} = (-r_A) \cdot N_t \cdot \frac{\pi}{4} \cdot ID_t^2 \cdot \rho(1 - \varepsilon)$$

$$\frac{dX_A}{dZ} = \frac{(-r_A) \cdot N_t \cdot \frac{\pi}{4} \cdot ID_t^2 \cdot \rho(1 - \varepsilon)}{F_{A0}}$$

Mengintegrasikan persamaan diatas maka di dapat:

$$Z = \frac{F_{A0}}{s \cdot k} \int_0^x \frac{dx}{(-ra)}$$

Keterangan :

- $\varepsilon$  = porositas katalis
- $s$  = luas permukaan tube
- $A$  = luas perpindahan panas
- $F_{A|z}$  = laju alir masuk elemen volume
- $F_{A|z+\Delta z}$  = laju alir keluar elemen volume
- $ID_t$  = diameter dalam tube
- $N_t$  = jumlah tube
- $-ra$  = kecepatan reaksi
- $V_t$  = volume tube
- $W$  = berat katalis
- $Z$  = panjang tube
- $\rho$  = densitas katalis
- $\rho_B$  = densitas bulk katalis

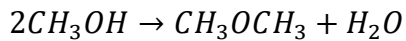
#### ▪ Reaksi yang terjadi dalam reaktor

Reaksi yang terjadi dalam reaktor adalah:

Reaksi pembentukan metanol:



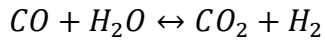
Reaksi dehidrasi metanol:



selektifitas DME = 77,60 %

yield DME = 74,00 %

Reaksi water gas shift:



▪ Arus masuk reaktor *fixed bed multitubes*

Komponen	Kode	laju molar	laju massa	yi
		kmol/jam	kg/jam	
Hidrogen	B	1147,8421	2313,9118	0,6667
Karbon Monoksida	A	573,9210	16075,7576	0,3333
Karbon Dioksida	E	0,0000	0,0000	0,0000
Dimetil Eter	D	0,0000	0,0000	0,0000
Metanol	C	0,0000	0,0000	0,0000
Air	W	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Total</b>		<b>1721,7631</b>	<b>18389,6694</b>	<b>1,0000</b>

▪ Stoikiometri reaksi

Reaksi pembentukan metanol:

Komponen	Kode	Mula-mula	Bereaksi	Produk
		kmol/jam	kmol/jam	kmol/jam
Hidrogen	B	$F_{B0}$	$2F_{A0} \cdot X$	$FB = F_{B0} - 2F_{A0} \cdot X$
Karbon Monoksida	A	$F_{A0}$	$F_{A0} \cdot X$	$FA = F_{A0} - F_{A0} \cdot X$
Metanol	C	-	$F_{A0} \cdot X$	$FC = F_{A0} \cdot X$
<b>Total</b>		$F_{T0} = F_{B0} + F_{A0}$		$FT = F_{T0} - 2F_{A0} \cdot X$

Reaksi dehidrasi metanol menjadi DME dan air:

Komponen	Kode	Mula-mula	Bereaksi	Produk
		kmol/jam	kmol/jam	kmol/jam
Metanol	C	$F_{C0}$	$F_{C0} \cdot X$	$FC = F_{C0} - 2F_{C0} \cdot X$
Dimetil Eter	D	-	$0,5F_{C0} \cdot X$	$FD = 0,5F_{C0} \cdot X$
Air	W	-	$0,5F_{C0} \cdot X$	$FW = 0,5F_{C0} \cdot X$
<b>Total</b>		$F_{T0} = F_{C0}$		$FT = F_{C0}$

Reaksi water gas shift:

Komponen	Kode	Mula-mula	Bereaksi	Produk
		kmol/jam	kmol/jam	kmol/jam
Karbon Monoksida	A	$F_{A0}$	$F_{A0} \cdot X$	$FA = F_{A0} - F_{A0} \cdot X$
Air	W	$F_{W0}$	$F_{A0} \cdot X$	$FW = F_{W0} - F_{A0} \cdot X$
Karbon Dioksida	E	-	$F_{A0} \cdot X$	$FE = F_{A0} \cdot X$
Hidrogen	B	$F_{B0}$		$FB = F_{B0} - F_{A0} \cdot X$
<b>Total</b>		$F_{T0} = F_{A0} + F_{B0} + F_{W0}$		$FT = F_{T0}$

▪ **Koefisien laju reaksi (k)**

$$k_i = A_i \exp\left(\frac{B_i}{RT}\right)$$

	R	8,314	J/mol.K	
	A		E	k
k1	7,38		-54,307	7,2875489
k2	5,059		-67,515	4,9803315
k3	1,062		-43,473	1,0513368
k4	7,3976		-20,436	7,36259

▪ **Koefisien adsorpsi (K)**

$$k_i = A_i \exp\left(\frac{B_i}{RT}\right)$$

Komponen	A	E	K
CO	3,93E-06	37,373	3,9683E-06
H <sub>2</sub>	0,6716	-6,476	0,67059115
CO <sub>2</sub>	1,86E-06	53,795	1,8813E-06
CH <sub>3</sub> OH	3,48E-06	54,689	3,5245E-06

▪ **Koefisien fugasitas (φ)**

$$\phi = \exp\left[\frac{P_r}{T_r}(B^0 + \omega B^1)\right] \dots \dots \dots (11.68) \text{ (Smith and Van Ness, 2005)}$$

FUGACITY FACTOR	
Komponen	φ i
Karbon Monoksida	1,010930524
Karbon Dioksida	0,980447025
Hidrogen	1,008300659
Metanol	0,857172435
Air	0,893335257
Dimetil Eter	0,918977156

▪ **Konstanta kesetimbangan (Kf)**

$$\ln K_{f_{1,2}} = \frac{4218}{T} - 5,752 \ln T - 1,707 \times 10^{-3}T + 2,682 \times 10^{-6}T^2 - 7,232 \times 10^{-3}T^3 + 17,6$$

$$\ln K_{f_3} = \frac{4019}{T} + 3,707 \ln T - 2,783 \times 10^{-3}T + 3,8 \times 10^{-7}T^2 - \frac{6,561 \times 10^4}{T^3} - 26,64$$

$$\ln K_{f_4} = \frac{2167}{T} + 0,2258 \ln T - 1,037 \times 10^{-3}T - 2,331 \times 10^{-7}T^2 - 1,2777$$

▪ **Persamaan kecepatan reaksi  $-(r_A)$**

$$-(r_{CO}) = \frac{k_1 \cdot \phi_{CO} \cdot \phi_{H_2}^2 (1 - \beta_1)}{(1 + K_{CO} \cdot \phi_{CO} + K_{H_2} \cdot \phi_{H_2})^3} \quad \beta_1 = \frac{\phi_{CH_3OH}}{K_{f_1} \cdot \phi_{CO} \cdot \phi_{H_2}^2}$$

$$(r_{DME}) = \frac{k_3 \cdot \phi_{CH_3OH} \cdot (1 - \beta_3)}{(1 + \sqrt{K_{CH_3OH} \cdot \phi_{CH_3OH}})^2} \quad \beta_3 = \frac{\phi_{DME} \cdot \phi_{H_2O}}{K_{f_3} \cdot \phi_{CH_3OH}^2}$$

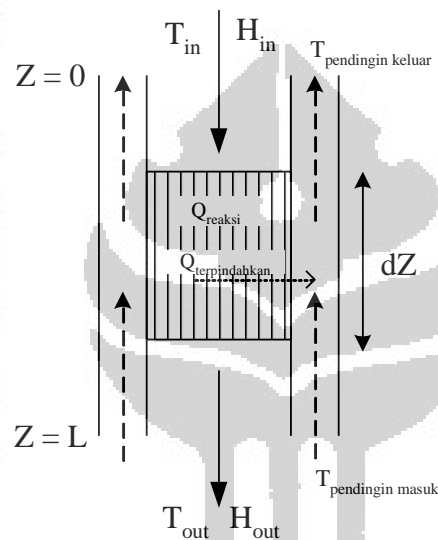
$$(r_{WGS}) = \frac{k_4 \cdot \phi_{H_2O} \cdot (1 - \beta_4)}{1 + K_{CO} \cdot \phi_{CO} + K_{CO_2} \cdot \phi_{CO_2} \sqrt{K_{H_2} \cdot \phi_{H_2}}} \quad \beta_4 = \frac{\phi_{CO_2} \cdot \phi_{H_2}}{K_{f_4} \cdot \phi_{CO} \cdot \phi_{H_2}}$$

## 2. Perubahan suhu tiap satuan panjang tube

Reaktor *fixed bed multitube* menyerupai alat penukar kalor, dimana gas mengalir di dalam tube yang berisi katalis dan media pendingin mengalir diluarnya (shell) secara laawan arah.

Laju Panas Masuk – Laju Panas Keluar + Laju Panas Reaksi = Laju Akumulasi

Pada *steady state* → laju akumulasi = 0



$$H_{\text{input}} - H_{\text{output}} + Q_{\text{reaksi}} + Q_{\text{perpindahan}} = 0$$

$$H_{\text{input}} = \sum_{i=1}^n H_i \Big|_Z$$

$$H_{\text{output}} = \sum_{i=1}^n H_i \Big|_{Z+\Delta Z}$$

$$Q_{\text{reaksi}} = (-\Delta H_r) \cdot F_A$$

$$Q_{\text{terpindahkan}} = U D \cdot N t \cdot \Delta A (T - T_s) = U D \cdot N t \cdot \pi \cdot I D t \cdot \Delta Z (T - T_s)$$

$$\sum_{i=1}^n H_i \Big|_Z - \sum_{i=1}^n H_i \Big|_{Z+\Delta Z} + ((-\Delta H_r) \cdot F_A) + (U_D \cdot N_t \cdot \pi \cdot I D_t \cdot \Delta Z \cdot (T - T_s)) = 0$$



$$\sum_{i=1}^n H_i|_Z - \sum_{i=1}^n H_i|_{Z+\Delta Z} + \left( (-\Delta H_r) F_{Ao} (X_A|_Z - X_A|_{Z+\Delta Z}) \right) + (U_D \cdot N_t \cdot \pi \cdot ID_t \cdot \Delta Z (T - T_s)) = 0$$

$$\sum_{i=1}^n H_i|_Z - \sum_{i=1}^n H_i|_{Z+\Delta Z} = \left( (-\Delta H_r) F_{Ao} (X_A|_Z - X_A|_{Z+\Delta Z}) \right) - (U_D \cdot N_t \cdot \pi \cdot ID_t \cdot \Delta Z (T - T_s))$$

Ruas kanan dan ruas kiri dibagi  $\Delta Z$

$$\frac{\sum_{i=1}^n H_i|_Z - \sum_{i=1}^n H_i|_{Z+\Delta Z}}{\Delta Z} = \frac{\left( (-\Delta H_r) F_{Ao} (X_A|_Z - X_A|_{Z+\Delta Z}) \right) - (U_D \cdot N_t \cdot \pi \cdot ID_t \cdot \Delta Z (T - T_s))}{\Delta Z}$$

$$\frac{\sum_{i=1}^n H_i|_Z - \sum_{i=1}^n H_i|_{Z+\Delta Z}}{\Delta Z} = \left( (-\Delta H_r) F_{Ao} \frac{(X_A|_Z - X_A|_{Z+\Delta Z})}{\Delta Z} \right) - (U_D \cdot N_t \cdot \pi \cdot ID_t \cdot (T - T_s))$$

Limit  $\Delta Z \rightarrow 0$

$$\frac{\sum_{i=1}^n dH_i}{dZ} = \left( (-\Delta H_r) F_{Ao} \frac{dX_A}{dZ} \right) - (U_D \cdot N_t \cdot \pi \cdot ID_t \cdot (T - T_s))$$

Karena  $dH_i = (F_i \cdot C_{pi}) dT$ , maka

$$\sum_{i=1}^n (F_i \cdot C_{pi}) \frac{dT}{dZ} = \left( (-\Delta H_r) F_{Ao} \frac{dX_A}{dZ} \right) - (U_D \cdot N_t \cdot \pi \cdot ID_t \cdot (T - T_s))$$

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{\left( (-\Delta H_r) F_{Ao} \frac{dX_A}{dZ} \right) - (U_D \cdot N_t \cdot \pi \cdot ID_t \cdot (T - T_s))}{\sum_{i=1}^n (F_i \cdot C_{pi})}$$

Keterangan :

$C_{pi}$  = kapasitas panas bahan i

$F_{Ao}$  = laju alir massa mula-mula

$F_i$  = laju alir bahan i

$H_i$  = enthalpi bahan i

$ID_t$  = diameter dalam tube

Nt = jumlah tube

T = suhu aliran massa dalam tube pada Z tertentu

Ts = suhu pendingin dalam shell pada Z tertentu

UD = koefisien perpindahan panas menyeluruh

XA = konversi bahan A (CO)

Z = panjang raktor

- ΔH<sub>r</sub> = panas reaksi

#### ▪ Entalpi Reaksi

Panas reaksi pada suhu T dapat dihitung dengan persamaan

$$\Delta H_r = \Delta H_{r298} + \int_{298}^T \left( \sum_{i=1}^n C_{p_i} \right) dT$$

$$\Delta H_r = \Delta H_{r298} + \int_{298}^T \left( \sum_{i=1}^n \Delta C_{p_i} \cdot dT \right)$$

$$\Delta H_r = \Delta H_{r298} + \int_{298}^T \left( \sum_{i=1}^n \Delta A + \Delta B \cdot T + \Delta C \cdot T^2 + \Delta D \cdot T^3 + \Delta E \cdot T^4 \right)$$

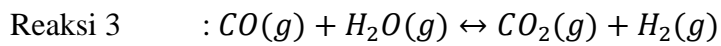
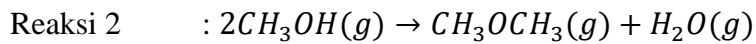
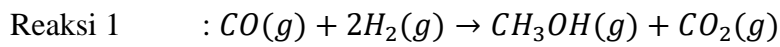
$$\Delta H_r = \Delta H_{r298} + \sum_{i=1}^n \left( \Delta A(T-298) + \frac{\Delta B}{2}(T^2 - 298^2) + \frac{\Delta C}{3}(T^3 - 298^3) + \frac{\Delta D}{4}(T^4 - 298^4) + \frac{\Delta E}{5}(T^5 - 298^5) \right)$$

#### ▪ Kapasitas Panas

C<sub>pi</sub> = A + BT + CT<sup>2</sup> + DT<sup>3</sup> + ET<sup>4</sup> (kj/kmol.K)

Komponen	A	B	C	D	E
Hidrogen	3,0,E+01	-6,6,E-03	2,0,E-05	-1,2,E-08	2,3,E-12
Karbon Monoksida	2,5,E+01	2,0,E-02	-3,9,E-05	3,2,E-08	-8,8,E-12
Karbon Dioksida	2,7,E+01	4,2,E-02	-2,0,E-05	4,0,E-09	-3,0,E-13
Dimetil Eter	3,5,E+01	7,0,E-02	1,7,E-04	-1,8,E-07	4,9,E-11
Metanol	4,0,E+01	-3,8,E-02	2,5,E-04	-2,2,E-07	6,0,E-11
Air	3,4,E+01	-8,4,E-03	3,0,E-05	-1,8,E-08	3,7,E-12

▪ **Panas Reaksi ( $\Delta H_r$ )**



$\Delta H_r = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$

Reaksi 1 :

$\Delta H_{r1} = (-200.940) \text{ kJ/kmol} - (-110.530) \text{ kJ/kmol}$   
 $= -90.410 \text{ kJ/kmol}$

Reaksi 2 :

$\Delta H_{r2} = (-425.918) \text{ kJ/kmol} - (-401.880) \text{ kJ/kmol}$   
 $= -24.038 \text{ kJ/kmol}$

Reaksi 3 :

$\Delta H_{r3} = (-393.510) \text{ kJ/kmol} - (-352.348) \text{ kJ/kmol}$   
 $= -41.162 \text{ kJ/kmol}$

▪ **Menghitung  $\sum_{i=1}^n (F_i \cdot Cp_i)$**

$$\sum_{i=1}^n (F_i \cdot Cp_i) = F_A \cdot Cp_A + F_B \cdot Cp_B + F_C \cdot Cp_C + F_D \cdot Cp_D + F_E \cdot Cp_E + F_F \cdot Cp_F + F_G \cdot Cp_G + F_H \cdot Cp_H + F_I \cdot Cp_I$$

### 3. Perubahan tekanan tiap satuan panjang *tube*

*Pressure drop* dalam tube pada reaktor *fixed bed multitube* dapat diturunkan dari

persamaan berikut :

$$\frac{dP}{dZ} = - \frac{G}{\rho_g \cdot g_c \cdot D_p} \cdot \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \cdot \left[ \frac{150 \cdot (1 - \varepsilon) \cdot \mu}{D_p} + 1,75 \cdot G \right]$$

$$\frac{dP}{dZ} = - \frac{2530,3353 \frac{lb}{jam \cdot ft^2}}{5,4889 \frac{lb}{ft^3} \cdot 4,17 \times 10^8 \frac{lbm \cdot ft}{lb \cdot jam} \cdot 0,0213m} \times \frac{1 - 0,4553}{0,4553^3} \left[ \frac{150 \cdot (1 - 0,4553) \cdot 0,0521 \frac{lb}{ft \cdot jam}}{0,0213m} + 1,75 \cdot 2530,3353 \frac{lb}{jam \cdot ft^2} \right]$$

$$\frac{dP}{dZ} = 0,0009 \text{ atm/tube}$$

Penyederhanaan dari persamaan Ergun, Eq.4.34 (Fogler,1999)

Keterangan :

P = tekanan dalam *tube*

$\mu$  = viskositas gas

$\varepsilon$  = porositas katalis

$D_p$  = diameter partikel katalis

G = kecepatan alir gas dalam *tube*

$\rho_g$  = densitas gas masuk dalam *tube*

$g_c$  = percepatan gravitasi bumi

#### 4. Menghitung panjang total *tube* dalam reaktor

Panjang tube dihitung menggunakan tiga persamaan diferensial diatas dan ditentukan saat konversi reaksi mencapai batas maksimalnya. Perhitungan panjang tube menggunakan perhitungan integrasi numeris sederhana yaitu Trapezoidal dengan menggunakan persamaa berikut:

$$\begin{aligned} 1. \quad z &= \frac{FA_0}{s.k} \int_0^X \frac{dX}{-(rA)} \\ 2. \quad \frac{dT}{dZ} &= \frac{\left( (-\Delta H_r) \cdot F_{A_0} \frac{dX_A}{dZ} \right) - (U_D \cdot N_t \cdot \pi \cdot ID_t (T - T_s))}{\sum_{i=1}^n (F_i \cdot Cp_i)} \\ 3. \quad \frac{dP}{dZ} &= \frac{\left( 1,75 + 150 \left( \frac{\mu(1-\varepsilon)}{D_p \times G_t} \right) \right) \times G_t^2}{D_p \times \rho_f \times g_c} \left( \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^2} \right) \end{aligned}$$

- Reaksi pembentukan metanol (konversi CO = 78 %)

**Tabel 5.1 Hasil *running Excel* reaksi pembentukan M**

X	f(x)	dX/dZ	T(K)	X	f(x)	dX/dZ	T(K)
0	-0,6507	-2,E-03	518,1500				
0,01	-1,5751	-4,E-03	518,1200	0,4	0,0101	2,E-05	516,8285
0,02	3,3194	8,E-03	518,0897	0,41	0,0094	2,E-05	516,7899
0,03	0,7853	2,E-03	518,0606	0,42	0,0088	2,E-05	516,7508
0,04	0,4379	1,E-03	518,0307	0,43	0,0083	2,E-05	516,7113
0,05	0,3000	7,E-04	518,0006	0,44	0,0078	2,E-05	516,6713
0,06	0,2260	5,E-04	517,9704	0,45	0,0073	2,E-05	516,6308
0,07	0,1798	4,E-04	517,9400	0,46	0,0068	2,E-05	516,5897
0,08	0,1483	3,E-04	517,9095	0,47	0,0064	1,E-05	516,5481
0,09	0,1254	3,E-04	517,8788	0,48	0,0059	1,E-05	516,5060
0,1	0,1080	3,E-04	517,8480	0,49	0,0055	1,E-05	516,4632
0,11	0,0944	2,E-04	517,8170	0,5	0,0052	1,E-05	516,4199
0,12	0,0834	2,E-04	517,7859	0,51	0,0048	1,E-05	516,3758
0,13	0,0744	2,E-04	517,7547	0,52	0,0045	1,E-05	516,3311
0,14	0,0668	2,E-04	517,7233	0,53	0,0042	1,E-05	516,2856
0,15	0,0604	1,E-04	517,6917	0,54	0,0039	9,E-06	516,2394
0,16	0,0549	1,E-04	517,6600	0,55	0,0036	8,E-06	516,1924
0,17	0,0501	1,E-04	517,6281	0,56	0,0033	8,E-06	516,1445
0,18	0,0459	1,E-04	517,5960	0,57	0,0031	7,E-06	516,0958
0,19	0,0422	1,E-04	517,5637	0,58	0,0028	7,E-06	516,0461
0,2	0,0389	9,E-05	517,5312	0,59	0,0026	6,E-06	515,9953
0,21	0,0360	8,E-05	517,4986	0,6	0,0024	6,E-06	515,9436
0,22	0,0334	8,E-05	517,4657	0,61	0,0022	5,E-06	515,8907
0,23	0,0310	7,E-05	517,4326	0,62	0,0020	5,E-06	515,8366
0,24	0,0288	7,E-05	517,3993	0,63	0,0018	4,E-06	515,7812
0,25	0,0268	6,E-05	517,3657	0,64	0,0016	4,E-06	515,7244
0,26	0,0250	6,E-05	517,3320	0,65	0,0015	3,E-06	515,6662
0,27	0,0234	5,E-05	517,2980	0,66	0,0013	3,E-06	515,6065
0,28	0,0218	5,E-05	517,2637	0,67	0,0012	3,E-06	515,5450
0,29	0,0204	5,E-05	517,2291	0,68	0,0011	2,E-06	515,4818
0,3	0,0191	4,E-05	517,1943	0,69	0,0010	2,E-06	515,4166
0,31	0,0179	4,E-05	517,1592	0,7	0,0008	2,E-06	515,3493
0,32	0,0168	4,E-05	517,1238	0,71	0,0007	2,E-06	515,2797
0,33	0,0157	4,E-05	517,0881	0,72	0,0007	2,E-06	515,2077
0,34	0,0148	3,E-05	517,0521	0,73	0,0006	1,E-06	515,1329

**Tabel 5.1 Hasil *running Excel* reaksi pembentukan metanol (Lanjutan)**

0,35	0,0138	3,E-05	517,0158	0,74	0,0005	1,E-06	515,0551
0,36	0,0130	3,E-05	516,9791	0,75	0,0004	1,E-06	514,9741
0,37	0,0122	3,E-05	516,9420	0,76	0,0004	8,E-07	514,8894
0,38	0,0114	3,E-05	516,9046	0,77	0,0003	7,E-07	514,8006
0,39	0,0107	2,E-05	516,8668	0,78	0,0002	6,E-07	514,7073

$$\int f(x)dx = \frac{h}{2} \left( f_0 + \left( 2 \sum_{i=1}^{N-1} f_i \right) + f_N \right)$$

$$f(x) = \frac{1}{-(rA)}$$

$$\int f(x)dx = 0,0486$$

$$z = \frac{FA0}{0,25 \cdot \pi \cdot IDt^2 \cdot k_1} \int f(x)dx$$

$$z = \frac{178,0205}{0,25 \cdot \pi \cdot 0,0408^2 \cdot 7,2875} \times 0,0486 = 0,5241 \text{ m}$$

- Reaksi pembentukan DME (konversi Metanol = 95 %)

**Tabel 5.2 Hasil *running Excel* reaksi dehidrasi metanol**

X	f(x)	dX/dZ	T(K)	X	f(x)	dX/dZ	T(K)
0	0,03302	9,80872E-05	514,707	0,48	0,06502	0,0001931	513,47
0,01	0,03392	0,000100738	514,678	0,49	0,06636	0,0001971	513,447
0,02	0,03426	0,000101756	514,649	0,5	0,06775	0,0002012	513,424
0,03	0,03461	0,000102795	514,62	0,51	0,06921	0,0002056	513,402
0,04	0,03497	0,000103857	514,592	0,52	0,07074	0,0002101	513,38
0,05	0,03533	0,00010494	514,563	0,53	0,07234	0,0002149	513,358
0,06	0,0357	0,000106048	514,535	0,54	0,07402	0,0002199	513,336
0,07	0,03608	0,000107179	514,507	0,55	0,07578	0,0002251	513,314
0,08	0,03647	0,000108336	514,479	0,56	0,07764	0,0002306	513,292
0,09	0,03687	0,000109518	514,451	0,57	0,0796	0,0002364	513,27
0,1	0,03728	0,000110727	514,423	0,58	0,08167	0,0002426	513,248
0,11	0,0377	0,000111964	514,395	0,59	0,08385	0,0002491	513,227
0,12	0,03812	0,000113229	514,368	0,6	0,08617	0,0002559	513,206
0,13	0,03856	0,000114525	514,341	0,61	0,08863	0,0002632	513,184
0,14	0,039	0,000115851	514,314	0,62	0,09124	0,000271	513,163

**Tabel 5.2 Hasil *running Excel* reaksi dehidrasi metanol (Lanjutan)**

0,15	0,03946	0,000117209	514,286	0,63	0,09403	0,0002793	513,142
0,16	0,03993	0,0001186	514,26	0,64	0,09702	0,0002882	513,121
0,17	0,04041	0,000120025	514,233	0,65	0,10022	0,0002977	513,1
0,18	0,0409	0,000121486	514,206	0,66	0,10366	0,0003079	513,079
0,19	0,04141	0,000122984	514,18	0,67	0,10737	0,0003189	513,059
0,2	0,04192	0,000124521	514,153	0,68	0,11139	0,0003309	513,038
0,21	0,04245	0,000126098	514,127	0,69	0,11576	0,0003438	513,018
0,22	0,043	0,000127717	514,101	0,7	0,12054	0,000358	512,997
0,23	0,04356	0,000129379	514,075	0,71	0,12577	0,0003736	512,977
0,24	0,04413	0,000131086	514,05	0,72	0,13155	0,0003907	512,957
0,25	0,04472	0,00013284	514,024	0,73	0,13796	0,0004098	512,937
0,26	0,04533	0,000134644	513,998	0,74	0,14512	0,000431	512,917
0,27	0,04596	0,000136499	513,973	0,75	0,1532	0,000455	512,897
0,28	0,0466	0,000138407	513,948	0,76	0,16237	0,0004823	512,878
0,29	0,04726	0,000140372	513,923	0,77	0,17291	0,0005136	512,858
0,3	0,04794	0,000142395	513,898	0,78	0,18516	0,00055	512,838
0,31	0,04864	0,000144479	513,873	0,79	0,19962	0,0005929	512,819
0,32	0,04937	0,000146628	513,848	0,8	0,21698	0,0006445	512,8
0,33	0,05011	0,000148845	513,824	0,81	0,2383	0,0007078	512,78
0,34	0,05088	0,000151132	513,799	0,82	0,26517	0,0007876	512,761
0,35	0,05168	0,000153493	513,775	0,83	0,30025	0,0008918	512,742
0,36	0,0525	0,000155932	513,751	0,84	0,34824	0,0010343	512,723
0,37	0,05335	0,000158453	513,726	0,85	0,41829	0,0012424	512,705
0,38	0,05423	0,000161061	513,703	0,86	0,53101	0,0015772	512,686
0,39	0,05513	0,00016376	513,679	0,87	0,7446	0,0022116	512,667
0,4	0,05608	0,000166555	513,655	0,88	1,31246	0,0038982	512,649
0,41	0,05705	0,000169452	513,631	0,89	7,76072	0,0230508	512,63
0,42	0,05806	0,000172456	513,608	0,9	-1,7489	-0,005194	512,613
0,43	0,05911	0,000175574	513,585	0,91	-0,7339	-0,00218	512,594
0,44	0,0602	0,000178813	513,561	0,92	-0,4392	-0,001304	512,576
0,45	0,06134	0,00018218	513,538	0,93	-0,2969	-0,000882	512,558
0,46	0,06252	0,000185682	513,515	0,94	-0,2116	-0,000629	512,54
0,47	0,06374	0,00018933	513,492	0,95	-0,1537	-0,000456	512,522



$$\int f(x)dx = \frac{h}{2} \left( f_0 + \left( 2 \sum_{i=1}^{N-1} f_i \right) + f_N \right)$$

$$f(x) = \frac{1}{-(rCH_3OH)}$$

$$\int f(x)dx = 0,1423$$

$$z = \frac{FA_0}{0,25 \cdot \pi \cdot ID^2 \cdot k_3} \int f(x)dx$$

$$z = \frac{138,8559}{0,25 \cdot \pi \cdot 0,0408^2 \cdot 1,0513} \times 0,1423 = 8,2901 \text{ m}$$

- Reaksi water gas shift (konversi CO = 95 %)

**Tabel 5.3 Hasil running Excel reaksi water gas shift**

X	f(x)	dX/dZ	T(K)	X	f(x)	dX/dZ	T(K)
0	0,2518	2,6512,E-03	512,5218	0,43	0,6385	6,7241,E-03	510,7896
0,01	0,2549	2,6839,E-03	512,4882	0,44	0,6707	7,0626,E-03	510,7577
0,02	0,2580	2,7174,E-03	512,4478	0,45	0,7071	7,4463,E-03	510,7260
0,03	0,2613	2,7518,E-03	512,4099	0,46	0,7488	7,8852,E-03	510,6944
0,04	0,2647	2,7872,E-03	512,3864	0,47	0,7969	8,3923,E-03	510,6630
0,05	0,2681	2,8236,E-03	512,3661	0,48	0,8533	8,9855,E-03	510,6317
0,06	0,2717	2,8610,E-03	512,3336	0,49	0,9201	9,6889,E-03	510,6006
0,07	0,2753	2,8995,E-03	512,2982	0,5	1,0006	1,0537,E-02	510,5697
0,08	0,2791	2,9392,E-03	512,2797	0,51	1,0997	1,1581,E-02	510,5390
0,09	0,2830	2,9802,E-03	511,9536	0,52	1,2246	1,2896,E-02	510,5086
0,1	0,2870	3,0225,E-03	511,9018	0,53	1,3872	1,4608,E-02	510,4783
0,11	0,2912	3,0662,E-03	511,8668	0,54	1,6075	1,6929,E-02	510,4483
0,12	0,2955	3,1114,E-03	511,8319	0,55	1,9233	2,0254,E-02	510,4186
0,13	0,2999	3,1582,E-03	511,7971	0,56	2,4142	2,5423,E-02	510,3892
0,14	0,3045	3,2067,E-03	511,7623	0,57	3,2822	3,4563,E-02	510,3604
0,15	0,3093	3,2570,E-03	511,7276	0,58	5,2349	5,5127,E-02	510,3323
0,16	0,3142	3,3092,E-03	511,6930	0,59	13,7090	1,4437,E-01	510,3057
0,17	0,3194	3,3635,E-03	511,6584	0,6	-20,0389	-2,1102,E-01	510,2850
0,18	0,3248	3,4200,E-03	511,6238	0,61	-5,6213	-5,9196,E-02	510,2415
0,19	0,3304	3,4789,E-03	511,5894	0,62	-3,2108	-3,3811,E-02	510,2080
0,2	0,3362	3,5404,E-03	511,5550	0,63	-2,2171	-2,3348,E-02	510,1764
0,21	0,3423	3,6046,E-03	511,5207	0,64	-1,6746	-1,7635,E-02	510,1455

**Tabel 5.3 Hasil *running Excel* reaksi water gas shift (Lanjutan)**

0,22	0,3487	3,6718,E-03	511,4865	0,65	-1,3327	-1,4034,E-02	510,1153
0,23	0,3554	3,7423,E-03	511,4523	0,66	-1,0973	-1,1555,E-02	510,0854
0,24	0,3624	3,8162,E-03	511,4182	0,67	-0,9252	-9,7433,E-03	510,0559
0,25	0,3698	3,8939,E-03	511,3842	0,68	-0,7940	-8,3609,E-03	510,0266
0,26	0,3775	3,9758,E-03	511,3503	0,69	-0,6904	-7,2705,E-03	509,9977
0,27	0,3858	4,0622,E-03	511,3165	0,7	-0,6066	-6,3880,E-03	509,9690
0,28	0,3944	4,1535,E-03	511,2828	0,71	-0,5373	-5,6586,E-03	509,9405
0,29	0,4036	4,2503,E-03	511,2491	0,72	-0,4791	-5,0454,E-03	509,9123
0,3	0,4134	4,3531,E-03	511,2156	0,73	-0,4294	-4,5222,E-03	509,8843
0,31	0,4238	4,4624,E-03	511,1822	0,74	-0,3865	-4,0704,E-03	509,8566
0,32	0,4348	4,5791,E-03	511,1488	0,75	-0,3491	-3,6760,E-03	509,8291
0,33	0,4467	4,7040,E-03	511,1156	0,76	-0,3161	-3,3285,E-03	509,8017
0,34	0,4594	4,8379,E-03	511,0824	0,77	-0,2868	-3,0198,E-03	509,7747
0,35	0,4731	4,9821,E-03	511,0494	0,78	-0,2605	-2,7437,E-03	509,7478
0,36	0,4879	5,1377,E-03	511,0165	0,79	-0,2369	-2,4950,E-03	509,7212
0,37	0,5039	5,3064,E-03	510,9837	0,8	-0,2155	-2,2697,E-03	509,6947
0,38	0,5213	5,4900,E-03	510,9510	0,81	-0,1960	-2,0645,E-03	509,6685
0,39	0,5404	5,6905,E-03	510,9185	0,82	-0,1782	-1,8768,E-03	509,6425
0,4	0,5613	5,9106,E-03	510,8861	0,83	-0,1618	-1,7043,E-03	509,6168
0,41	0,5843	6,1535,E-03	510,8538	0,84	-0,1467	-1,5451,E-03	509,5912
0,42	0,6099	6,4231,E-03	510,8216	0,85	-0,1327	-1,3976,E-03	509,5659

$$\int f(x)dx = \frac{h}{2} \left( f_0 + \left( 2 \sum_{i=1}^{N-1} f_i \right) + f_N \right)$$

$$f(x) = \frac{1}{-(rCO)}$$

$$\int f(x)dx = 0,1151$$

$$z = \frac{FA0}{0,25 \cdot \pi \cdot ID^2 \cdot k_4} \int f(x)dx$$

$$z = \frac{39,1645}{0,25 \cdot \pi \cdot 0,0408^2 \cdot 7,3625} \times 0,1151 = 0,3555 \text{ m}$$

Total panjang reaktor = 0,5241 + 8,2901 + 0,3555 = **9,1697 m**

Dari gambar tabel dapat diketahui bahwa panjang reaktor maksimal yang dapat dicapai adalah pada konversi CO keseluruhan 96,90% adalah 9,1697 m.

### 5. Menghitung massa katalis

$$\frac{dW}{F_{Ao}} = \rho_B \frac{dX_A}{-r_A}$$

$$dW = \rho_B \cdot N_t \cdot \frac{\pi}{4} \cdot ID_t^2 \cdot (1 - \varepsilon) \cdot dZ$$

$$\int_0^W dW = \int_0^Z \left( \rho_B \cdot N_t \cdot \frac{\pi}{4} \cdot ID_t^2 \cdot (1 - \varepsilon) \cdot dZ \right)$$

$$W = \rho_B \cdot N_t \cdot \frac{\pi}{4} \cdot ID_t^2 \cdot (1 - \varepsilon) \cdot DZ$$

$$W = 16346,03067 \text{ kg katalis}$$

### 6. Menghitung volume katalis per tube

$$V = \frac{Z \cdot \pi \cdot ID_t^2}{4} = 0,0120 \text{ m}^3$$

### 7. Menghitung waktu tinggal katalis dalam reaktor

- Menghitung laju alir volumetric

$$Q = \frac{Z \cdot n \cdot R \cdot T}{P} = 0,5809 \text{ m}^3/\text{s}$$

- Menghitung laju alir linier (v)

$$v = \frac{4Q}{\pi \cdot ID_t^2 \cdot N_t} = 0,3913 \text{ m}^3$$

- Menghitung waktu tinggal reaktor ( $\tau$ )

$$\tau = \frac{v}{Q} = 0,6735 \text{ s}$$

## 8. Menentukan desain mekanik reaktor

### ▪ Menghitung tebal shell (ts)

Tebal shell (ts) minimal dapat dihitung dengan persamaan :

$$T_s = \frac{P \times r}{f \times E - 0,6P} + C$$

Direncanakan *shell* terbuat dari *Stainless Steel SA – 212 Grade B* (Brownell, table 13.1, P.251) dengan spesifikasi sebagai berikut :

Tekanan yang diijinkan (f) = 17500 psi

Efisiensi pengelasan (E) = 85 %

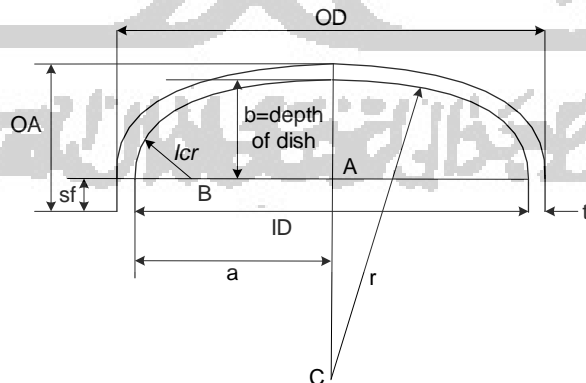
Faktor korosi (C) = 0,125 in

Ts = 1,9097 in

Dipakai tebal *shell* standar = 2 in

### ▪ Menghitung tebal head (Ht)

Direncanakan *head* menggunakan bahan yang sama dengan *shell* reaktor *Head* yang digunakan berbentuk *elliptical dished head*. Tebal *head* minimal dapat dihitung dengan persamaan :



$$tH = \frac{P.IDs}{2.f.E - 0,2P} + c$$

(persamaan 13.10, Brownel and Young)

Sehingga diperoleh tebal = 1,8725 in

Dipilih tebal standar = 1,875 in

▪ **Menghitung tinggi head (hH)**

$$\sigma = \frac{ID}{2}$$

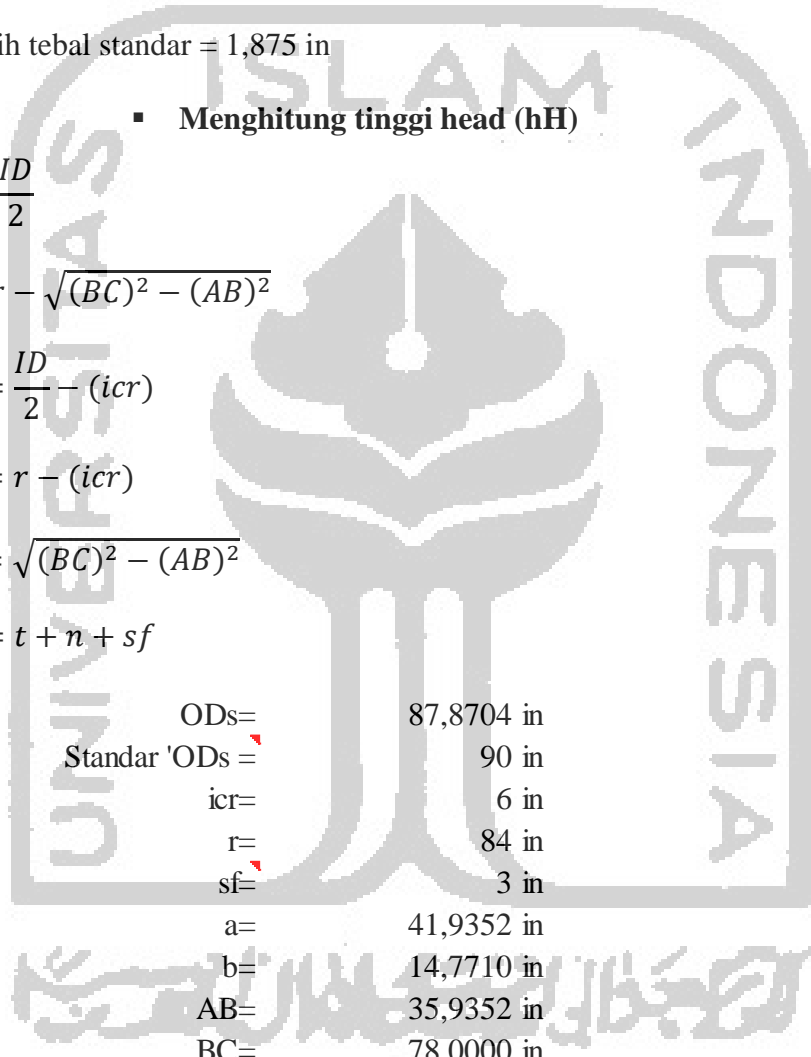
$$b = r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - (icr)$$

$$BC = r - (icr)$$

$$AC = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$$

$$OA = t + n + sf$$



ODs=	87,8704 in
Standar 'ODs =	90 in
icr=	6 in
r=	84 in
sf=	3 in
a=	41,9352 in
b=	14,7710 in
AB=	35,9352 in
BC=	78,0000 in
AC=	69,2290 in
OA (hH)=	<b>19,6460 in</b>
	0,4990 m

▪ **Menghitung tinggi total reaktor**

Tinggi reaktor (Tr) adalah tinggi kedua *head* ditambah dengan panjang *tube*

$$t_R = (\text{Panjang tube} + \text{Top Tinggi Head}) = (9,1697 + 0,4990)\text{m}$$

$$= 9,6687 \text{ m}$$

▪ **Menghitung volume reaktor**

$$\begin{aligned} \text{Volume head (VH)} &= 0.000076 \times \text{IDs}^3 \\ &= 44,8374 \text{ ft}^3 \\ &= 1,2697 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume Shell (VS)} &= \pi/4 \cdot (\text{IDs})^2 \cdot Z \\ &= 2204131,5723 \text{ in}^3 \\ &= 36,1193 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume reaktor (VR)} &= \text{VS} + (2 \times \text{VH}) \\ &= \mathbf{38,6586 \text{ m}^3} \end{aligned}$$

▪ **Menghitung spesifikasi nozzle**

**1. Feed channel diameter**

$$D_{opt} = 293F^{0,53} \rho^{-0,37}$$

$$\begin{aligned} F &= 5,1082 \text{ kg/s} \\ \rho\text{-gas mixture} &= 8,7922 \text{ kg/m}^3 \\ D_{opt} &= 311,1254 \text{ mm} \\ D_{opt} &= 12,2490 \text{ in} \\ \text{IPS} &= 12 \\ \text{Sch. Number} &= 30 \\ \text{ID} &= 12,09 \text{ in} \\ \text{OD} &= 12,75 \text{ in} \end{aligned}$$

**2. Flue gas nozzle diameter**

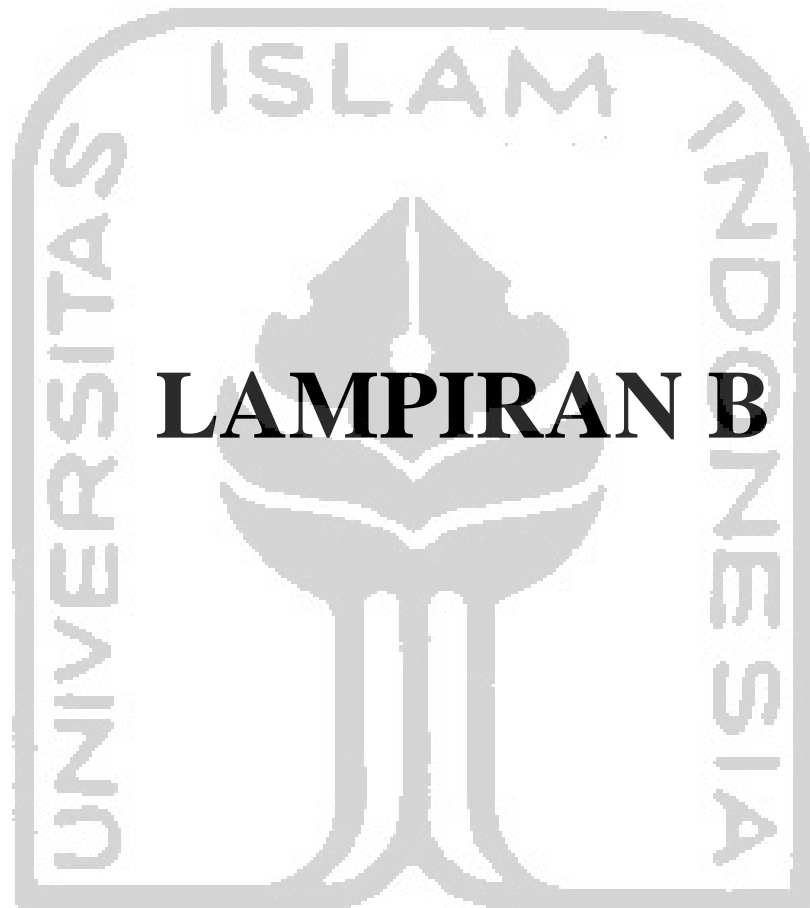
$$\begin{aligned} F &= 5,1082 \text{ kg/s} \\ \rho\text{-gas mixture} &= 16,5771 \text{ kg/m}^3 \\ D_{opt} &= 246,0556 \text{ mm} \\ D_{opt} &= 9,6872 \text{ in} \\ \text{IPS} &= 10 \\ \text{Sch. Number} &= 40 \\ \text{ID} &= 10,02 \text{ in} \\ \text{OD} &= 10,75 \text{ in} \end{aligned}$$

### 3. Cooling liquid channel diameter

F=	42,3103 kg/s
$\rho$ -cooling fluids =	1003,2000 kg/m <sup>3</sup>
D <sub>opt</sub> =	165,3372 mm
D <sub>opt</sub> =	6,5093 in
IPS=	8
Sch. Number=	40
ID=	7,981 in
OD=	8,625 in

### 4. Cooling flue channel diameter

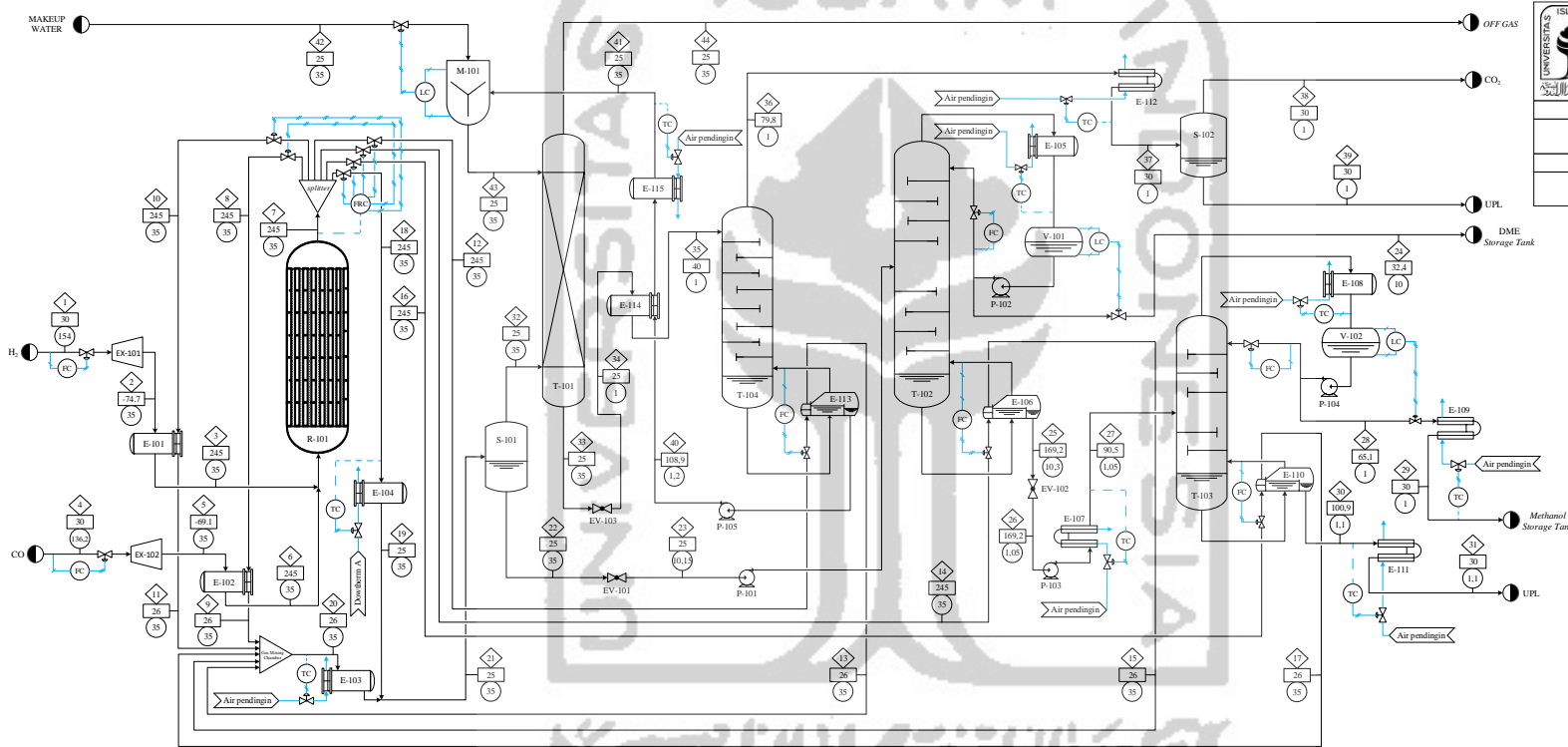
F=	42,3103 kg/s
$\rho$ -cooling fluids =	878,7000 kg/m <sup>3</sup>
D <sub>opt</sub> =	173,6452 mm
D <sub>opt</sub> =	6,8364 in
IPS=	8
Sch. Number=	40
ID=	7,981 in
OD=	8,625 in



لَمَّا خَلَقْنَا الْإِنْسَانَ فَجَعَلْنَاهُ خَلِيفَةً فِي الْأَرْضِ وَأَنزَلْنَا مَعَهُ الْقُرْآنَ وَجَعَلْنَا لَهُ إِبْرَاهِيمَ وَمُوسَى وَعِيسَى أَنْبِيَاءَ وَمَنَّا أُولَئِكَ الْأَكْثَرُ



**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM**  
**PRA RANCANGAN PABRIK DIMETIL ETER (DME) DARI HIDROGEN DAN KARBON MONOKSIDA DENGAN KAPASITAS 75.000 TON/TAHUN**

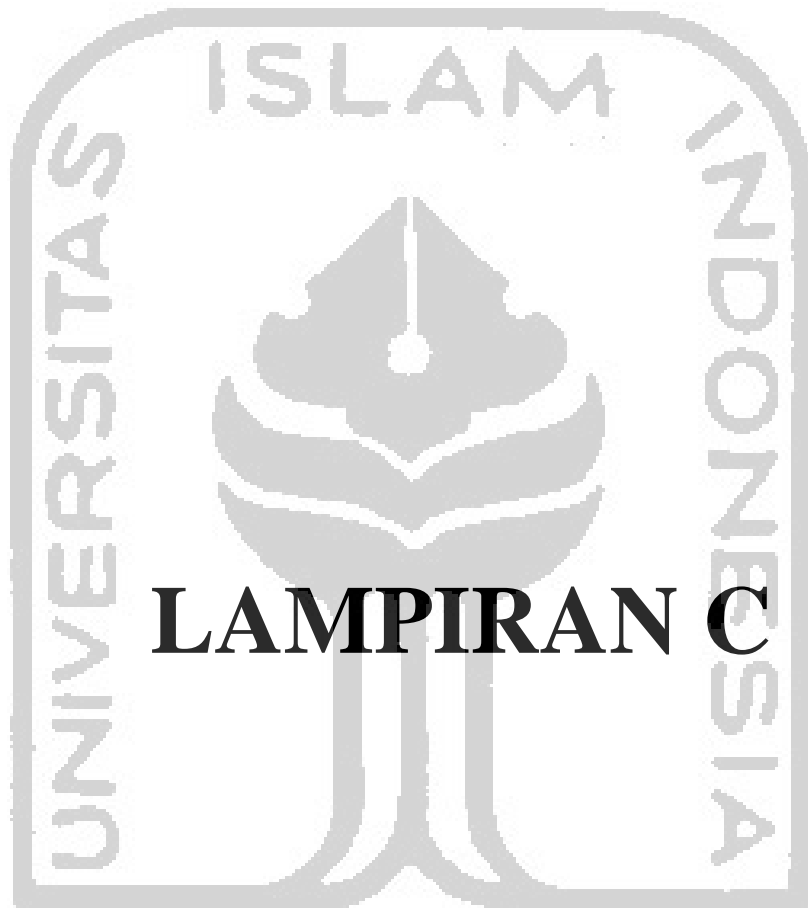


	JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA YOGYAKARTA 2019
	Disusun Oleh: Agit Pratama (15521252) Muhammad Ridho Arifa (1552162)
Dosen Pembimbing: Ir. Daryono, MSL, C.Text ATL Muflih Arisa Adnan, S.T., M.Sc.	

- Keterangan Simbol**
- ◇ Nomor Arus
  - Suhu, °C
  - Tekanan, atm
  - ⊕ Valve
  - ⊖ Temperature Control
  - ⊗ Flow Control
  - ⊘ Flow Ratio Control
  - ⊙ Level Control
  - Arus
  - - - Pneumatic
  - · - · - Electrical Signal

- Keterangan Alat**
- R-101 Reaktor
  - T-101 Absorber
  - T-102 Menara Distilasi
  - T-103 Menara Distilasi
  - T-104 Stripper
  - S-101 Separator Drum
  - S-102 Separator Drum
  - V-101 Akumulator
  - V-102 Akumulator
  - EV-101 Expansion Valve
  - EV-102 Expansion Valve
  - EV-103 Expansion Valve
  - EX-102 Expander
  - EX-102 Expander
  - P-101 Pompa
  - P-102 Pompa
  - P-103 Pompa
  - P-104 Pompa
  - P-105 Pompa
  - E-101 Heater Exchanger
  - E-102 Heater Exchanger
  - E-103 Cooler
  - E-104 Cooler
  - E-105 Cooler
  - E-106 Reboiler
  - E-107 Cooler
  - E-108 Cooler
  - E-109 Cooler
  - E-110 Reboiler
  - E-111 Cooler
  - E-112 Cooler
  - E-113 Reboiler
  - E-114 Heater Exchanger
  - E-115 Cooler

No. Arus		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40	41	42	43	44					
Suhu	°C	30,00	-74,70	245,00	30,00	-69,10	245,00	245,00	245,00	26,00	245,00	26,00	245,00	26,00	245,00	26,00	245,00	26,00	245,00	25,00	26,00	25,00	25,00	25,00	32,40	169,20	169,20	90,50	65,10	65,10	100,90	30,00	25,00	25,00	25,00	40,00	79,76	30,00	30,00	30,00	108,96	25,00	25,00	25,00	25,00					
Tekanan	atm	153,96	35,00	35,00	136,20	35,00	35,00	35,00	35,00	35,00	35,00	35,00	35,00	35,00	35,00	35,00	35,00	35,00	35,00	35,00	35,00	35,00	35,00	35,00	10,15	10,00	10,30	1,05	1,05	1,05	1,00	1,00	1,10	1,10	35,00	35,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,20	35,00	35,00	35,00	35,00					
<b>Component Mass Flow Rate</b>																																																		
H <sub>2</sub>	(kg/jam)	2561	2561	2561	0	0	0	800	148	148	292	292	61	61	128	128	90	90	81	81	719	800	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	800					
CO	(kg/jam)	0	0	0	17795	17795	552	102	102	202	202	42	42	89	89	62	62	56	56	496	552	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	552			
CO <sub>2</sub>	(kg/jam)	0	0	0	0	0	0	5241	968	968	1916	1916	397	397	841	841	589	589	530	530	4711	5241	82	82	82	82	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CH <sub>3</sub> OCH <sub>3</sub>	(kg/jam)	0	0	0	0	0	0	10829	2001	2001	3958	3958	820	820	1737	1737	1218	1218	1095	1095	9734	10829	9389	9389	9388	1	1	1	1	1	1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1440	
CH <sub>3</sub> OH	(kg/jam)	0	0	0	0	0	0	846	156	156	309	309	64	64	136	136	95	95	86	86	760	846	838	838	trace	838	838	838	737	737	101	101	8	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	8		
H <sub>2</sub> O	(kg/jam)	0	0	0	0	0	0	2089	386	386	764	764	158	158	335	335	235	235	211	211	1878	2089	2086	2086	0	2086	2086	2086	17	17	2069	2069	4	9000	9000	1800	1800	83	1717	7200	7200	1800	9000	4						
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> NO	(kg/jam)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0				
<b>Total</b>		<b>2561</b>	<b>2561</b>	<b>2561</b>	<b>17795</b>	<b>17795</b>	<b>17795</b>	<b>20357</b>	<b>3761</b>	<b>3761</b>	<b>7440</b>	<b>7440</b>	<b>1542</b>	<b>1542</b>	<b>3266</b>	<b>3266</b>	<b>2289</b>	<b>2289</b>	<b>2058</b>	<b>2058</b>	<b>18298</b>	<b>20357</b>	<b>12394</b>	<b>12394</b>	<b>9470</b>	<b>2925</b>	<b>2925</b>	<b>2925</b>	<b>755</b>	<b>755</b>	<b>2169</b>	<b>2169</b>	<b>7962</b>	<b>17965</b>	<b>17965</b>	<b>17965</b>	<b>6907</b>	<b>6907</b>	<b>5177</b>	<b>1731</b>	<b>11058</b>	<b>11058</b>	<b>1800</b>	<b>12857</b>	<b>2855</b>					



## LAMPIRAN C

لَا إِلَهَ إِلَّا اللَّهُ مُحَمَّدٌ رَسُوْلُهُ

**KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN**

1. Nama Mahasiswa : Muhammad Ridho Arifia  
 No. MHS : 15521262
2. Nama Mahasiswa : Agit Pratama  
 No. MHS : 15521252
- Judul Prarancangan )\* : PRARANCANGAN PABRIK DME DARI HIDROGEN DAN KARBON MONOKSIDA KAPASITAS 75.000 TON/TAHUN.

Mulai Masa Bimbingan : 05 Oktober 2019  
 Batas Akhir Bimbingan : 02 April 2020

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	2/9 - 2019	Bimbingan kapasitas pabrik	
2	14/9 - 2019	Bimbingan penentuan neraca massa	
3	7/10 - 2019	Bimbingan penentuan neraca panas	
4	14/10 - 2019	Bimbingan penentuan perhitungan alat proses	
5	21/10 - 2019	Bimbingan penentuan perhitungan alat proses	
6	28/10 - 2019	Bimbingan penentuan perhitungan utilitas pabrik	
7	31/10 - 2019	Bimbingan penentuan perhitungan analisis ekonomi	
8	4/11 - 2019	Bimbingan fixasi Markah prarancangan.	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 12 November 2019

Pembimbing,

Muflih Arisa Adnan, S.T., M.Sc.

- )\* Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok
- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
  - Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

**KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN**

1. Nama Mahasiswa : Muhammad Ridho Arifia  
 No. MHS : 15521262

2. Nama Mahasiswa : Agit Pratama  
 No. MHS : 15521252

Judul Prarancangan )\* : PRARANCANGAN PABRIK DME DARI HIDROGEN DAN KARBON MONOKSIDA KAPASITAS 75.000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 05 Oktober 2019

Batas Akhir Bimbingan : 02 April 2020

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
	22/10-2019	Bimbingan prarancangan kapasitas	
	29/10-2019	Bimbingan prarancangan produk	
	5/11-2019	Bimbingan prarancangan layout pabrik	
	8/11-2019	Prarancangan PFD	
	12/11-2019	prarancangan bahan baku	
	15/11-2019	Bimbingan harga alat	
	16/11-2019	Bimbingan analisis kelayakan	
	18/11-2019	Finalisasi naskah	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 18 November 2019

Pembimbing,

Daryono, Ir., MSI., C.Text ATL

)\* Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy