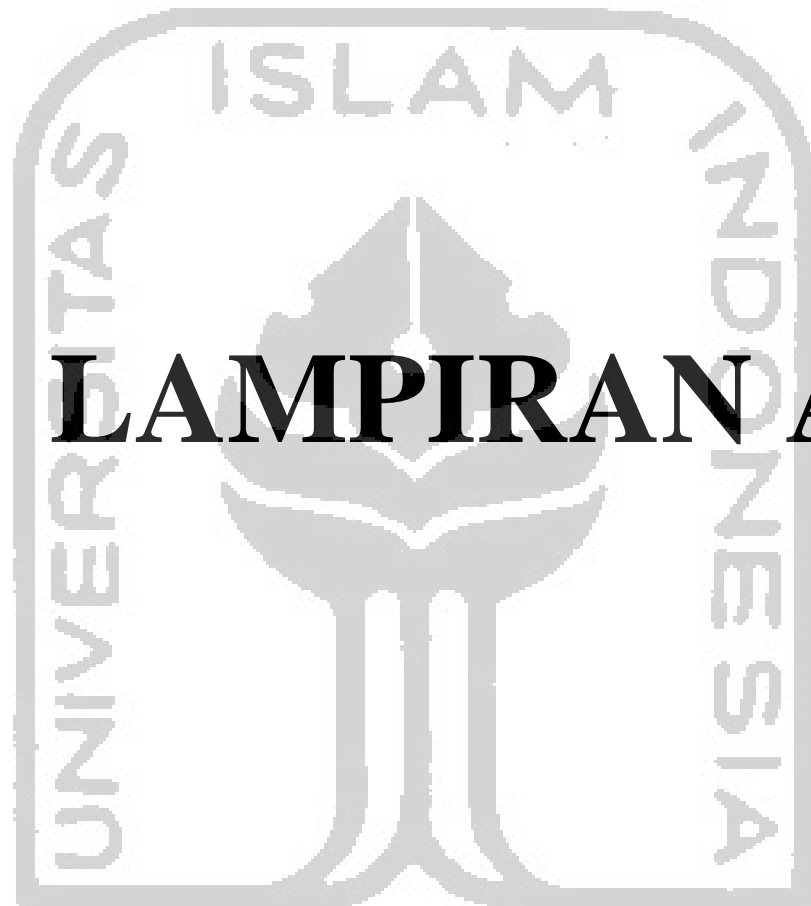


# LAMPIRAN

لَمَّا خَلَقْنَا الْإِنْسَانَ فِي أَحْسَنِ تَقْوِيمٍ



# LAMPIRAN A

كَلِمَاتُ اللَّهِ تَنْزِيلًا مِّنَ السَّمَاءِ الْوَهَّابِ

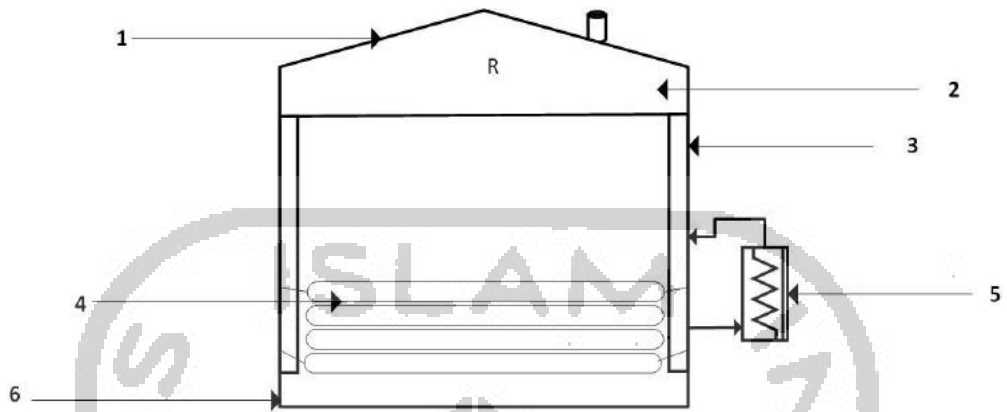
## LAMPIRAN A

### PERHITUNGAN REAKTOR

#### REAKTOR

Jenis	: Reaktor Alir Tangki Berpengaduk
Tipe	: <i>Continues Stirred Tank Reaktor</i>
Fungsi	: Tempat berlangsungnya reaksi pembentukan biogas dari proses fermentasi
Kondisi Operasi	: Suhu = 35 <sup>0</sup> C Tekanan = 1 atm Waktu tinggal ( $\tau$ ) = 35 hari Reaksi = Eksotermis
Tujuan	: <ol style="list-style-type: none"><li>1. Menentukan volume reaktor</li><li>2. Menentukan diameter dan tinggi reaktor</li><li>3. Merancang <i>Head</i></li><li>4. Merancang pengaduk</li><li>5. Merancang koil pemanas</li></ol>

Gambar Reaktor :



Keterangan gambar:

1. *Head*
2. *Gas Holder*
3. *Shell*
4. Koil Pemanas
5. *Screw Pump*
6. *Bottom*

**Langkah-langkah dalam perancangan Reaktor adalah :**

**A. Menghitung Neraca Massa di sekitar Reaktor**

Kondisi :

Suhu (T) = 35°C

pH = 7

HRT = 35 hari

Reaksi dalam Reaktor :



Laju alir massa input = 11.284 kg/jam

Komponen	Nilai Persentase (%)	
	Kotoran Ayam	Limbah Buah
VS	22,75	13,125
TS	35	17,5
AIR	65	82,5
ABU	19,23	5,26

Dari tabel nilai persentase di atas dapat diperoleh gabungan nilai

VS, TS, Air dan Abu.

Dimana,

Berat basah = TS + Air

Jika, Berat Kering (TS) = VS + Abu

Jadi, Berat basah = (VS+Abu) + Air

Dari perhitungan, diperoleh hasil yang dapat dilihat dalam tabel di bawah ini.

Komponen	Nilai Massa (kg/jam)	
	Kotoran Ayam	Limbah Buah
VS	852,58	989,19
TS	206,85	260,35
AIR	2.435,94	6.217,75
ABU	252,23	69,38

Dengan menggunakan model *Boyle* dari modifikasi *Buswell* dan *Mueller* akan diperoleh nilai persen gas  $CH_4$ ,  $CO_2$ ,  $H_2S$  dan  $NH_3$  yang akan terbentuk.

$$C_aH_bO_cN_dS_e + \left( a - \frac{b}{4} - \frac{c}{2} + \frac{3d}{4} + \frac{e}{2} \right) H_2O$$

$$\rightarrow \left( \frac{a}{2} + \frac{b}{8} - \frac{c}{4} - \frac{3d}{8} - \frac{e}{4} \right) CH_4$$

$$+ \left( \frac{a}{2} - \frac{b}{8} + \frac{c}{4} + \frac{3d}{8} + \frac{e}{4} \right) CO_2 + dNH_3 + eH_2S$$

Eq. *Buswell and Mueller*

Diperlukan data prosentase kandungan senyawa C, H, O, N, dan S dari masing-masing bahan persatuan kg VS. Kemudian diperoleh nilai kmol. Hasil dapat dilihat di tabel bawah ini. Nilai berat mol dapat digunakan sebagai perhitungan menggunakan rumus *Buswell and Mueller*.

Komponen	Persentase (%)		Ar	kMol
	Kotoran Ayam	Limbah Buah		
C (a)	40,41	39,63	12	61
H (b)	5,2	6,07	1	104
O (c)	30,25	53,15	16	49
N (d)	4,31	1052	14	3
S (e)	0,6	0,12	32	0,2

Perhitungan koefisien reaksi :

$$\text{Senyawa CH}_4 = \frac{a}{2} + \frac{b}{8} - \frac{c}{4} - \frac{3d}{8} - \frac{e}{4} = 30$$

$$\text{Senyawa CO}_2 = \frac{a}{2} - \frac{b}{8} + \frac{c}{4} + \frac{3d}{8} + \frac{e}{4} = 31$$

$$\text{Senyawa H}_2\text{S} = e = 0,2$$

$$\text{Senyawa NH}_3 = d = 3$$

$$\text{Senyawa H}_2\text{O} = a - \frac{b}{4} + \frac{c}{2} + \frac{3d}{4} + \frac{e}{2} = 13$$

Didapat reaksi sebagai berikut :



Dari hasil perhitungan koefisien maka akan diperoleh nilai persen dari masing-masing senyawa gas yang terbentuk hasil dapat dilihat pada

tabel di bawah ini.

Komponen	Koefisien	Persen (%)
CH <sub>4</sub>	30	46,47
CO <sub>2</sub>	31	48,04
H <sub>2</sub> S	0,2	0,30
NH <sub>3</sub>	3	5,19
Jumlah	65	100

Nilai efisiensi VS yang terdegradasi menjadi biogas yang digunakan adalah 70%. Maka, keluaran reaktor yang dihasilkan sebagai berikut.

Gas CH<sub>4</sub> =

*persen CH<sub>4</sub> yang terbentuk x persen efisiensi x massa VS*

$$= \frac{46,47}{100} \times \left[ \frac{70}{100} \times 1.842 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \right]$$
$$= 599,18 \text{ kg/jam}$$

Gas CO<sub>2</sub> =

*persen CO<sub>2</sub> yang terbentuk x persen efisiensi x massa VS*

$$= \frac{48,04}{100} \times \left[ \frac{70}{100} \times 1.842 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \right]$$
$$= 619,43 \text{ kg/jam}$$

Gas H<sub>2</sub>S =

*persen H<sub>2</sub>S yang terbentuk x persen efisiensi x massa VS*

$$= \frac{0,2}{100} \times \left[ \frac{70}{100} \times 1.842 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \right]$$
$$= 2,5788 \text{ kg/jam}$$

Gas NH<sub>3</sub> =

*persen NH<sub>3</sub> yang terbentuk x persen efisiensi x massa VS*

$$= \frac{3}{100} \times \left[ \frac{70}{100} \times 1.842 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \right]$$
$$= 38,682 \text{ kg/jam}$$

Gas H<sub>2</sub>O yang terbentuk sebagai berikut ini.

Kondisi operasi dimana :

$$T = 35 \text{ }^{\circ}\text{C} \rightarrow P_s \text{ H}_2\text{O} = 5,62 \text{ kPa}$$

$$P = 1 \text{ atm} = 101,33 \text{ kPa}$$



X air = 0,9 (dianggap kandungan air dalam reaktor mencapai 90%)

$$\begin{aligned} \text{Maka, mol gas H}_2\text{O (y H}_2\text{O)} &= \frac{P_s}{p} \times X \text{ air dalam reaktor} \\ &= \frac{5,62 \text{ kPa}}{101,33 \text{ kPa}} \times 0,9 \\ &= 0,0499 \end{aligned}$$

Mol H<sub>2</sub>O yang terbentuk menjadi biogas sebagai berikut :

$$\begin{aligned} &= \frac{y_{H_2O}}{1-y_{H_2O}} \times (\text{mol CH}_4 + \text{mol CO}_2 + \text{mol H}_2\text{S}) \\ &= 2,713 \text{ kMol} = 48,832 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Komponen	kg/jam	BM	IN (kMol)
CH <sub>4</sub>	599,12	16	37,445
CO <sub>2</sub>	619,35	44	14,076
H <sub>2</sub> S	3,91	34	0,115
H <sub>2</sub> O	48,832	18	2,713
Total			54,349

Jumlah VS hasil keluaran reaktor :

$$\begin{aligned} \text{VS hasil bawah reaktor} &= 1.842 \text{ kg/jam} - (70\% \times 1.842 \text{ kg/jam}) \\ &= 552,53 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Gas NH<sub>3</sub> dianggap mudah bereaksi dengan air sehingga menjadi hasil bawah reaktor. Senyawa NH<sub>3</sub> memiliki sifat yang mudah bereaksi dengan air.

Didapat neraca massa reaktor sebagai berikut ini.

KOMPONEN	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	5	6	7
VS	1841,77		552,53
TS	467,20		467,20
AIR	14.609	48,832	14.560
ABU	321,61		321,61
Ca(OH) <sub>2</sub>	51,099		51,099
CH <sub>4</sub>		599,12	
CO <sub>2</sub>		619,35	
H <sub>2</sub> S		3,9099	
NH <sub>3</sub>			66,861
SUBTOTAL	17.291	1272	16.019
<b>TOTAL</b>	<b>17.291</b>	<b>17291</b>	

### B. Menghitung Neraca Panas di sekitar Reaktor

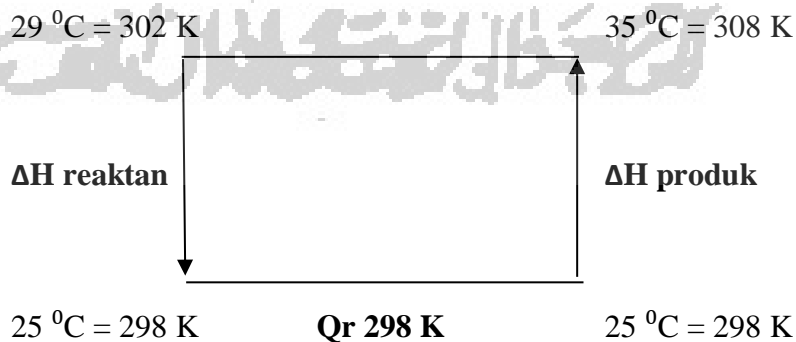
Data suhu :

$$T_{\text{input}} = 29^{\circ}\text{C} = 302 \text{ K}$$

$$T_{\text{output}} = 35^{\circ}\text{C} = 308 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25^{\circ}\text{C} = 298 \text{ K}$$

Neraca Panas reaktor Biogas



Data kapasitas panas komponen padatan :

Perhitungan Cp beberapa padatan (J/mol.K) dengan menggunakan

metode Hurst dan Harrison, dimana nilai kontribusi unsur atom adalah :

Unsur Atom	$\Delta z$
C	10,89
H	7,56
O	13,42
N	12,36
S	18,74

Rumus metode Hurst dan Harrison :

$$C_{ps} = \sum_{i=1}^n N_i \Delta_{Ei}$$

Dimana :

$C_{ps}$ : Kapasitas panas padatan pada 298 K (J/mol.K)

$n$  : Jumlah unsur atom yang berbeda dalam suatu senyawa

$N_i$  : Jumlah unsur atom I dalam senyawa

$\Delta_{Ei}$  : Nilai dari distribusi atoom I pada tabel

Maka, kapasitas panas padatan :

$$C_p C_{61}H_{104}O_{49}N_3S_{0,2} = 2166,802 \text{ J/mol.K} = 0,5179 \text{ kkal/mol.K}$$

Data kapasitas panas untuk komponen cairan :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^4$$

$$\int_{T_{ref}}^{TR} C_p \cdot dT = \left[ AT + \frac{BT^2}{2} + \frac{CT^3}{3} + \frac{DT^4}{4} \right]_{T_{ref}}^{TR}$$

Komponen	A	B	C	D
H <sub>2</sub> O	92,053	-0,039953	-0,00021103	5,3469E-07
NH <sub>3</sub>	-1,82E+02	3,36E+00	-1,44E-02	2,04E-05

Data kapasitas panas untuk fase gas :

$$Cp = A + BT + CT^2 + DT^4 + ET^5$$

$$\int_{T_{ref}}^{TR} Cp \cdot dT = \left[ AT + \frac{BT^2}{2} + \frac{CT^3}{3} + \frac{DT^4}{4} + \frac{ET^5}{5} \right]_{T_{ref}}^{TR}$$

Komponen	A	B	C	D	E
CH <sub>4</sub>	34.942	-0.039957	0.00019184	-1.5303E-07	3.9321E-11
CO <sub>2</sub>	2.74E+01	4.23E-02	-1.96E-05	4.00E-09	-2.99E-13
H <sub>2</sub> S	33.878	-0.011216	0.000052578	-3.8397E-08	9.0281E-12

$$\int_{T_2}^{T_1} Cp \cdot dT = \left[ AT + \frac{BT^2}{2} + \frac{CT^3}{3} + \frac{DT^4}{4} + \frac{ET^5}{5} \right]_{T_2}^{T_1}$$

### 1. Menghitung Q pemanas

Neraca Panas Masuk ( $\Delta H_5$ )

Komponen	massa (kg/jam)	N (kmol/jam)	$\int Cp \cdot dT$ (kJ/kmol)	$\Delta H_5$ (kJ/jam)
C <sub>61</sub> H <sub>104</sub> O <sub>49</sub> N <sub>3</sub> S <sub>0,2</sub>	11.284,27	4,957	8667	42,960
Ca(OH) <sub>2</sub>	51,10	0,911	0,69	0,626
H <sub>2</sub> O	5.955,15	330,84	302,05	99929,25
<b>Total</b>				<b>142.890,05</b>

Neraca Panas Keluaran Atas ( $\Delta H_6$ )

Komponen	massa (kg/jam)	N (kmol/jam)	$\int Cp.dT$ (kJ/kmol)	$\Delta H_6$ (kJ/jam)
CH <sub>4</sub>	599,12	37,35	365,23	13641,71
CO <sub>2</sub>	619,35	14,08	385,72	5429,41
H <sub>2</sub> S	3,91	0,11	343,15	39,34
H <sub>2</sub> O	48,83	2,71	754,49	2046,84
<b>Total</b>				<b>21.157,31</b>

Neraca Panas Keluaran Bawah ( $\Delta H_{12}$ )

Komponen	massa (kg/jam)	N (kmol/jam)	$\int Cp.dT$ (kJ/kmol)	$\Delta H_{12}$ (kJ/jam)
C <sub>61</sub> H <sub>104</sub> O <sub>49</sub> N <sub>3</sub> S <sub>0,2</sub>	1341,34	0,59	8667	5106
Ca(OH) <sub>2</sub>	51,10	0,91	0,69	0,63
H <sub>2</sub> O	14560,51	808,89	754,49	244321
NH <sub>3</sub>	66,86	3,93	815,55	3207,55
<b>Total</b>				<b>252.636</b>

$$\Delta H_{in} \text{ total} = 142.890,05 \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H_{out} \text{ total} = \Delta H_6 + \Delta H_{12}$$

$$= 273.793,58 \text{ kJ/jam}$$

Sehingga,

$$Q_{pemanas} = \Delta H_{out} - (\Delta H_{HR} + \Delta H_{in})$$

$$= 273.793,58 \text{ kJ/jam} - (0 + 142.890,05 \text{ kJ/jam})$$

$$= 130.903,52 \text{ kJ/jam}$$

**2. Menghitung air pemanas sebagai media pemanas dalam reaktor**

$$Q_{pemanas} = \Delta H_{out} - (\Delta H_{HR} + \Delta H_{in})$$

$$= 130.903,52 \text{ kJ/jam}$$

Jumlah air pemanas yang dibutuhkan :

$$m = Q / (C_p \text{ H}_2\text{O} \cdot \Delta T)$$

$$= 130.903.522 \text{ J/jam} : (4190 \text{ J/kg } ^\circ\text{C}) \times (35-29) ^\circ\text{C}$$

$$= 187.451 \text{ kg/jam}$$

Panas Masuk (Kkal/jam)		Panas Keluar (Kkal/jam)	
Panas masuk	34151,54	Panas keluar	65438,24
Panas yang ditambahkan	31286,69	Panas reaksi	0.00
<b>Total</b>	<b>65438,24</b>	<b>Total</b>	<b>65438,24</b>

### C. Menentukan Volume Reaktor

a. Menentukan volume cairan di dalam reaktor

Laju alir massa (F) = 8.645,26 kg/jam

Densitas campuran = 993,874 kg/m<sup>3</sup>

Waktu tinggal fluida (  $\tau$  ) = 35 hari

Waktu tinggal gas (  $\tau$  ) = 2 hari

Tekanan gas = 1 atm

Faktor kelonggaran = 20%

Laju alir volumetrik (Q) = 8,6985 m<sup>3</sup>/jam = 208,7652 m<sup>3</sup>/hari

$V_t = Q \times \tau = 208,7652 \text{ m}^3/\text{hari} \times 35 \text{ hari} = 7.307 \text{ m}^3$

b. Menentukan volume headspace dalam reaktor

$$V_{\text{headspace}} = \frac{\text{berat VS} / \text{BM Campuran} \times R \times T}{P} \times \text{waktu tinggal gas}$$

$$V_{\text{headspace}} = \frac{920,88 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} / 22,96 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \times 0,08206 \frac{\text{L} \cdot \text{atm}}{\text{mol} \cdot \text{K}} \times 308 \text{ K}}{1 \text{ atm}} \times 48 \text{ jam}$$

$$V_{\text{headspace}} = 48.661 \text{ L} = 48,661 \text{ m}^3$$

c. Volume fluida total reaktor

$$V_t = (V_{\text{cairan}} + V_{\text{headspace}}) \times \text{over design}$$

$$V_t = (7.307 \text{ m}^3 + 48,661 \text{ m}^3) \times 1,2 = 8.826,53 \text{ m}^3$$

#### D. Menentukan Diameter dan Tinggi Reaktor

Jenis : Silinder Vertikal

Head : Conical head

Bahan : Concrete

$$V = 8.826,53 \text{ m}^3$$

Rasio H/D

Perbandingan tinggi tangki dengan diameter tangki (H : D) = 2 : 3

Volume silinder :

$$V = \frac{\pi D^2 H}{4} = \frac{\pi D^2 (\frac{2}{3} D)}{4} = \frac{2}{3} \frac{\pi D^3}{4}$$

Volume head = 0,000049 D<sup>3</sup> (Brownell, halaman 88 pers. 5.11)

V tangki total = Volume silinder + Volume head

$$V = (2/3 * [\pi * D^3]) / 4 + (0,000049 * D^3)$$

$$\begin{aligned} \text{Maka, } D \text{ (Diameter tangki)} &= \sqrt[3]{Vr / \left(\frac{2\pi}{4} + 0,000049\right)} \\ &= 84,13 \text{ ft} = 25,66 \text{ m} \end{aligned}$$

$$H \text{ (tinggi tangki)} = \frac{2}{3}D = \frac{2}{3}(84,13) = 56,09 \text{ ft} = 17,11 \text{ m}$$

Diambil ukuran standar tangki : (Appendix E. Brownell)

$$\text{Diameter standar} = 90 \text{ ft} = 27,43 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi standar} = 60 \text{ ft} = 18,29 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga kapasitas standar tangki sebesar} &= 67.980 \text{ bbl} = 10.807,94 \\ &\text{m}^3 \end{aligned}$$

#### **Menentukan Tebal *shell***

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi Concrete.

Pertimbangannya : waktu tinggal yang lama sehingga dibutuhkan reaktor dengan ukuran besar, maka dipilih bahan yang terjangkau harga nya.

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

Dimana,

$t_s$  = tebal shell, in

$r_i$  = jari-jari shell, in

$f$  = allowable stress, psi

$E$  = joint efisiensi tipe *double welded butt joint* (Brownell hal 254)

$C$  = faktor korosi, in (tabel 6. Timmerhaus, 1991 : 542)

$P$  = internal pressure, lb/in<sup>2</sup>



Jika, diketahui data sebagai berikut :

$$r_i = 540 \text{ in}$$

$$f = 35 \text{ Mpa} = 5076,33 \text{ psi}$$

$$E = 0,8$$

$$C = 0,125 \text{ in}$$

$$P = 17,642 \text{ psi}$$

Sehingga, tebal shell adalah :

$$t_s = \frac{17,642 \text{ psi} \times 540 \text{ in}}{5076,33 \text{ psia} \times 0,8 - 0,6 \times 17,642 \text{ psia}} + 0,125 \text{ in}$$

$$t_s = 2,4767 \text{ in}$$

Diambil tebal standar yaitu,  $t_s = 2,5 \text{ in}$ .

#### E. Head Design

1. Menentukan jenis *Head*

*Head* yang digunakan adalah jenis *Torisherical dished head*.

Keterangan :

$\theta$  = sudut cone roof terhadap horisontal, in

D = Diameter, ft

$t_s$  = tebal shell roof support, in

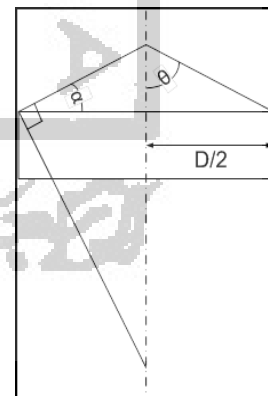
2. Material : *Reinforced Concrete*

3. Menentukan tekanan desain reaktor

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psia}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{\rho_{\text{mix}}(g/g_c)H_L}{144} = \frac{62,0455 \text{ lb/ft}^3 \left( \frac{9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}{9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) \times 46,463 \text{ ft}}{144}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = 20,019 \text{ psi}$$



Tekanan desain 5-10% di atas tekanan kerja normal/absolut (Coulson, 1983). Tekanan desain diambil 5% di atas tekanan kerja normal.

$$P_{\text{desain}} = 1,05 \times (P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}})$$

$$P_{\text{desain}} = 1,05 \times (14,7 + 20,019) \text{ psi}$$

$$P_{\text{desain}} = 36,4549 \text{ psi}$$

4. Menentukan tebal head (th)

$$th = \frac{P \cdot D}{2 \cos \alpha (f \cdot E - 0,6 \cdot P)} + C \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

Keterangan :

P = Tekanan Perancangan, psi

f = tekanan maksimum yang diijinkan pada bahan, psi

E = welded joint efficiency

rc = crown radius, in

th = tebal head, in

C = faktor korosi, in

$\theta$  = Sudut cone roof terhadap horisontal, in

D = Diameter, ft

ts = tebal shell roof support, in

Jika, diketahui data sebagai berikut :

$$rc = 540 \text{ in}$$

$$f = 5076,33 \text{ psi}$$

$$E = 0,8$$

$$C = 0,125 \text{ in}$$

$$P = 36,455 \text{ psi}$$

$$t_s = 2,5 \text{ in}$$

$$D = 1080 \text{ in} = 89,64 \text{ ft}$$

$$\sin \theta = \frac{D}{430 \times t_s}$$

$$\sin \theta = \frac{89,64 \text{ ft}}{430 \times 2,5 \text{ in}}$$

$$\sin \theta = 0,083$$

$$\theta = 4,7856^\circ$$

$$\alpha = 90 - \theta$$

$$\alpha = 90 - 4,7856^\circ$$

$$\alpha = 85,2144^\circ$$

Sehingga, tebal shell adalah :

$$t_h = \frac{P \cdot D}{2 \cos \alpha (f \cdot E - 0,6 \cdot P)} + C$$

$$t_h = \frac{36,455 \text{ psi} \times 540 \text{ in}}{2 \cos 85,2114 [(5076,33 \text{ psi} \times 0,8) - (0,6 \times 36,455 \text{ psi})]} + 0,125 \text{ in}$$

$$t_h = 4,974 \text{ in}$$

diambil tebal standart yaitu,  $t_h = 5 \text{ in} = 0,127 \text{ m}$

##### 5. Menentukan tinggi head

$i_{cr} = 6\% \times OD$  (for torispherical dished head in which the knuckle radius

6% of the inside crown radius)

$$OD = ID + 2 t_s$$

$$= 1080 \text{ in} + 2 (2,5 \text{ in})$$

$$= 1085 \text{ in}$$

$$r_c = 1085 \text{ in}$$

$$i_{cr} = 65,1 \text{ in}$$

untuk bahan *Concrete* =

$$f = 5076,33 \text{ psi}$$

$$E = 0,8 \text{ (double welded butt joint)}$$

$$a = \frac{ID}{2} = 540 \text{ in}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - i_{cr} = 474,9 \text{ in}$$

$$BC = r - i_{cr} = 1020 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{\frac{1}{2}} = 902,588 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 182,412 \text{ in}$$

Dari tabel 5.6 Brownell hal. 88 dengan  $t_h$  maksimum 3 in didapat  $sf = 1,5$

- 4,5 in. Perancangan digunakan  $sf = 3$  in

$$\begin{aligned} \text{Sehingga, tinggi head (Hh)} &= t_h + b + sf \\ &= 4,5 \text{ in} + 182,412 \text{ in} + 3 \text{ in} \\ &= 189,912 \text{ in} \\ &= 15,826 \text{ ft} \\ &= 4,824 \text{ m} \end{aligned}$$

Sehingga,

$$\text{Tinggi total reaktor} = 18,29 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi shell} = 13,46 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi head} = 4,82 \text{ m}$$

### Menentukan tebal bottom (tb) flat

$$tb = \frac{P \cdot d}{2 \cdot f \cdot E} + C$$

$$tb = \frac{36,455 \text{ psi} \times 1080 \text{ in}}{2 \times 5076,33 \text{ in} \times 0,8} + 0,125 \text{ in}$$

$$tb = 4,9725 \text{ in}$$

Diambil tb standart = 5 in = 0,127 m

### F. Perancangan Sistem Pengaduk

Jenis pengaduk yang digunakan adalah pompa dengan tipe *screw pump*. Alasan menggunakan pengaduk berupa pompa yaitu :

1. Pompa dapat membuat larutan bagian atas ikut teraduk secara sempurna. Sehingga, larutan teraduk secara homogen.
2. Apabila mengalami kerusakan mudah untuk diganti dan tidak membutuhkan waktu yang lama. Sehingga proses produksi dapat terus berjalan.

$$\text{Laju alir massa (F)} = 8.645,26 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas slurry organik } (\rho) = 993,874 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Viskositas slurry organik } (\mu) = 0,7502 \text{ cP}$$

$$\text{Laju alir volumetrik } Q = \frac{F}{\rho} = 0,09 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$D_{opt} = 0,363 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} = 0,0592 \text{ m} = 2,3288 \text{ in}$$

digunakan pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

$$\text{Ukuran pipa nominal} = 2,5 \text{ in}$$

$$\text{Schedule pipa} = 40$$

$$\text{OD} = 2,88 \text{ in}$$

$$ID = 2,469 \text{ in}$$

$$At = 4,79 \text{ ft}^2$$

$$N_{Re} = \frac{\rho \cdot v \cdot ID}{\mu} = 526,2427$$

Effisiensi daya motor :  $\eta = 70 \%$

$$\text{Maka daya motor} = \frac{0,0094}{0,7} = 0,0134 \text{ hp}$$

Dipakai daya motor standar = 0,05 hp

### G. Perancangan Koil Pemanas

Koil pemanas dirancang dengan alasan:

1. Reaksi yang berlangsung dalam reaktor bersifat eksotermis rendah, sehingga membutuhkan suplai panas sebesar  $6^{\circ}\text{C}$  dari  $29^{\circ}\text{C}$  menjadi  $35^{\circ}$  karena reaksi terjadi pada suhu  $35^{\circ}\text{C}$ , maka suhu di reaktor harus dijaga tetap pada suhu tersebut. Untuk menjaga agar suhu di dalam reaktor tetap pada  $35^{\circ}\text{C}$  dengan menggunakan air pemanas.
2. Menentukan ukuran dan putaran koil.

$$\text{Laju alir massa (F)} = 8645.2605 \text{ kg/jam} = 5,2943 \text{ lbm./s}$$

$$\text{Densitas slurry organik } (\rho) = 993,874 \text{ kg/m}^3 = 62,0455 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas slurry organik } (\mu) = 1,8147 \text{ lbm/ft.hr}$$

$$\text{Panas spesifik slurry organik (c)} = 8,67 \text{ kkal/kmol}$$

$$\text{Konduktivitas bahan (k)} = 0,381 \text{ Btu/(hr.ft}^2\text{)(F/ft)}$$

$$\text{Kecepatan putar pengaduk (N)} = 0,326 \text{ rev/hour}$$

$$\text{Laju Alir Volumetrik } Q = \frac{F}{\rho} = 0,0853 \text{ ft}^3/\text{s} = 0,0024 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\text{Kecepatan linear, } v = \frac{Q}{at} = 0,0178 \text{ ft/s}$$

$$\text{Bilangan Reynold, } N_{Re} = \frac{L^2 N \rho}{\mu} = 503,8859$$

$j_H = 1050$  (Figure 20.2, halaman 718, Kern)

$$\left(\frac{c\mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} = 2,6775$$

$$\left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14} = 1,0777$$

$$hc = j \frac{k}{D} \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{-\left(\frac{1}{3}\right)} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{-0,14} = 1.382,43 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F}$$

Bahan untuk koil adalah IPS 10 in, Sch 40 (Kern, Tabel 11)

$$\text{OD} = 10,75$$

$$\text{ID} = 10,02$$

a. Menghitung koefisien perpindahan panas,  $h_o$

$$h_o i = \frac{OD}{ID} x h_i = 1.483,14 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F}$$

b. Menghitung koefisien,  $U_c$

$$U_c = \frac{(h_i x h_o)}{(h_i + h_o)} = 715,51 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}$$

c. Menghitung koefisien  $H_d$

$$R_d = 0,001 \text{ (Tabel 12 Kern, 1950)}$$

$$H_d = \frac{1}{R_d} = 1000 \text{ Btu/jam.ft}^2$$

d. Menghitung koefisien  $U_d$

$$U_d = \frac{(U_c x h_d)}{(U_c + h_d)} = 417,08 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}$$

e. Panas yang dibutuhkan

Dari perhitungan neraca panas pada reaktor, diketahui jumlah panas

yang harus diserap oleh air pendingin adalah :

$$Q = 130.903,52 \text{ kJ/jam} = 12.407,26 \text{ Btu/jam}$$

f. Menghitung  $\Delta T$

$$T_1 = 29 \text{ }^\circ\text{C} = 84,2 \text{ F}$$

$$T_2 = 35 \text{ }^\circ\text{C} = 95 \text{ F}$$

$$\text{Maka } \Delta T = 10,8 \text{ F}$$

g. Menghitung luas permukaan perpindahan panas pada koil, A

$$A = \frac{Q}{(Ud \times \Delta T)} = 8,1012 \text{ ft}^2$$

$$\text{Eksternal surface IPS } 1 \frac{1}{2} \text{ in sch 40} = 0,3925 \text{ ft/ft}^2$$

$$\text{Jika diameter helix (D satu putaran), } D_h = 21 \text{ in} = 1,75 \text{ ft}$$

h. Luas permukaan tiap 1 putaran

$$A_p = \pi \times 1,75 \text{ ft} \times 0,3925 \text{ ft/ft}^2 = 2,1568 \text{ ft}^2$$

$$\text{Maka jumlah putaran yang dibutuhkan} = \frac{A}{A_p} = 1,28 = 2 \text{ putaran}$$

$$\text{Panjang koil} = \frac{A}{\text{external surface}} = 137,82 \text{ m}$$

Dimana :

$$U = \text{koefisien panas overall (btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F)}$$

$$Q = \text{panas yang harus diserap (btu/jam)}$$

$$A = \text{luas perpindahan panas (ft}^2\text{)}$$

$$h_i = \text{nilai panas bagian dalam (btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F)}$$

$$h_{io} = \text{nilai panas bagian luar (btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F)}$$

$$H_d = \text{dirty factor (Btu/hr.ft}^2\text{.}^\circ\text{F)}$$

$$h_o = \text{koefisien panas overall bagian luar (Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F)}$$

$$h_{oi} = \text{diameter dalam referensi (Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F)}$$



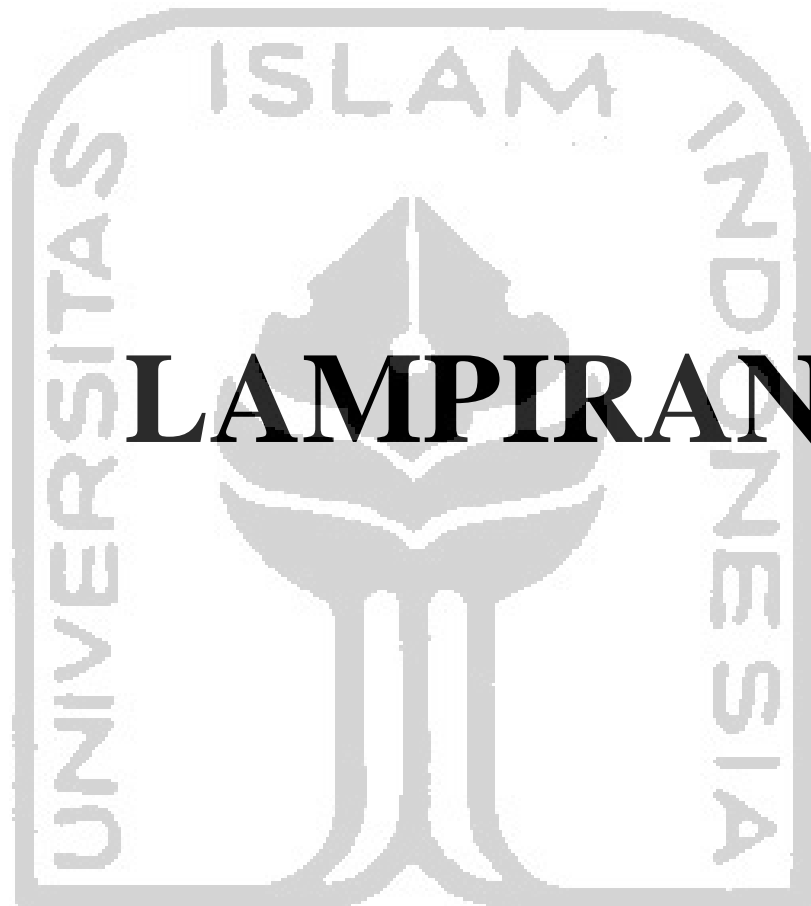
$R_d = \text{dirt of fouling factor (hr.ft}^2\text{.F/btu)}$

$U_d = \text{koefisien perpindahan panas desain overall (Btu/jam.ft}^2\text{.}^{\circ}\text{F)}$

$U_c = \text{overall clean coefficient (Btu/jam.ft}^2\text{.}^{\circ}\text{F)}$

Kesimpulan koil pemanas

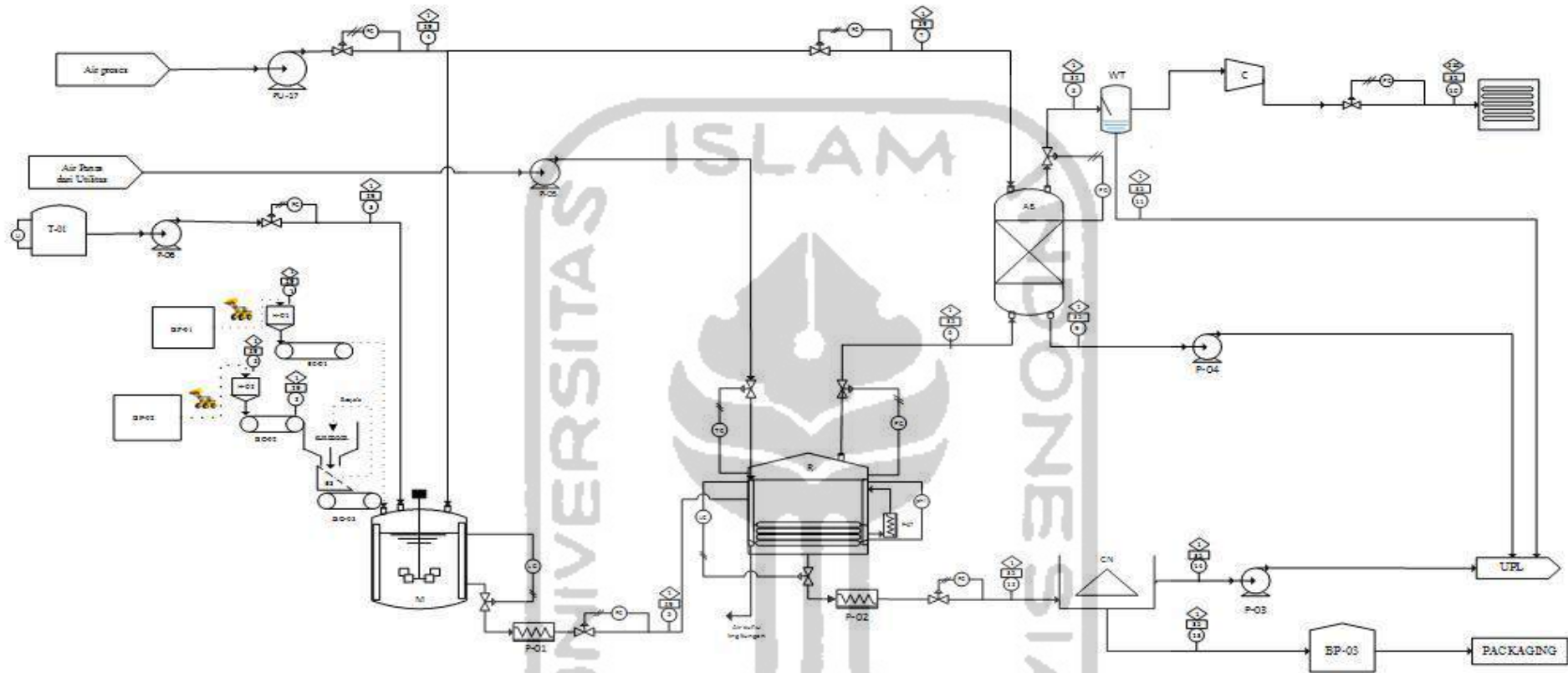
No	Parameter	Nilai	Satuan
1	$U_c$	715,51	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .F
2	$U_d$	417,08	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .F
3	A	2,7544	ft <sup>2</sup>
4	Jumlah putaran	2	putaran
5	Panjang koil	137,8184	m



# LAMPIRAN B

لَمَّا خَلَّصْنَاكَ مِنَ الْيَدِ الْيَمَانِيَّةِ إِذْ أَنْتَ فِي الْوَادِعِ الْبَحْرِ

**PROCE SS ENGINEERING FLOW DIAGRAM**  
**PRARANCANGAN PABRIK BIOGAS DARI KOTORAN AYAM DAN LIMBAH BUAH**  
**DENGAN KAPASITAS BAHAN BAKU 89.371 TON/TAHUN**



Komponen	Nomor Area (kg/jam)													
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
VS	852,58	989,19			1842							552,83	552,83	
TS	204,85	260,35			467,20							467,20	467,20	
H <sub>2</sub> O (Cair)	3436	6218		5955	14699	48.832	3069	6.6420	31.11	0,6642	59,78	1.4560	873,60	13.682
ABU	252,23	69,375			321,61							321,61	321,61	
CH <sub>4</sub>					599,12			599,12			599,12			
CO <sub>2</sub>					619,35			123,87		495,46	123,87			
H <sub>2</sub> S					3,9099			2,3459		1,5659	2,3459			
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>			51,899		51,899							51,899	51,899	
NH <sub>3</sub>												68,361	48,335	24,528
Jumlah	3748	7597	51,899	5955	17291	1271	3069	731,97	3698	726,84	59,78	16019	2312	13707

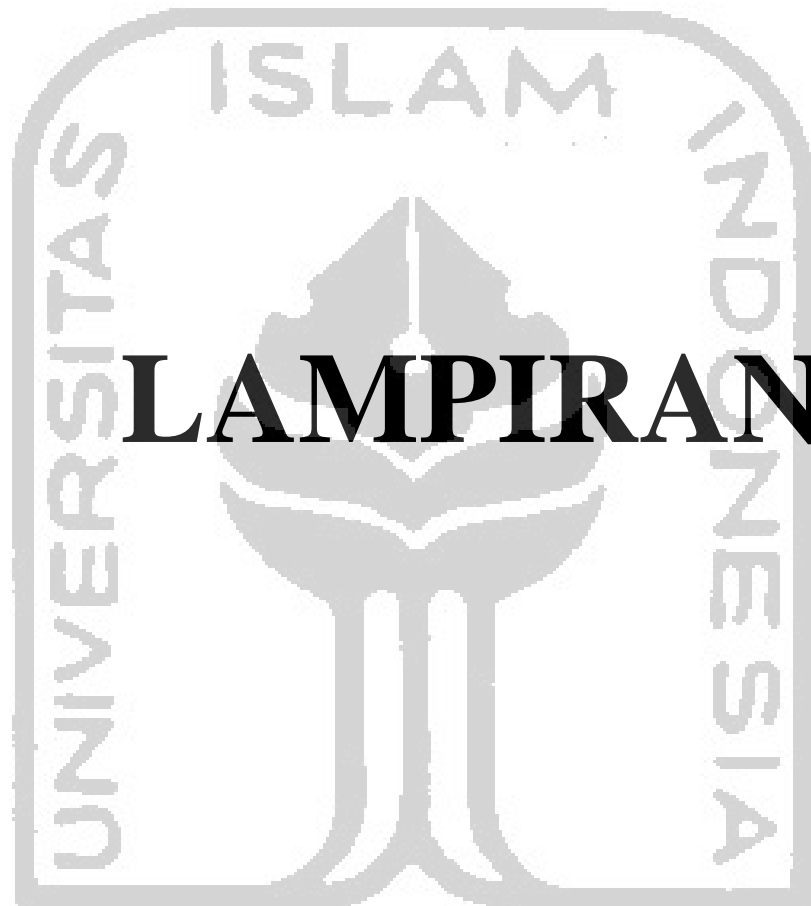
KE TERANGAN SIMBOL	KE TERANGAN ALAT & INSTRUMEN
○ : Nomor Area	BP - BAK PENAMPUNG
◇ : Tekanan, mm	H - HOWER
□ : Suhu, °C	P - POMPA
⊞ : Control Valve	BC - BELT CONVEYOR
⊞ : Arus Sinyal Pneumatik	M - MIXER
— : Pipeline	R - REAKTOR
→ : Arus Proses	AB - ABSORBER
⋯ : Arus Diskret	C - KOMPRESOR
	CM - CENTRIFUGE
	T - TANGKAI
	WT - WATER TRAP
	FC - FLOW CONTROL
	TC - TEMPERATURE CONTROL
	LI - LEVEL INDICATOR
	PC - PRESSURE CONTROL
	PI - PRESSURE INDICATOR
	MI - MOISTURE INDICATOR
	BS - BAR SCREEN

**JURUSAN TEKNIK KIMIA**  
**FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI**  
**UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA**

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM  
**PRARANCANGAN PABRIK BIOGAS DARI KOTORAN AYAM DAN LIMBAH BUAH PASAR GEMAH REPAH DENGAN KAPASITAS 89.371 TON/TAHUN**

Disusun Oleh:  
 1. Annisa Alvi Ramadhani (15521217)  
 2. Dika Paji Rasyady (15521265)







Dosen Pembimbing:  
 1. Ir. Dzulalick, M.M.  
 2. Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc.



لَا إِلَهَ إِلَّا اللَّهُ مُحَمَّدٌ رَسُوْلُهُ

**KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN**

Nama Mahasiswa : Annisa Alvi Ramadhani  
 No. MHS : 15521217  
 Nama Mahasiswa : Dika Puji Resphaty  
 No. MHS : 15521265  
 Judul Prarancangan )\* : PRARANCANGAN PABRIK BIOGAS DARI KOTORAN AYAM  
 DAN LIMPAH BUAH DENGAN KAPASITAS BAHAN BAKU  
 89.371 TON/TAHUN  
 Mulai Masa Bimbingan : 08 April 2019  
 Batas Akhir Bimbingan : 05 Oktober 2019

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	29 Maret 2019	Bimbingan perdana dan arahan dari pembimbing	
2	11 April 2019	Judul Tugas Akhir Prarancangan Pabrik	
3	15 April 2019	Bab I	
4	19 April 2019	Revisi Bab I	
5	26 April 2019	Bab II	
6	29 April 2019	Revisi Bab II	

Disetujui Draft Penulisan :

Yogyakarta, 8 November 2019

Pembimbing,



Ir. Dulmalik, M.M.

)\* 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 : Annisa Alvi Ramadhani  
No. MHS : 15521217
2. Nama Mahasiswa : Dika Puji Resphaty  
No. MHS : 15521265

Judul Prarancangan )\* : PRARANCANGAN PABRIK BLOKAS DARI KOTORAN AYAM  
DAN LIMBAH BUAH DENGAN KAPASITAS BAHAN BAKU  
89.371 TON / TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 05 Oktober 2019

Batas Akhir Bimbingan : 02 April 2020

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	11 Oktober 2019	Utilitas	
2	14 Oktober 2019	Tata letak pabrik dan area proses	
3	18 Oktober 2019	Struktur Organisasi dan Manajemen	
4	21 Oktober 2019	Evaluasi ekonomi	
5	25 Oktober 2019	Revisi ekonomi (keuntungan dipotong zakat)	
6	31 Oktober 2019	Naskah keseluruhan	
7	8 November 2019	Revisi Naskah Final	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 8-11-2019  
Pembimbing,



Dulmalik, Ir., M.M.

)\* **Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok**

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

### KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

Nama Mahasiswa : Annisa Alvi Ramadhani  
 No. MHS : 15521217  
 Nama Mahasiswa : Dika Puji Resphaty  
 No. MHS : 15521265  
 Judul Prarancangan)\* : PRARANCANGAN PABRIK BIOGAS DARI KOTORAN AYAM DAN LIMBAH BUAH DENGAN KAPASITAS BAHAN BAKU 89.371 TON/TAHUN  
 Mulai Masa Bimbingan : 08 April 2019  
 Batas Akhir Bimbingan : 05 Oktober 2019

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	1 April 2019	Pemilihan Judul Prarancangan Pabrik	
2	20 Mei 2019	Penentuan kapasitas pabrik	
3	25 Juni 2019	Revisi penentuan kapasitas	
4	2 Juli 2019	Pemilihan proses	
5	17 Juli 2019	Reaksi kimia pada proses	
6	25 Juli 2019	Revisi proses	
7	12 Agustus 2019	Perhitungan Neraca Massa & Neraca Panas	
8	28 Agustus 2019	Perhitungan reaktor	
9	16 September 2019	Perancangan alat	
10	26 September 2019	Revisi perancangan alat	

Disetujui Draft Penulisan :

Yogyakarta, 11 November 2019

Pembimbing,

Dr. Khamdan Cahyari, 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 : Annisa Alvi Ramadhani  
No. MHS : 15521217

2. Nama Mahasiswa : Dika Puji Resphaty  
No. MHS : 15521265

Judul Prarancangan )\* : PRARANCANGAN PABRIK BIOGAS DARI KOTORAN AYAM  
DAN LIMBAH BUAH DENGAN KAPASITAS BAHAN BAKU  
89 371 TON / TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 05 Oktober 2019

Batas Akhir Bimbingan : 02 April 2020

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
11	10 Oktober	utilitas	
12	22 Oktober	Proses engineering flow diagram	
13	4 November	Keseluruhan Naskah	
14	11 November	Naskah Final	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 11 November 2019

Pembimbing,

  
Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc.

)\* Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok

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