

## BAB IV

### ANALISA DAN PEMBAHASAN

#### 4.1. Perhitungan Input dan Output *Furnace*

##### 4.1.1. Kebutuhan Udara Pembakaran Pada Ruang Bakar

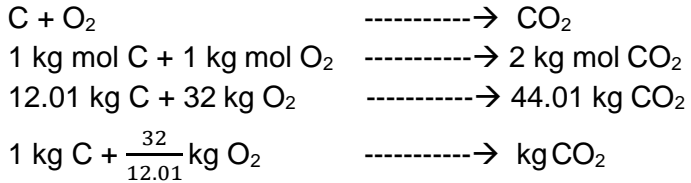
Tabel 4.1. Komposisi Bahan Bakar Batu Bara

No	Unsur Kimia	Simbol	Persentase (%)
1	Karbon	C	85.1
2	Hirdogen	H <sub>2</sub>	10.8
3	Oksigen	O <sub>2</sub>	0.4
4	Nitrogen	N <sub>2</sub>	0.2
5	Sulfur	S	3.3
6	Air ( <i>moisture</i> )	H <sub>2</sub> O	0.16
7	Abu ( <i>ash</i> )	A	0.04
	Jumlah		100

(Sumber : PLTU 3 Jawa Timur Tanjung Awar-Awar)

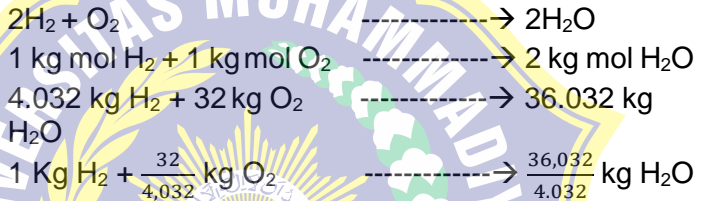
Untuk memperoleh pembakaran yang sempurna pada ruang bakar dibutuhkan perbandingan udara dan bahan bakar di dalam ruang bakar untuk menentukan udara minimum. Hal ini dapat dinyatakan dalam kg udara per kg bahan bakar atau dalam kg mol udara per kg mol bahan bakar. Komposisi kimia bahan bakar residu yang bereaksi dengan Oksigen (O<sub>2</sub>) pada proses pembakaran sempurna adalah : Karbon (C), Hidrogen (H<sub>2</sub>), dan Sulfur (S) dalam hasil reaksi sebagai berikut :

a. Unsur Karbon (C)



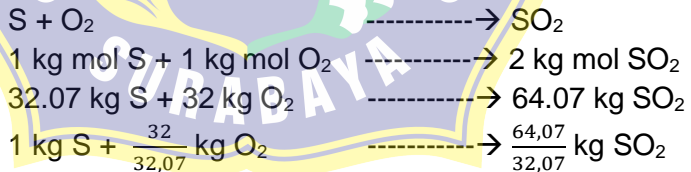
Jadi pada setiap pembakaran 1 kg C secara sempurna dibutuhkan oksigen minimum 2.66 kg dan akan menghasilkan karbon dioksida 3.66 kg.

b. Unsur Hidrogen (H<sub>2</sub>)



Jadi pada setiap pembakaran 1 kg H<sub>2</sub> secara sempurna dibutuhkan oksigen minimum 7.94 kg dan akan menghasilkan uap air 8.9365 kg.

c. Unsur Sulfur (S)



Jadi pada setiap pembakaran 1 kg S secara sempurna dibutuhkan oksigen minimum 0.998 kg dan akan menghasilkan sulfur dioksida 1.998 kg.

Besar udara teoritis adalah :

$$(W_a)_{th} = \frac{(2,66 \times 0,851) + (5,6 \times 0,108) + (0,6987 \times 0,0333) - (0,7 \times 0,004)}{0,21}$$

kg<sub>udara</sub> /kg bahan bakar

$$= 13,578 \text{ kg}_{udara} / \text{kg} \text{ bahan bakar}$$

Dengan volume udara teoritis

$$(V_a)_{th} = \frac{(1,865 \times C) + (5,6 \times H_2) + (0,6987 \times S) - (0,7 \times O_2)}{0,21}$$

m<sup>3</sup><sub>udara</sub> /kg bahan bakar

$$(V_a)_{th} = \frac{((1,865 \times 0,851) + (5,6 \times 0,108) + (0,6987 \times 0,0333) - (0,7 \times 0,004))}{0,21}$$

m<sup>3</sup><sub>udara</sub> /kg bahan bakar

$$= 10,5341 \text{ m}^3_{udara} / \text{kg} \text{ bahan bakar}$$

Agar diperoleh pembakaran yang sempurna maka dibutuhkan udara berlebih. Udara berlebih ini diperlukan untuk memastikan pembakaran yang terjadi di ruang bakar sempurna atau tidak sempurna. Oleh sebab itu apabila hanya menghitung udara teoritis dikhawatirkan pembakaran di ruang bakar tidak sempurna.

Jadi untuk menentukan besar udara pembakaran sebenarnya adalah :

$$(W_a)_{akt} = (W_a)_{th} + [f_a \times ((W_a)_{th})] \quad \text{kg}_{udara} / \text{kg} \text{ bahan bakar}$$

Dimana :

$f_a$  : faktor udara berlebih (5-10%) karena *boiler* yang digunakan memakai *oil burner* maka diambil  $f_a = 7\%$

Tabel 4.2. *Excess Air Required By Some Fuel Systems*

Fuel	System	Excess air (%)
Coal	Pulverized, completely water-cooled furnace	15-20
	Pulverized, partially water-cooled furnace	15-40
	Spreader stoker	30-60
	Chain grate and traveling stoker	15-50
	Crushed, cyclone furnace	10-15
Fuel oil	Oil burner	5-10
	Multifuel burner	10-20
Gas	Gas burner	5-10
	Multifuel burner	7-12

(Sumber : A.K. Raja, Amit Prakash Srivastava 2006  
 “Power Plant Engineering”)

Maka :

$$(W_a)_{akt} = 13.5780 + [ 0.07 \times 13.5780 ]$$

$$(W_a)_{akt} = 14.5284 \text{ kg udara / kg b.bakar}$$

Banyaknya kebutuhan udara pembakaran tiap jam adalah :

$$W_{total} = W_f \times (W_a)_{akt}$$

$$W_{total} = 13840.07 \text{ kg/jam} \times 14.5284 \text{ kg udara / kg b.bakar}$$

$$W_{total} = 201074.21 \text{ kg udara/jam}$$

Besar volume udara sebenarnya adalah :

$$(V_a)_{akt} = (V_a)_{th} + [ f_a \times (V_a)_{th} ]$$

$$(V_a)_{akt} = 10.5341 + [ 0.07 \times 10.5341 ]$$

$$(V_a)_{akt} = 11.2714 \text{ m}^3 \text{ udara / kg b.bakar}$$

Jadi volume udara per jam adalah :

$$(V_a)_{tot} = W_f \times (V_a)_{akt}$$

$$(V_a)_{tot} = 13840.07 \text{ kg/jam} \times 11.2714 \text{ m}^3 \text{ udara / kg b.bakar}$$

$$(V_a)_{tot} = 155996.96 \text{ m}^3 \text{ udara/jam}$$

#### 4.1.2. Analisa Berat Dan Volume Gas Buang (*Flue Gas*)

Gas buang (*flue gas*) terbentuk dari hasil pembakaran di dalam ruang bakar. Pada proses pembakaran sempurna gas buang terdiri dari komponen-komponen karbon dioksida, sulfur dioksida, air (uap) dan sisa pembakaran seperti unsur oksigen. Proses pembakaran yang sempurna akan memiliki komponen-komponen gas asap seperti : CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O, SO<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, dan O<sub>2</sub>.

Berdasarkan reaksi kimia pembakaran, dapat ditentukan besar dan volume gas buang hasil pembakaran, sebagai berikut:

Berat dan volume hasil pembakaran 0.851 karbon (C) adalah  
Untuk berat :

$$(\text{CO}_2) = \frac{11}{3} \times \text{C} \quad \text{kg Co}_2 / \text{kg b.bakar}$$

$$\begin{aligned} (\text{CO}_2) &= \frac{11}{3} \times 0,851 \quad \text{kg Co}_2 / \text{kg b.bakar} \\ &= 3,12 \quad \text{kg Co}_2 / \text{kg b.bakar} \end{aligned}$$

Untuk volume :

$$(\text{CO}_2)_v = \frac{5,6}{3} \times \text{C} \quad \text{m}^3 \text{Co}_2 / \text{kg b.bakar}$$

$$\begin{aligned} (\text{CO}_2)_v &= \frac{5,6}{3} \times 0,851 \quad \text{m}^3 \text{Co}_2 / \text{kg b.bakar} \\ &= 1,59 \quad \text{m}^3 \text{Co}_2 / \text{kg b.bakar} \end{aligned}$$

Berat dan volume hasil pembakaran 0.108 Hidrogen (H<sub>2</sub>) adalah  
Untuk berat :

$$(\text{H}_2\text{O})_w = 9 \times \text{H}_2 \quad \text{kg H}_2\text{O} / \text{kg b.bakar}$$

$$(\text{H}_2\text{O})_w = 9 \times 0.108$$

$$(\text{H}_2\text{O})_w = 0.972 \quad \text{kg H}_2\text{O} / \text{kg b.bakar}$$

Untuk volume :

$$(\text{H}_2\text{O})_v = 11.2 \times \text{H}_2 \quad \text{m}^3 \text{H}_2\text{O} / \text{kg b.bakar}$$

$$(\text{H}_2\text{O})_v = 11.2 \times 0.108 \quad \text{m}^3 \text{H}_2\text{O} / \text{kg b.bakar}$$

$$(\text{H}_2\text{O})_v = 1.2096 \quad \text{m}^3 \text{H}_2\text{O} / \text{kg b.bakar}$$

Berat dan volume hasil pembakaran 0.033 kg Sulfur (S) adalah:

Untuk berat :

$$(\text{SO}_2)_w = 2 \times S \text{ kg}_s / \text{kg}_{\text{b.bakar}}$$

$$(\text{SO}_2)_w = 2 \times 0.033$$

$$(\text{SO}_2)_w = 0.066 \text{ kg}_s / \text{kg}_{\text{b.bakar}}$$

Untuk volume :

$$(\text{SO}_2)_v = \frac{5,6}{8} \times S \text{ m}^3 \text{ S/kg}_{\text{b. bakar}}$$

$$(\text{SO}_2)_v = \frac{5,6}{8} \times 0,033 \text{ m}^3 \text{ S/kg}_{\text{b. bakar}}$$

$$= 0,0231 \text{ m}^3 \text{ S/kg}_{\text{b. bakar}}$$

Berat dan volume dari *Excess air* 0.004 Oksigen ( $\text{O}_2$ )

Untuk berat :

$$(\text{O}_2)_w_{\text{Excess}} = f_a \times 23.2\% \times (W_a)_{\text{th}} \text{ kg}_{\text{O}_2} / \text{kg}_{\text{b.bakar}}$$

$$(\text{O}_2)_w_{\text{Excess}} = 0.07 \times 23.2\% \times 13.5780 \text{ kg}_{\text{udara}} / \text{kg}_{\text{b.bakar}}$$

$$(\text{O}_2)_w_{\text{Excess}} = 0.2205 \text{ kg}_{\text{O}_2} / \text{kg}_{\text{b.bakar}}$$

Untuk volume :

$$(\text{O}_2)_v_{\text{Excess}} = f_a (1.865 \times C) + 0.69878 \text{ m}^3 / \text{kg}_{\text{b.bakar}}$$

$$(\text{O}_2)_v_{\text{Excess}} = 0.07 (1.865 \times 0.851) + 0.69878$$

$$(\text{O}_2)_v_{\text{Excess}} = 0.8098 \text{ m}^3 / \text{kg}_{\text{b.bakar}}$$

Berat dan volume hasil pembakaran 0.0002 Nitrogen ( $\text{N}_2$ ) adalah :

Untuk berat :

$$(\text{N}_2)_w = 76.8\% \times (W_a)_{\text{akt}}$$

$$(\text{N}_2)_w = 76.8\% \times 14.5284 \text{ kg}_{\text{udara}} / \text{kg}_{\text{b.bakar}}$$

$$(\text{N}_2)_w = 11.16 \text{ kg}_{\text{N}_2} / \text{kg}_{\text{b.bakar}}$$

Untuk volume :

$$(\text{N}_2)_v = \frac{79}{21} \times 3 (\text{O}_2)_v_{\text{excess}} \text{ m}^3 \text{ N}_2 / \text{kg}_{\text{b. bakar}}$$

$$\begin{aligned}
 (N_2)v &= \frac{79}{21} \times 3 (0,8098)v_{\text{excess}} \text{ m}^3 \text{ N}_2 / \text{kg b. bakar} \\
 &= 9,14 \text{ m}^3 \text{ N}_2 / \text{kg b. bakar}
 \end{aligned}$$

Berat dan volume gas karbon monoksida dari hasil pembakaran adalah :

Untuk berat :

$$\begin{aligned}
 (\text{CO})w &= \frac{3}{7} \times C \text{ kg/kg b. bakar} \\
 (\text{CO})w &= \frac{3}{7} \times 0,851 \text{ kg/kg b. bakar} \\
 (\text{CO})w &= 0,365 \text{ kg/kg b. bakar}
 \end{aligned}$$

Untuk volume :

$$\begin{aligned}
 W_{\text{karbon}} &= \frac{3}{5,6} (\text{CO})v + (\text{CO}_2)v \\
 &= + 1,59 \text{ m}^3 \text{ CO}_2 / \text{kg b. bakar}
 \end{aligned}$$

Sedangkan berat karbon yang terbakar adalah :

$$\begin{aligned}
 W_{\text{karbon}} &= \frac{3}{7} (\text{CO})w + \frac{3}{7} (\text{CO}_2)w \text{ kg/kg b. bakar} \\
 W_{\text{karbon}} &= \frac{3}{7} \cdot 0,365 + \frac{3}{7} \cdot 3,12 \text{ kg/kg b. bakar} \\
 &= 1,006 \text{ kg/kg b. bakar}
 \end{aligned}$$

Volumenya adalah :

$$\begin{aligned}
 1,006 \text{ kg/kg b. bakar} &= \frac{3}{5,6} (\text{CO})v + 1,59 \\
 (\text{CO})v &= 1,34 \text{ m}^3/\text{kg b. bakar}
 \end{aligned}$$

Maka berat gas buang adalah :

$$\begin{aligned}
 W_g &= 1 + (W_a)_{\text{th}} \times (R - \text{Ash}) \text{ kg g. Buang} / \text{kg b. bakar} \\
 &= 1 + \frac{(2,66 \times C) + (7,94 \times H_2) + (0,998 \times S)}{0,232} (R - \text{Ash})
 \end{aligned}$$

Maka :

$$Wg = 1 + 13.5780 \times (1.06 - 0.0004) \text{ kg g.buang / kg b.bakar}$$
$$Wg = 15,3872 \text{ kg g.buang / kg b.bakar}$$

Untuk berat gas buang basah adalah :

$$(Wg)_{\text{basah}} = 1 + [(Wa)_{\text{akt}} - A] \text{ kg g.buang / kg b.bakar}$$
$$(Wg)_{\text{basah}} = 1 + [14.5284 - 0.0004] \text{ kg g.buang / kg b.bakar}$$
$$(Wg)_{\text{basah}} = 15.528 \text{ kg g.buang / kg b.bakar}$$

Jadi berat gas buang (*flue gas*) perjamnya adalah :

$$(Wg)_{\text{tot}} = W_f \times Wg \text{ kg g.buang / jam}$$
$$(Wg)_{\text{tot}} = 13840.07 \text{ kg b.bakar / jam} \times 15.3872 \text{ kg g.buang / kg b.bakar}$$
$$(Wg)_{\text{tot}} = 212959.92 \text{ kg g.buang / jam}$$

Analisa gas buang sebagai berikut :

$$(CO_2)_w = \frac{3,12}{15,528} \times 100 \% = 20,09 \%$$
$$(H_2O)_w = \frac{0,972}{15,528} \times 100 \% = 6,25 \%$$
$$(SO_2)_w = \frac{0,066}{15,528} \times 100 \% = 0,42 \%$$
$$(O_2)_w = \frac{0,2205}{15,528} \times 100 \% = 1,42 \%$$
$$(N_2)_w = \frac{11,15}{15,528} \times 100 \% = 71,8 \%$$

Berat gas buang kering adalah sebagai berikut :

$$(Wg)_{\text{kering}} = (Wg)_{\text{basah}} - (H_2O)_w \text{ kg g.buang / kg b.bakar}$$
$$(Wg)_{\text{kering}} = (15.528 - 0.972) \text{ kg g.buang / kg b.bakar}$$
$$(Wg)_{\text{kering}} = 14,556 \text{ kg g.buang / kg b.bakar}$$



Jadi berat gas asap perjam adalah :

$$(Wg)_{\text{tot}} = W_f \times (Wg)_{\text{kering}} \text{ kg}_{\text{b.bakar}}/\text{jam}$$

$$(Wg)_{\text{tot}} = 13840.07 \text{ kg}_{\text{b.bakar}}/\text{jam} \times 14.556 \text{ kg}_{\text{g.buang}} / \text{kg}$$

$$(Wg)_{\text{tot}} = 201456.05 \text{ kg}_{\text{b.bakar}}/\text{jam}$$

Analisa berat gas buang kering :

$$(\text{CO}_2)_w = \frac{3,12}{14,556} \times 100 \% = 21,43 \%$$

$$(\text{SO}_2)_w = \frac{0,066}{15,528} \times 100 \% = 0,45 \%$$

$$(\text{O}_2)_w = \frac{0,2205}{14,556} \times 100 \% = 1,51 \%$$

$$(\text{N}_2)_w = \frac{11,15}{14,556} \times 100 \% = 76,6\%$$

Volume gas buang asap adalah :

$$(V)g = \frac{(1865 \times C) + (0,7 \times S)}{0,11} + 1,24 [9 \times \text{H}_2] - M \text{ m}^3 / \text{kg}_{\text{b. bakar}}$$

$$(V)g = \frac{(1865 \times 0,851) + (0,7 \times 0,004)}{0,11} + 1,24 [9 \times 0,108] - 0,0016]$$

$$\text{m}^3 / \text{kg}_{\text{b. bakar}} \\ = 15,84 \text{ m}^3 / \text{kg}_{\text{b. bakar}}$$

Jadi volume gas buang perjam adalah sebagai berikut :

$$(Vg)_{\text{tot}} = W_f \times Vg \text{ m}^3 / \text{kg}_{\text{b.bakar}}$$

$$(Vg)_{\text{tot}} = 13840.07 \text{ kg}/\text{jam} \times 15.84 \text{ m}^3 / \text{kg}_{\text{b.bakar}}$$

$$(Vg)_{\text{tot}} = 219226.70 \text{ m}^3 / \text{kg}_{\text{b.bakar}}$$

Dimana H<sub>2</sub>O terdapat pada gas buang basah yaitu :

$$(\text{H}_2\text{O})_v = 1.24 \times (9 \times \text{H}_2 + M) \text{ m}^3_{\text{H}_2\text{O}} / \text{kg}_{\text{b. bakar}}$$

$$(\text{H}_2\text{O})_v = 1.24 \times (9 \times 0.108 + 0.0016) \text{ m}^3_{\text{H}_2\text{O}} / \text{kg}_{\text{b. bakar}}$$

$$(\text{H}_2\text{O})_v = 1.20 \text{ m}^3_{\text{H}} / \text{kg}$$

Untuk volume gas buang kering adalah :

$$(V)g = (\text{CO}_2)_v + (\text{SO}_2)_v + (\text{O}_2)_v + (\text{N}_2)_v \text{ m}^3 / \text{kg}_{\text{b.bakar}}$$

$$(V)g = 1.59 + 0.0231 + 0.8098 + 9.1391$$

$$(V)g = 11.56 \text{ m}^3 / \text{kg}_{\text{b.bakar}}$$

Maka volume gas buang perjam adalah :

$$(Vg)_{\text{tot}} = W_f \times Vg \text{ m}^3 / \text{kg}_{\text{b.bakar}}$$

$$(Vg)_{\text{tot}} = 13840.07 \text{ kg/jam} \times 11.56 \text{ m}^3 / \text{kg}_{\text{b.bakar}}$$

$$(Vg)_{\text{tot}} = 159.991,21 \text{ m}^3 / \text{kg}_{\text{b.bakar}}$$

Analisa gas buang kering adalah :

$$(\text{CO}_2)_w = \frac{1,59}{11,56} \times 100 \% = 13,75 \%$$

$$(\text{SO}_2)_w = \frac{0,0231}{11,56} \times 100 \% = 0,19 \%$$

$$(\text{O}_2)_w = \frac{0,8098}{11,56} \times 100 \% = 7,0 \%$$

$$(\text{N}_2)_w = \frac{9,1391}{11,56} \times 100 \% = 79,05 \%$$

## 4.2. Perhitungan *Heating Value* Bahan Bakar

### 4.2.1. Nilai kalor tertinggi atau *High Heating Value* (HHV)

- a. Nilai kalor tertinggi atau *High Heating Value* (HHV) adalah banyaknya kalor yang dihasilkan pada proses pembakaran 1 kg bahan bakar, tanpa adanya kandungan air pada bahan bakar.

Untuk menghitung nilai kalor tertinggi (HHV) digunakan persamaan Dulong dan Petit berikut :

$$\text{HHV} = (33950 \times C) + 144200 \left( H_2 - \frac{O_2}{8} \right) + (9400 \times S) \text{ KJ/kg}$$

$$= (33950 \times 0,851) + 144200 \left( H_2 - \frac{0,004}{8} \right) + (9400 \times 0,033) \text{ KJ/kg}$$

$$= 44768,04 \text{ kJ/kg}$$

- b. Nilai kalor terendah atau *Low Heating Value* (LHV)  
 Nilai kalor terendah atau *Low Heating Value* (LHV) adalah banyaknya kalor yang dihasilkan pada proses pembakaran 1 kg bahan bakar dan sebagian dimanfaatkan untuk penguapan sehingga kandungan air

pada bahan bakar akan habis. Untuk menghitung nilai kalor terendah (LHV) digunakan persamaan berikut.

$$\text{LHV} = \text{HHV} - 2400 (\text{H}_2\text{O} + 9\text{H}_2) \text{ kJ/kg}$$

$$\text{LHV} = 44768.04 - 2400(0.0016 + 9 \times 0,108) \text{ kJ/kg}$$

$$\text{LHV} = 42431.4 \text{ kJ/kg}$$

Nilai Kalori (Enthalpi) Bahan Bakar :

No.	Jenis batu bara	Kandungan (%)					Nilai kalori Kcal/Kg	
		C	H	O	N	S	Ho	Hu
1.	Lignite	63,6-72,5	5,0-5,6	17,5-27,5	0,5-17,5	0,3-6,5	2012-5230	1540-4925
2.	Bituminus Coal	73,9	5,5	15,0	1,4	4,2	5671	5389
3.	Open Burning-Coal	77,0-85,0	5,2-5,4	7,2-11,9	1,2-2,1	0,7-5,7	5864-7342	5579-7703
4.	Gas Coal	82,3-87,8	5,2-5,3	4,6-8,0	1,4-1,6	0,8-1,5	6986-7874	6694-7606
5.	Fat Coal	86,9-88,7	4,8-4,9	4,1-5,8	1,58-1,60	0,66-0,92	7168-7650	6901-7398
6.	Forge Coal	90,2	4,3	3,2	1,58	0,67	7694	7463
7.	Hard Coal	90,7-90,9	3,8-4,0	2,5-2,7	1,50-1,74	0,84-1,30	7150-7763	6929-7522
8.	Anthracite	91,8-93,7	2,3-3,6	2,3-2,6	0,80-1,38	0,71-0,89	7183-7676	7061-7482

(Sumber : <https://berbagienergi.com/2015/09/16/proses-kimia-pembakaran-batubara/>)

Tabel 4.3. Nilai Kalori PLTU Tanjung Awar-Awar

NILAI KALOR TERTINGGI (HHV) DAN TERENDAH (LHV)

PLTU TANJUNG AWAR-AWAR PERIODE JANUARI 2018- JUNI 2018

BULAN	HHV (Kj/Kg)	LHV 9Kj/Kg)
JANUARI	19639.38	17302.74
FEBRUARI	20012.90	17676.26
MARET	20218.06	17881.42
APRIL	18444.14	16107.5
MEI	19175.54	16838.9
JUNI	19497.93	17161.29

(Sumber : PLTU 3 Jawa Timur Tanjung Awar-Awar)

#### 4.2.2. Kebutuhan Bahan Bakar

Dalam menentukan banyaknya bahan bakar yang dibutuhkan untuk menghasilkan uap sebesar 971,5ton/jam (971.500 kg/jam) dapat ditentukan dengan persamaan berikut ini.

$$W_f = \frac{W_s (H_{sat} - H_a)}{LHV \cdot \eta_k}$$

Dimana :

$W_f$  : banyaknya bahan bakar yang dibutuhkan (kg bahan bakar/jam)

$W_s$  : kapasitas uap sebesar 971.500 kg/jam

$H_{sat}$  : entalpi uap keluar *superheater*

$H_a$  : entalpi air pengisi ketel uap

LHV : Nilai kalor rendah bahan bakar(kJ/kg)

$\eta_k$  : efisiensi thermal *boiler*

Perhitungan kebutuhan bahan bakar di ruang bakar pada bulan Januari :

P = 85 Bar T=532 °C

T °C	H (kJ/kg)
520	3447,7
532	h
560	3545,3

$$\frac{520 - 532}{520 - 560} = \frac{3447,7 - h}{3447,7 - 3545,3}$$

$$H_{sat} = 3476,98 \text{ kJ/kg}$$

P= 85 Bar T=345 °C

T °C	H (kJ/kg)
320	2877,2
345	h
360	3019,8

$$\frac{320 - 345}{320 - 360} = \frac{2877,2 - h}{2877,2 - 3019,8}$$

$$H_{sat} = 2966,32 \text{ kJ/kg}$$

Tabel 4.4. Kebutuhan Bahan Bakar PLTU Tanjung Awar-Awar

BULAN	Kapasitas Uap (Ws) Kg/Jam	Temp Keluar Superheater	Entalpi Keluar Superheater (Hsat) kJ/kg	Temp Air Pengisi	Entalpi Air Pengisi (Ha) KJ/Kg	LHV KJ/Kg	Efisiensi Thermal Boiler Nk (70%)	Wf = (Ws (Hsat-Ha))/(LHV . ηk) Kg/Jam
JANUARI	971500	T= 532° c	3476.98	T= 345°c	2966.32	17302.74	0.7	40960.1675
FEBRUARI	971500	T= 538° c	3491.62	T= 330°c	2912.85	17676.26	0.7	45442.30955
MARET	971500	T= 537° c	3489.18	T= 340°c	2948.5	17881.42	0.7	41964.59789
APRIL	971500	T= 539° c	3494.06	T= 341°c	2952.06	16107.5	0.7	46699.89579
MEI	971500	T= 538° c	3491.62	T= 341°c	2925.06	16838.9	0.7	46695.70713
JUNI	971500	T= 536° c	3486.74	T= 324°c	2891.46	17161.29	0.7	48141.11293

(Sumber : PLTU 3 Jawa Timur Tanjung Awar-Awar)

#### 4.2.3. Perhitungan Efisiensi Panas Hasil Pembakaran

Dalam menentukan banyaknya bahan bakar yang dibutuhkan untuk menghasilkan uap sebesar 971,5 ton/jam (971.500 kg/jam) dapat ditentukan dengan persamaan berikut ini.

$$W_f = \frac{W_s (H_{sat} - H_a)}{LHV \cdot \eta_k}$$

Dimana :

$W_f$  : banyaknya bahan bakar yang dibutuhkan (kg bahan bakar/jam)

: 82733,385 kg/jam

$W_s$  : kapasitas uap sebesar 971.500 kg/jam

$H_{sat}$  : entalpi uap keluar *superheater* P = 65 bar, T = 505°C,

h : 3404.503 kJ/kg

$H_a$  : entalpi air pengisi ketel uap T= 205 °C, h= 875.105 (kJ/kg)

LHV : Nilai kalor rendah bahan bakar (kJ/kg)

$\eta_c$  : efisiensi panas hasil pembakaran

Sehingga :

$$\eta_c = \frac{W_s (H_{sat} - H_a)}{LHV \cdot W_f}$$

$$\eta_c = \frac{971,500 (3404,503 - 875,1105)}{42431,4 \frac{kJ}{kg} \cdot 82733,385}$$

$$= 0,72$$

#### 4.3. Perhitungan Boiler

Data Input :

- Temperatur saturasi air pengisi ketel : 269 ° C
- Diameter pipa saluran air : 2 inch = 0,0508 m
- Kecepatan aliran air pengisi ketel : 15 m/detik

Tabel 4.5. Uap Jenuh

Properties of saturated water														
Temp., T °C	Saturation Pressure, P <sub>s</sub> kPa	Density, ρ kg/m <sup>3</sup>		Enthalpy of Vapori- zation, h <sub>fg</sub> kJ/kg		Specific Heat, C <sub>p</sub> kJ/kg · °C		Thermal Conductivity, k W/m · °C		Dynamic Viscosity, μ kg/m · s		Prandtl Number, Pr		Volume Expansion Coefficient, β 1/K
		Liquid	Vapor	Liquid	Vapor	Liquid	Vapor	Liquid	Vapor	Liquid	Vapor	Liquid	Vapor	Liquid
240	3344	813,7	16,73	1763	4760	3620	0,932	0,0487	0,111 × 10 <sup>-3</sup>	1,712 × 10 <sup>-5</sup>	0,836	1,24	1,720 × 10 <sup>-3</sup>	
260	4688	783,7	23,69	1663	4970	4070	0,609	0,0540	0,102 × 10 <sup>-3</sup>	1,788 × 10 <sup>-5</sup>	0,832	1,35	2,000 × 10 <sup>-3</sup>	
280	6412	750,8	33,15	1544	5280	4335	0,381	0,0605	0,094 × 10 <sup>-3</sup>	1,870 × 10 <sup>-5</sup>	0,854	1,49	2,380 × 10 <sup>-3</sup>	

$$\frac{280-260}{280-269} = \frac{1544-1663}{1544-h}$$

$$\frac{20}{11} = \frac{-119}{1213,4-h}$$

$$2206,18 - 1,81 h = -119$$

$$h = \frac{2325,18}{1,81}$$

$$= 1284,629 \text{ kJ/kg}$$

Sehingga entalphi feed water 1176,075 kJ/kg

Densitas air pengisi ketel ( $\rho$ ) :

$$\frac{280-260}{280-269} = \frac{750,8-783,7}{750,8-\rho}$$

$$\frac{20}{11} = \frac{-32,9}{750,8-\rho}$$

$$1358,948 - 1,81 \rho = -32,9$$

$$\rho = \frac{1391,848}{1,81}$$

$$= 768,98 \text{ kg/m}^3$$

Laju aliran *massa feed water* ( $\dot{m}$ ) :

$$\dot{m} = \rho \cdot v \cdot A$$

$$= 768,98 \text{ kg/m}^3 \cdot 15 \text{ m/detik} \cdot 0,25 \cdot 3,14 \cdot (0,0508)^2 \text{ m}^2$$

$$= 23,367 \text{ kg/detik}$$

Kalor masuk ( $Q_1$ ) :

$$Q_1 = 23,367 \text{ kg/detik} \cdot 1284,629 \text{ kJ/kg}$$

$$= 30017,92 \text{ kJ/detik}$$

*Output Boiler*

Densitas air pengisi ketel ( $\rho$ ) :

$$\frac{280-260}{280-269} = \frac{33,15-23,69}{33,15-\rho}$$

$$\frac{20}{11} = \frac{9,46}{33,15 - \rho}$$

$$60 - 1,81 \rho = 9,46$$

$$\rho = \frac{50,5415}{1,81}$$

$$= 27,92 \text{ kg/m}^3$$

Laju aliran massa dari boiler steam outlet :

$$\dot{m} = \rho \cdot v \cdot A$$

$$= 27,92 \text{ kg/m}^3 \cdot 15 \text{ m/detik} \cdot 0,25 \cdot 3,14 \cdot (0,0508)^2 \text{ m}^2$$

$$= 8,48 \text{ kg/detik}$$

Entalphi boiler steam outlate :

Tabel 4.6. Tekanan Uap Air Jenuh

Press. bar	Temp. °C	Specific Volume m³/kg		Internal Energy kJ/kg		Enthalpy kJ/kg			Entropy kJ/kg · K		Press. bar
		Sat. Liquid $v_f \times 10^3$	Sat. Vapor $v_g$	Sat. Liquid $u_f$	Sat. Vapor $u_g$	Sat. Liquid $h_f$	Evap. $h_{fg}$	Sat. Vapor $h_g$	Sat. Liquid $s_f$	Sat. Vapor $s_g$	
50.0	264.0	1.2859	0.01944	1147.8	2597.1	1154.2	1640.1	2794.3	2.9202	5.9734	50.0
60.0	275.6	1.3187	0.0244	1205.4	2589.7	1213.4	1571.0	2784.3	3.0267	5.8492	60.0

$$\frac{275,6 - 264}{275,6 - 269} = \frac{2784,3 - 2794,3}{2784,3 - h}$$

$$\frac{11,6}{6,6} = \frac{-119}{2784,3 - h}$$

$$32297,88 - 11,6 h = -785,4$$



$$h = \frac{33083,28}{11,6}$$
$$= 2852,006 \text{ kJ/kg}$$

Kalor *output* ( $Q_2$ ) :

$$Q_2 = 8,48 \text{ kg/detik} \cdot 2852,006 \text{ kJ/kg}$$
$$= 24185,01 \text{ kJ/detik}$$

Efisiensi panas ( $\eta$ ) :

$$\eta = \frac{Q_2}{Q_1} \times 100 \%$$
$$= \frac{24185,01}{30017,92} \cdot 100 \%$$
$$= 80,5 \%$$



#### 4.4. Kesenimbangan Panas

Tabel 4.7. Data Parameter *Boiler* Bulan Januari 2018

Unit Sistem	Parameter	Hasil Pengukuran		satuan
		Sebelum	Sesudah	
Boiler	Kapasitas <i>boiler</i>	971,5		Ton/jam
	Temperatur Saturasi air pengisi boiler	345	345	°C
	Temperatur uap keluar <i>high temperature superheater</i>	532	532	°C
	Tekanan uap masuk <i>high temperature superheater</i>	85-154	85-154	Bar
	Temperatur uap masuk <i>high temperature superheater</i>	523	523	°C
	Temperatur uap keluar <i>low temperature superheater</i>	426	426	°C
	Temperatur uap masuk <i>low temperature superheater</i>	345	345	°C
	Temperatur uap campur keluar <i>economizer</i>	316	316	°C
	Temperatur uap campur masuk <i>economizer</i>	269	269	°C
	Temperatur udara masuk <i>air heater</i>	-	39	°C
	Temperatur udara keluar <i>air heater</i>	-	340	°C

(Sumber : PLTU 3 Jawa Timur Tanjung Awar-Awar)

Tabel 4.8. Data Parameter *Boiler* Bulan Februari 2018

Unit Sistem	Parameter	Hasil Pengukuran		satuan
		Sebelum	Sesudah	
Boiler	Kapasitas <i>boiler</i>	971,5		Ton/jam
	Temperatur Saturasi air pengisi boiler	330	330	°C
	Temperatur uap keluar <i>high temperature superheater</i>	538	538	°C
	Tekanan uap masuk <i>high temperature superheater</i>	85-156	85-156	Bar
	Temperatur uap masuk <i>high temperature superheater</i>	525	525	°C
	Temperatur uap keluar <i>low temperature superheater</i>	425	425	°C
	Temperatur uap masuk <i>low temperature superheater</i>	330	330	°C
	Temperatur uap campur keluar <i>economizer</i>	330	330	°C
	Temperatur uap campur masuk <i>economizer</i>	269,49	269,49	°C
	Temperatur udara masuk <i>air heater</i>	-	37,79	°C
	Temperatur udara keluar <i>air heater</i>	-	357	°C

(Sumber : PLTU 3 Jawa Timur Tanjung Awar-Awar)

Tabel 4.9. Data Parameter *Boiler* Bulan Maret 2018

Unit Sistem	Parameter	Hasil Pengukuran		satuan
		Sebelum	Sesudah	
Boiler	Kapasitas <i>boiler</i>	971,5		Ton/jam
	Temperatur Saturasi air pengisi	340	340	°C
	Temperatur uap keluar <i>high temperature superheater</i>	537	537	°C
	Tekanan uap masuk <i>high temperature superheater</i>	85-152	85-152	Bar
	Temperatur uap masuk <i>high temperature superheater</i>	527	527	°C
	Temperatur uap keluar <i>low temperature superheater</i>	420	420	°C
	Temperatur uap masuk <i>low temperature superheater</i>	340	340	°C
	Temperatur uap campur keluar <i>economizer</i>	340	340	°C
	Temperatur uap campur masuk <i>economizer</i>	179	179	°C
	Temperatur udara masuk <i>air heater</i>	-	38	°C
	Temperatur udara keluar <i>air heater</i>	-	311	°C

(Sumber : PLTU 3 Jawa Timur Tanjung Awar-Awar)

Tabel 4.10. Data Parameter *Boiler* Bulan April 2018

Unit Sistem	Parameter	Hasil Pengukuran		satuan
		Sebelum	Sesudah	
Boiler	Kapasitas <i>boiler</i>	971,5		Ton/jam
	Temperatur Saturasi air pengisi	341	341	°C
	Temperatur uap keluar <i>high temperature superheater</i>	539	539	°C
	Tekanan uap masuk <i>high temperature superheater</i>	85-151	85-151	Bar
	Temperatur uap masuk <i>high temperature superheater</i>	525	525	°C
	Temperatur uap keluar <i>low temperature superheater</i>	423	423	°C
	Temperatur uap masuk <i>low temperature superheater</i>	341	341	°C
	Temperatur uap campur keluar <i>economizer</i>	341	341	°C
	Temperatur uap campur masuk <i>economizer</i>	179	179	°C
	Temperatur udara masuk <i>air heater</i>	-	40	°C
	Temperatur udara keluar <i>air heater</i>	-	304	°C

(Sumber : PLTU 3 Jawa Timur Tanjung Awar-Awar)

Tabel 4.11. Data Parameter *Boiler* Bulan Mei 2018

Unit Sistem	Parameter	Hasil Pengukuran		satuan
		Sebelum	Sesudah	
Boiler	Kapasitas <i>boiler</i>	971,5		Ton/jam
	Temperatur Saturasi air pengisi	341	341	°C
	Temperatur uap keluar <i>high temperature superheater</i>	538	538	°C
	Tekanan uap masuk <i>high temperature superheater</i>	85-153	85-153	Bar
	Temperatur uap masuk <i>high temperature superheater</i>	524	524	°C
	Temperatur uap keluar <i>low temperature superheater</i>	424	424	°C
	Temperatur uap masuk <i>low temperature superheater</i>	341	341	°C
	Temperatur uap campur keluar <i>economizer</i>	341	341	°C
	Temperatur uap campur masuk <i>economizer</i>	179	179	°C
	Temperatur udara masuk <i>air heater</i>	-	39	°C
	Temperatur udara keluar <i>air heater</i>	-	303	°C

(Sumber : PLTU 3 Jawa Timur Tanjung Awar-Awar)

Tabel 4.12. Data Parameter *Boiler* Bulan Juni 2018

Unit Sistem	Parameter	Hasil Pengukuran		satuan
		Sebelum	Sesudah	
Boiler	Kapasitas <i>boiler</i>	971,5		Ton/jam
	Temperatur Saturasi air pengisi	324	324	°C
	Temperatur uap keluar <i>high temperature superheater</i>	536	536	°C
	Tekanan uap masuk <i>high temperature superheater</i>	85-153	85-153	Bar
	Temperatur uap masuk <i>high temperature superheater</i>	528	528	°C
	Temperatur uap keluar <i>low temperature superheater</i>	422	422	°C
	Temperatur uap masuk <i>low temperature superheater</i>	324	324	°C
	Temperatur uap campur keluar <i>economizer</i>	324	324	°C
	Temperatur uap campur masuk <i>economizer</i>	271	271	°C
	Temperatur udara masuk <i>air heater</i>	-	38	°C
	Temperatur udara keluar <i>air heater</i>	-	337	°C

(Sumber : PLTU 3 Jawa Timur Tanjung Awar-Awar)

Kesetimbangan panas adalah perbandingan energi panas yang dihasilkan pada proses pembakaran dengan energi yang digunakan :

$$Q_{in} = W_f \times LHV \times \eta_f$$

Dimana :

$Q_{in}$  : energi panas yang dihasilkan(kJ/jam)

$W_f$  : Kapasitas bahan bakar(kg/jam)

LHV : nilai kalor rendah (kJ/kg)

$\eta_f$  : Efisiensi dapur teori berkisar 90%-97% diasumsikan 94% (Syamsir A. Muin;47)

Perhitungan energi panas yang dihasilkan ( $Q_{in}$ ) pada bulan Januari :

$$\begin{aligned} Q_{in} &= 30711,72 \text{ kg/jam} \cdot 17302,74 \text{ kJ/kg} \cdot 0,94 \\ &= 499513091,7 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Dengan cara perhitungan yang sama diperoleh hasil seperti pada tabel di bawah.

Tabel 4.13. Data Kesetimbangan Panas PLTU Tanjung Awar-Awar

DATA KESETIMBANGAN PANAS PLTU TANJUNG AWAR-AWAR PERIODE JANUARI 2018 - JUNI 2018

BULAN	$W_f$ (kg/jam)	LHV (kJ/kg)	$\eta_f$ (%)	$Q_{in} = W_f \times LHV \times \eta_f$ (kJ/jam)
JANUARI	30711.72	17302.74	0.94	499513091.7
FEBRUARI	38543.17	17676.26	0.94	640421148.5
MARET	31420.53	17881.42	0.94	528133071.9
APRIL	39159.84	16107.5	0.94	592921095.4
MEI	39453.48	16838.9	0.94	624492012.1
JUNI	40975.92	17161.29	0.94	661007667.4

(Sumber : PLTU 3 Jawa Timur Tanjung Awar-Awar)



Temperatur gas buang pada ruang bakar berada sekitar 700°C – 800 °C, maka :

$$T_{rb} = \frac{Q_{in}}{W_g \times c_p} \text{ (}^\circ\text{C)}$$

Dimana :

$Q_{in}$  : Besar panas yang masuk kJ/jam

$T_{rb}$  : Temperatur ruang bakar °C

$W_g$  : Berat gas asap basah kg/jam

$c_p$ : panas jenis gas buang kJ/kg °C

Sedangkan untuk mencari nilai  $c_p$  gas buang dapat ditentukan dengan rumusan :

$$c_p = \frac{Q_{in}}{W_g \times T_r}$$

Dimana :

$c_p$  : panas jenis gas buang (kJ/kg°C)

$Q_{in}$  : besar panas yang masuk (kJ/jam)

$W_g$  : berat gas buang (kg/jam)

$T_r$  : temperatur rata-rata (°C)

$$= \frac{700+800}{2} \text{ }^\circ\text{C}$$

$$= 750 \text{ }^\circ\text{C}$$

Dari perhitungan diperoleh nilai panas jenis gas buang seperti pada tabel di bawah.

Tabel 4.14. Data Nilai Gas Buang PLTU Tanjung Awar-Awar

BULAN	Qin (kJ/jam)	Wg (kg/jam)	(cp = Qin / Wg x Tr (kJ/kg °C)
JANUARI	499513091.7	212959.92	2.132339318
FEBRUARI	640421148.5	212959.92	2.733852662
MARET	528133071.9	212959.92	2.254513312
APRIL	592921095.4	212959.92	2.531082739
MEI	624492012.1	212959.92	2.665853795
JUNI	661007667.4	212959.92	2.821733128

(Sumber : PLTU 3 Jawa Timur Tanjung Awar-Awar)

Maka temperatur gas buang ruang bakar yang diperoleh dari hasil perhitungan seperti pada tabel di bawah.

Tabel 4.15. Data Temperatur Gas Buang PLTU Tanjung Awar-Awar

BULAN	Qin (kJ/jam)	Wg (kg/jam)	Trb = Qin/ Wg x Cp ( °C )
JANUARI	499513091.7	212959.92	1100
FEBRUARI	640421148.5	212959.92	1100
MARET	528133071.9	212959.92	1100
APRIL	592921095.4	212959.92	1100
MEI	624492012.1	212959.92	1100
JUNI	661007667.4	212959.92	1100

(Sumber : PLTU 3 Jawa Timur Tanjung Awar-Awar)

#### 4.5. Menghitung Efisiensi *Boiler* Sebelum Menggunakan Pemanasan Udara (*Air Heater*)

##### 4.5.1. Kalor Untuk Mengubah Air Menjadi Uap (*Saturated*)

Energi yang diperlukan untuk pembentukan uap saturasi pada *boiler* yaitu :

$$Q_{\text{sat}} = W_s \times (H_{\text{sat}} - H_a) \quad \text{kJ/jam}$$

Dimana:

$Q_{\text{sat}}$  : Energi panas yang diperlukan untuk mengubah air menjadi uap (kJ/jam)

$W_s$  : Kapasitas aliran uap (kg/jam)

$H_{\text{sat}}$  : Entalpi uap saturasi (diperoleh dari interpolasi dengan nilai seperti pada tabel 4.13)

Perhitungan energi panas yang diperlukan untuk mengubah air menjadi uap ( $Q_{\text{sat}}$ ) pada bulan Januari :

$$Q_{\text{sat}} = 971500 \times (3316,83 - 3006.01) \text{ kJ/jam} \\ = 301961630 \text{ kJ/jam}$$

Dari perhitungan yang sama diperoleh nilai energi panas yang diperlukan untuk mengubah air menjadi uap seperti pada tabel di bawah :

Tabel 4.16. Hasil Perhitungan Energi Panas Yang Diperlukan Untuk Mengubah Air Menjadi Uap

BULAN	KAPASITAS UAP ( $W_s$ ) Kg/Jam	Temperatur Sat	ENTALPI KELUAR SUPERHEATER ( $H_{\text{sat}}$ ) Kj/Kg	Temperatur Air Pengisi	ENTALPI AIR PENGISI ( $H_a$ ) Kj/Kg	$Q_{\text{sat}} = W_s \times (H_{\text{sat}} - H_a)$ Kj/Jam
JANUARI	971500	T= 532° c	3316.83	T= 316°c	3006.01	301961630
FEBRUARI	971500	T= 538° c	3400.75	T= 330°c	3012.85	376844850
MARET	971500	T= 537° c	3200.94	T= 340°c	2954.5	239416460
APRIL	971500	T= 539° c	3246.87	T= 341°c	2957.06	281550415
MEI	971500	T= 538° c	3233.75	T= 341°c	2930.06	295034835
JUNI	971500	T= 536° c	3292.54	T= 324°c	2981.46	302214220

(Sumber : PLTU 3 Jawa Timur Tanjung Awar-Awar)

#### 4.5.2. Besar Panas Yang Diserap *High Temperature Superheater* (HTS)

Besar panas yang diserap *high temperature superheater* (HTS) adalah :

$$Q_{\text{HTS}} = W_s \times (H_{\text{out}} - H_{\text{in}}) \quad \text{kJ/jam}$$

Dimana :

$Q_{HTS}$  : panas yang diserap oleh *high temperature superheater* (kJ/jam)

$W_s$  : kapasitas aliran uap (kg/jam)

$H_{out}$ : Entalpi keluar HTS (diperoleh dari interpolasi dengan nilai seperti pada tabel 4.14)

Perhitungan Besar panas yang diserap *high temperature superheater* dengan data pada bulan Januari :

$$Q_{HTS} = 971500 \times (3387,67 - 3363,14) \quad \text{kJ/jam}$$

$$= 23830895 \text{ kJ/jam}$$

Dari perhitungan yang sama diperoleh nilai panas yang diserap *high temperature superheater* seperti pada tabel di bawah :

Tabel 4.17. Hasil Perhitungan Panas Yang Diserap Oleh *High Temperature Superheater* PLTU Tanjung Awar-Awar

BULAN	KAPASITAS UAP ( $W_s$ ) Kg/Jam	$H_{out}$ Kj/Kg	$H_{in}$ Kj/Kg	$Q_{HTS}= W_s \times (H_{out}-H_{in})$ (Kj/Kg)
JANUARI	971500	3387,67	3363,14	23830895
FEBRUARI	971500	3130,15	3099,5	29776475
MARET	971500	3401,18	3377,04	23452010
APRIL	971500	6001,98	5978,1	23199420
MEI	971500	3405,01	3376,08	28105495
JUNI	971500	3397,46	3365,39	31156005

(Sumber : PLTU 3 Jawa Timur Tanjung Awar-Awar)

Temperatur gas buang saat menyentuh pipa luar permukaan *high temperature superheater* berada sekitar 700°C – 800°C, maka:

$$T_{in} = \frac{Q_{hts}}{W_g + cp}$$

Dimana :

$T_{in}$  : Temperatur masuk HTS (°C)

$Q_{HTS}$  : Besar panas yang diserap oleh HTS (kJ/jam)

$W_g$  : Berat gas asap basah (kg/jam)

$C_p$  : Panas jenis gas buang (kJ/kg °C)

Sedangkan untuk mencari nilai  $C_p$  gas buang dapat ditentukan dengan rumusan :

$$C_p = \frac{Q_{hts}}{W_g + T_r}$$

Dimana :

$C_p$  : panas jenis gas buang ( kJ/kg °C)

$Q_{HTS}$  : besar panas yang diserap oleh HTS (kJ/jam)

$W_g$  : berat gas buang (kg/jam)

$T_r$  : temperatur rata-rata (°C)

$T_r = (700 + 800) \text{ °C} / 2$

$= 750 \text{ °C}$

Dari hasil perhitungan diperoleh hasil panas jenis gas buang dan temperatur masuk HTS seperti pada tabel di bawah :

Tabel 4.18. Data Temperatur Masuk *High Temperature Superheater*

DATA TEMPERATURE MASUK HIGH TEMPERATURE SUPERHEATER				
BULAN	QHTS (Kj/Kg)	Wg (kg/jam)	Cp= QHTS/WgxTr (Kj/Kg °C)	Tin=QHTS/WgxCp (o C)
JANUARI	23830895	212959.92	0.15	750
FEBRUARI	297784180	212959.92	1.86	750
MARET	26453945	212959.92	0.17	750
APRIL	21994760	212959.92	0.14	750
MEI	37043295	212959.92	0.23	750
JUNI	21168985	212959.92	0.13	750

(Sumber : PLTU 3 Jawa Timur Tanjung Awar-Awar)

#### 4.5.3. Besar Panas Yang Diserap *Low Temperature Superheater* (LTS)

Besar panas yang diserap *low temperature superheater* (LTS) adalah :

$$Q_{LTS} = W_s \times (H_{out} - H_{in}) \text{ kJ/jam}$$

Dimana:

$Q_{LTS}$  : panas yang diserap oleh *low temperature superheater* (kkal/jam)

$W_s$  : kapasitas aliran uap(kg/jam)

$H_{out}$  : entalpi keluar

$H_{in}$ : entalpi masuk LTS (diperoleh dari interpolasi dengan nilai seperti pada tabel 4.16)

Perhitungan besar panas yang diserap *low temperature superheater* (LTS) pada bulan Januari :

$$\begin{aligned} Q_{LTS} &= 971500 \times (3005,94 - 2981,46) \text{ kJ/jam} \\ &= 23782320 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Dari perhitungan yang sama diperoleh nilai panas yang diserap *low temperature superheater* seperti pada tabel di bawah.

Tabel 4.19. Data besar panas yang diserap *Low Temperature Superheater*

BULAN	KAPASITAS UAP ( $W_s$ ) Kg/Jam	$H_{out}$ Kj/Kg	$H_{in}$ Kj/Kg	$Q_{LTS} = W_s \times (H_{out} - H_{in})$ (Kj/Kg)
JANUARI	971500	3005,94	2981,46	23782320
FEBRUARI	971500	3006,76	2977,16	28756400
MARET	971500	2969,26	2945,17	23403435
APRIL	971500	2973,03	2950,05	22325070
MEI	971500	2972,15	2946,82	24608095
JUNI	971500	2995,56	2968,76	26036200

(Sumber : PLTU 3 Jawa Timur Tanjung Awar-Awar)

Temperatur gas buang saat menyentuh pipa luar permukaan low temperature superheater berada sekitar 500°C – 600°C, maka:

$$T_{in} = \frac{Q_{LTS}}{W_g \times C_p}$$

Dimana :

$T_{in}$  : temperatur masuk LTS (°C)

$Q_{LTS}$  : besar panas yang diserap oleh LTS (kJ/jam)

$W_g$  : berat gas asap basah (kg/jam)

$C_p$  : panas jenis gas buang (kJ/kg °C)

Sedangkan untuk mencari nilai  $C_p$  gas buang dapat ditentukan dengan rumusan :

$$c_p = \frac{Q_{LTS}}{W_g \times T_r}$$

Dimana :

$C_p$  : panas jenis gas buang (kJ/kg°C)

$Q_{LTS}$  : besar panas yang diserap oleh LTS (kJ/jam)

$W_g$  : berat gas buang (kg/jam)

$T_r$  : temperature rata-rata (°C)

$$\begin{aligned} T_r &= (500 + 600) \text{ °C} / 2 \\ &= 550 \text{ °C} \end{aligned}$$

Maka temperatur gas buang masuk LTS dapat dilihat pada tabel di bawah :

Tabel 4.20. Data Temperatur Masuk *Low Temperature Superheater*

BULAN	QLTS (Kj/Kg)	Wg (kg/jam)	Cp= QLTS/WgxTr (Kj/Kg C)	Tin=QLTS/WgxCp (o C)
JANUARI	23782320	212959,92	0,20	550
FEBRUARI	28756400	212959,92	0,25	550
MARET	23403435	212959,92	0,20	550
APRIL	22325070	212959,92	0,19	550
MEI	24608095	212959,92	0,21	550
JUNI	26036200	212959,92	0,22	550

(Sumber : PLTU 3 Jawa Timur Tanjung Awar-Awar)

#### 4.5.4. Besar Panas Yang Diserap *Economizer*

Besar panas yang diserap *economizer* adalah :

$$Q_{eco} = W_s \times C_{p_{air}} (T_{out} - T_{in}) \text{ kJ/jam}$$

Dimana :

$Q_{eco}$  : panas yang diserap oleh *economizer* (kJ/jam)

$W_s$  : kapasitas aliran uap (kg/jam)

$C_{p_{air}}$  : panas jenis air

$T_{out}$  : Temperatur keluar *economizer*,  $T = 302,8 \text{ } ^\circ\text{C}$

$T_{in}$  : Temperatur masuk *economizer*,  $T = 295 \text{ } ^\circ\text{C}$

Perhitungan nilai panas yang diserap *economizer* pada bulan Januari :

$$\begin{aligned} Q_{eco} &= 971500 \text{ kg/jam} \times 2,626 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{C} \cdot (302,8 - 295) \text{ } ^\circ\text{C} \\ &= 19899040,2 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Dari perhitungan yang sama diperoleh nilai panas yang diserap *economizer* seperti pada tabel di bawah :



Tabel 4.21. Hasil Perhitungan Panas Yang Diserap  
*Economizer*

BULAN	KAPASITAS UAP (Ws) Kg/Jam	C <sub>pair</sub> (Kj/Kg C)	T <sub>out</sub> (o C)	T <sub>in</sub> (o C)	Q <sub>eco</sub> = WsxC <sub>Pair</sub> (T <sub>out</sub> -T <sub>in</sub> ) (Kj/jam)
JANUARI	971500	2,626	302,8	295	19899040,2
FEBRUARI	971500	2,626	304,05	298	15434511,95
MARET	971500	2,626	300,4	257	110720300,6
APRIL	971500	2,626	301,4	257	113271459,6
MEI	971500	2,626	301,63	258	111307067,2
JUNI	971500	2,626	328	275	135211427

(Sumber : PLTU 3 Jawa Timur Tanjung Awar-Awar)

Temperatur gas buang saat menyentuh pipa luar permukaan *economizer* berada sekitar 450°C–500°C, maka:

$$T_{in} = \frac{Q_{its}}{W_g \times c_p}$$

Dimana :

T<sub>in</sub> : temperatur masuk LTS °C

Q<sub>eco</sub> : besar panas yang diserap oleh *economizer* kJ/jam

W<sub>g</sub> : berat gas asap basah kg/jam

C<sub>p</sub> : panas jenis gas buang (kJ/kg°C)

Sedangkan untuk mencari nilai C<sub>p</sub> gas buang dapat ditentukan dengan :

$$c_p = \frac{Q_{eco}}{W_g \times T_r}$$

Dimana :

C<sub>p</sub> : Panas jenis gas buang (kJ/kg°C)

Q<sub>eco</sub> : Besar panas yang diserap oleh *economizer* (kJ/jam)

W<sub>g</sub> : Berat gas buang (kg/jam)

T<sub>r</sub> : temperatur rata-rata (°C)

Perhitungan panas jenis gas buang dengan data pada bulan Januari :

$$Cp = \frac{19899040,2 \text{ kJ/jam}}{212959,92 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 475^{\circ}\text{C}}$$

$$= 0.249174151 \text{ kJ/kg}^{\circ}\text{C}$$

Maka temperatur gas buang masuk *economizer* adalah :

$$T_{in} = \frac{19899040,2 \text{ kJ/jam}}{212959,92 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 0.249174151 \text{ kJ/kg}^{\circ}\text{C}}$$

$$= 375^{\circ}\text{C}$$

Dengan cara yang sama di peroleh hasil perhitungan panas jenis gas buang dan temperatur masuk *economizer* seperti pada tabel di bawah.

Tabel 4.22. Hasil Perhitungan Temperatur dan Panas Jenis Gas Buang Masuk *Economizer*

BULAN	Qeco= WsxCPair(Tout-Tin) (Kj/jam)	Wg (kg/jam)	Cp= Qeco/WgxTr (Kj/Kg C)	Tin=Qeco/WgxCp (o C)
JANUARI	19899040,2	212959,92	0,249174151	375
FEBRUARI	15434511,95	212959,92	0,193269694	375
MARET	110720300,6	212959,92	1,386430531	375
APRIL	113271459,6	212959,92	1,418375935	375
MEI	111307067,2	212959,92	1,393777974	375
JUNI	135211427	212959,92	1,693106409	375

(Sumber : PLTU 3 Jawa Timur Tanjung Awar-Awar)

#### 4.5.5. Perhitungan Efisiensi Awal

Panas total keseluruhan yang digunakan ( $Q_{tot}$ ) adalah :

$$Q_{tot} = Q_{sat} + Q_{HTS} + Q_{LTS} + Q_{eco} \text{ kJ/jam}$$

Perhitungan Panas total keseluruhan yang digunakan awal menggunakan data pada bulan Januari :

$$Q_{tot} = (301961630 + 23830895 + 23782320 + 19899040,2) \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{tot} = 369473885,2 \text{ kJ/jam}$$

Dari hasil perhitungan yang sama di peroleh panas total keseluruhan yang digunakan seperti pada tabel di bawah :

Tabel 4.23. Perhitungan Panas Total Keseluruhan Yang Digunakan

BULAN	Q <sub>sat</sub>	QH <sub>TS</sub>	QL <sub>TS</sub>	Q <sub>eco</sub>	Q <sub>total</sub>
JANUARI	301961630	23830895	23782320	19899040,2	369473885,2
FEBRUARI	376844850	29776475	28756400	15434511,95	450812237
MARET	239416460	23452010	23403435	110720300,6	396992205,6
APRIL	281550415	23199420	22325070	113271459,6	440346364,6
MEI	295034835	28105495	24608095	111307067,2	459055492,2
JUNI	302214220	31156005	26036200	135211427	494617852

(Sumber : PLTU 3 Jawa Timur Tanjung Awar-Awar)

Sehingga efiensi dari boiler adalah :

$$\eta_k = \frac{Q_{tot}}{Q_{in}} \times 100 \%$$

Perhitungan efisiensi awal Boiler dengan menggunakan data pada bulan Januari :

$$\begin{aligned} \eta_k &= \frac{(369473885,2) \text{ kJ/jam}}{499513091,7 \text{ kJ/jam}} \times 100 \% \\ &= 73,966 \% \end{aligned}$$

Dari perhitungan yang sama diperoleh hasil perhitungan efisiensi awal seperti pada tabel di bawah.

Tabel 4.24. Hasil Perhitungan Efisiensi Awal

BULAN	Q <sub>in</sub>	η <sub>k</sub> = (Q <sub>total</sub> /Q <sub>in</sub> ) x 100%
JANUARI	499513091,7	73,96680714
FEBRUARI	640421148,5	70,39309024
MARET	528133071,9	75,16897288
APRIL	592921095,4	74,26727907
MEI	624492012,1	73,50862514
JUNI	661007667,4	74,82785396

(Sumber : PLTU 3 Jawa Timur Tanjung Awar-Awar)

## 4.6. Menghitung Efisiensi Boiler Sesudah Menggunakan *Air Heater*

### 4.6.1. Besar Panas yang diserap *Air Heater*

Besar panas yang diserap *air heater* adalah :

$$Q_{AH} = (W_a)_{akt} \times C_{p_{udara}} (T_{out} - T_{in}) \text{ kJ/jam}$$

Dimana :

$Q_{AH}$  : panas yang diserap oleh *air heater* (kJ/jam)

$(W_a)_{akt}$  : berat udara sebenarnya (kg/jam)

$T_{in}$  : temperatur udara masuk *air heater*  $T = 85^\circ\text{C}$

$T_{out}$  : temperatur udara keluar *air heater*  $T = 172^\circ\text{C}$

$C_{p_{air}}$  : panas jenis udara

Perhitungan untuk panas jenis udara pada data bulan Januari :  
Interpolasi dari tabel pada  $T_f = 445 \text{ K}$

$T \text{ }^\circ\text{C}$	$C_p \text{ (kJ/kgK)}$
400	1,014
445	$c_p$
450	1,021

$$\frac{400 - 445}{400 - 450} = \frac{1,014 - c_p}{1,014 - 1,021}$$
$$C_p = 1,019 \text{ kJ/kg K}$$

Perhitungan panas yang di serap *Air Heater* pada bulan Januari :

$$Q_{AH} = 428647,75 \text{ kg/jam} \times 1.019 \text{ kJ/Kg}^\circ\text{C} \cdot (172 - 85) \text{ }^\circ\text{C}$$
$$= 38000908,98 \text{ kJ/jam}$$

Dari cara perhitungan yang sama di peroleh hasil perhitungan panas yang di serap oleh *Air Heater* seperti pada tabel di bawah :

Tabel 4.25. Hasil Perhitungan Panas Yang Diserap Oleh  
*Air Heater*

BULAN	Berat Udara Aktual ( $W_a$ ) Kg/Jam	$C_{pair}$ (Kj/Kg C)	$T_{out}$ (o C)	$T_{in}$ (o C)	$Q_{AH} = W_a C_{Pair}(T_{out} - T_{in})$ (Kj/jam)
JANUARI	428647,75	1,019	172	85	38000908,98
FEBRUARI	428647,75	1,032	184	82	45121176,76
MARET	428647,75	1,016	175	81	40937574,72
APRIL	428647,75	1,021	176	83	40701389,81
MEI	428647,75	1,029	181	85	42343539,34
JUNI	428647,75	1,025	177	84	40860846,77

(Sumber : PLTU 3 Jawa Timur Tanjung Awar-Awar)

Temperatur gas buang saat menyentuh pipa luar permukaan *air heater* berada sekitar 250°C - 400°C, maka :

$$T_{in} = \frac{Q_{ah}}{W_g + c_p}$$

Dimana :

$T_{in}$  : temperatur masuk *air heater* °C

$Q_{AH}$  : besar panas yang diserap oleh *boiler* kJ/jam

$W_g$  : berat gas asap basah kg/jam

$C_p$  : panas jenis gas buang kJ/kg °C

Sedangkan untuk mencari nilai  $C_p$  gas buang dapat ditentukan dengan :

$$c_p = \frac{Q_{ah}}{W_g + T_r}$$

Dimana :

$C_p$ : panas jenis gas buang kJ/kg°C

$Q_{AH}$  : besar panas yang diserap oleh *boiler* kJ/jam

$W_g$  : berat gas buang kg/jam

$T_r$  : temperatur rata-rata °C

$$T_r = (350 + 400) \text{ °C} / 2 \\ = 375 \text{ °C}$$

Perhitungan menggunakan data bulan Januari :

$$C_p = \frac{38000908,98 \text{ kJ/jam}}{212959,92 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \cdot 375^\circ \text{C}}$$

$$= 0,475844268 \text{ kJ/ kg } ^\circ \text{C}$$

Maka temperatur gas buang masuk *air heater* adalah :

$$T_{in} = \frac{38000908,98 \text{ kJ/jam}}{212959,92 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \cdot 0,475844268 \frac{\text{kJ}^\circ}{\text{kg}} \text{C}}$$

$$= 375^\circ \text{C}$$

Dengan cara yang sama diperoleh hasil perhitungan seperti pada tabel di bawah.

Tabel 4.26. Hasil Perhitungan Panas Jenis dan Temperatur Gas Buang

BULAN	Wg (kg/jam)	Cp= QAH/WgxTr (Kj/Kg C)	Tin=Qeco/WgxCp (o C)
JANUARI	212959,92	0,475844268	375
FEBRUARI	212959,92	0,565003678	375
MARET	212959,92	0,512616956	375
APRIL	212959,92	0,509659468	375
MEI	212959,92	0,53022233	375
JUNI	212959,92	0,511656175	375

(Sumber : PLTU 3 Jawa Timur Tanjung Awar-Awar)

#### 4.6.2. Efisiensi Boiler Setelah Penambahan *Air Heater*

Panas keseluruhan yang digunakan adalah :

$$Q_{tot} = Q_{sat} + Q_{HTS} + Q_{LTS} + Q_{eco} + Q_{AH} \text{ kJ/jam}$$

Perhitungan panas total dengan data pada bulan Januari :

$$Q_{tot} = (301961630 + 23830895 + 23782320 + 19899040,2 + 38000908,98) \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{tot} = 407474794,2 \text{ kJ/jam}$$

Dari cara yang sama diperoleh hasil perhitungan panas total keseluruhan yang digunakan seperti pada tabel di bawah.

Tabel 4.27. Hasil Perhitungan Panas Total Keseluruhan Yang Digunakan

BULAN	QAH	Qtotal	Qin
JANUARI	38000908,98	407474794,2	499513091,7
FEBRUARI	45121176,76	495933413,7	590421148,5
MARET	40937574,72	437929780,3	528133071,9
APRIL	40701389,81	481047754,4	592921095,4
MEI	42343539,34	501399031,5	624492012,1
JUNI	40860846,77	535478698,8	661007667,4

(Sumber : PLTU 3 Jawa Timur Tanjung Awar-Awar)

Sehingga efisiensi dari *boiler* adalah :

$$\eta_k = \frac{Q_{tot}}{Q_{in}} \times 100 \%$$

Perhitungan efisiensi *boiler* dengan menggunakan data pada bulan Januari :

$$\begin{aligned} \eta_k &= \frac{407474794,2 \text{ kJ/jam}}{499513091,7 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}} \times 100 \% \\ &= 81,574 \% \end{aligned}$$

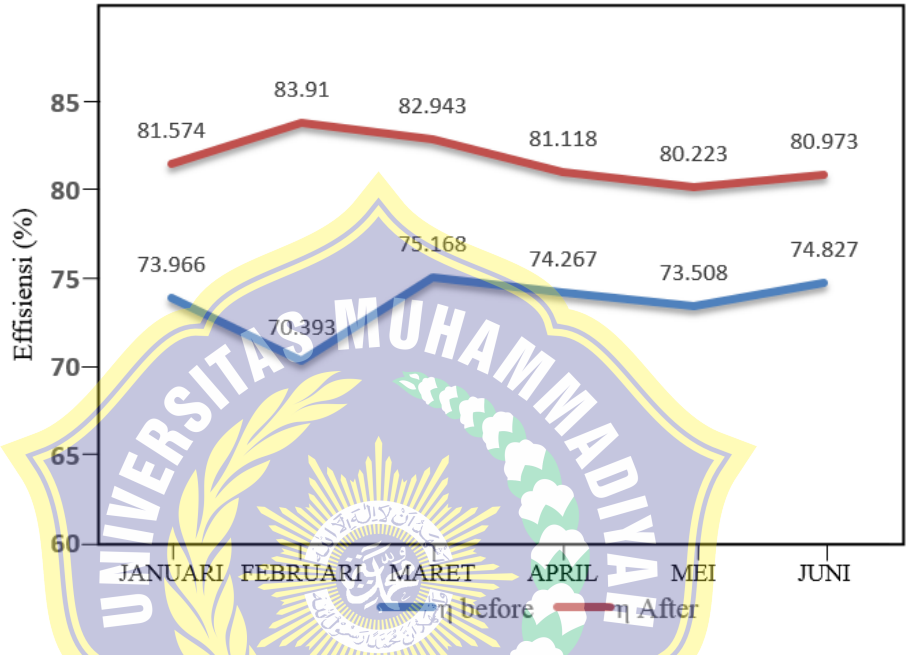
Dengan cara yang sama diperoleh hasil perhitungan efisiensi setelah penambahan *boiler* seperti pada tabel di bawah.

Tabel 4.28. Hasil Perhitungan Efisiensi dengan *Air Heater*

BULAN	Qin	$\eta_k = (Q_{total}/Q_{in}) \times 100\%$
JANUARI	499513091,7	81,57439734
FEBRUARI	590421148,5	83,99655313
MARET	528133071,9	82,92034785
APRIL	592921095,4	81,13183325
MEI	624492012,1	80,28910247
JUNI	661007667,4	81,00945347

(Sumber : PLTU 3 Jawa Timur Tanjung Awar-Awar)

#### 4.7. Perbandingan Hasil Perhitungan Kalor dan Efisiensi Secara Grafik



Gambar 4.1. Grafik Perbandingan Kalor Sebelum dan Sesudah Penambahan *Air Heater*

Dari grafik terlihat bahwa besarnya kalor yang terjadi selama 6 bulan nilainya cukup fluktuatif, hal ini disebabkan oleh nilai enthalpi hasil pembakaran yang tidak konsisten. pada komponen *boiler* sebelum dan sesudah penambahan *air heater* terjadi perbedaan kenaikan kalor yang cukup signifikan.

Dari perhitungan di atas diperoleh nilai rata-rata  $Q_{sat} = 299503735$  kJ/jam,  $Q_{HTS} = 26586716,67$  kJ/jam,  $Q_{LTS} = 24818586,67$  kJ/jam,  $Q_{eco} = 84307301,09$  kJ/jam dan  $Q_{tot} = 435216339,4$  kJ/jam dengan penambahan *air heater* maka terjadi penambahan kalor sebesar  $Q_{AH} = 41327572,73$  kJ/jam sehingga besarnya kalor total menjadi  $Q_{tot} = 476543912,2$



kJ/jam. Nilai terendah kalor yang diserap oleh *economizer* terjadi pada bulan Januari dan Februari dimana karena terjadi masalah teknis sehingga temperatur udara yang masuk sudah cukup tinggi, kalor yang diserap *economizer* kurang maksimal. Selain dari itu Temperatur udara pembakaran juga merupakan faktor yang mempengaruhi efisiensi *boiler*, temperatur udara pembakaran dapat dinaikkan dengan memanfaatkan temperatur gas buang yang tinggi melalui *air heater*.

Dari grafik di atas juga dapat disimpulkan bahwa efisiensi rata-rata *boiler* sebelum menggunakan *air heater* adalah sebesar 73,68 % sedangkan efisiensi rata-rata *boiler* sesudah menggunakan *air heater* adalah sebesar 81,82 %. Dengan demikian penggunaan *air heater* dapat meningkatkan efisiensi *boiler* sebesar 8,14 %.

