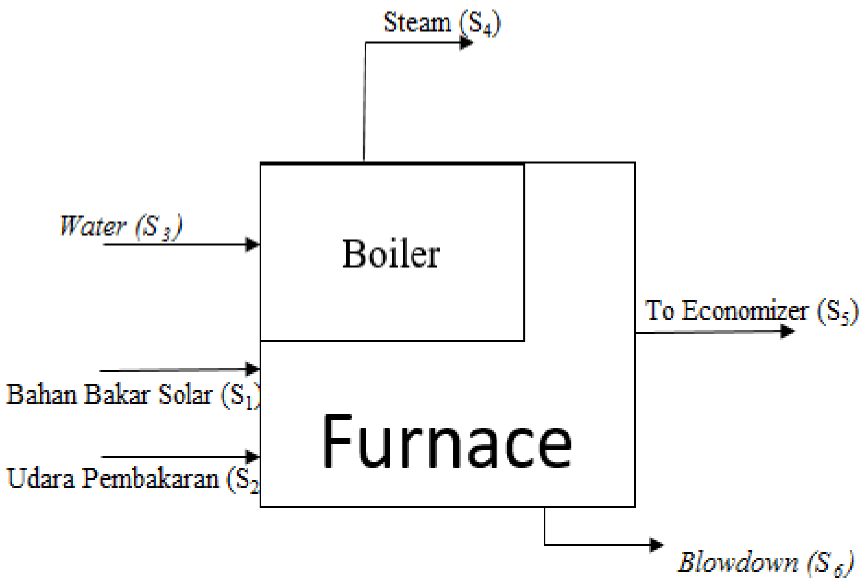
LAMPIRAN I

DATA PENELITIAN



Tabel 7. Laju alir Steam

Tekanan	Area Operasi	Flow Steam (kg/jam)
10	Drum	20
15	Drum	20
V_{S4} =	$\frac{\sum \text{Flow Steam}}{\text{In}}$	20,00

Tabel 8. Laju alir Blowdown

Tekanan	Area Operasi	Flow Blowdown (kg/jam)
10	Drum	10
15	Drum	10
V_{S4} =	$\frac{\sum \text{Flow Blowdown}}{\text{In}}$	10,00

Tabel 9. Data proses Steam Power Plant

Parameter	Tekanan (bar)	
	10	15
Tempratur Bahan Bakar (°C)	30	30
Tempratur Udara (°C)	30	30
Tempratur Wall Furnace (°C)	180	190
Tempratur Flue Gas (°C)	115	140
Tempratur Blowdown (°C)	100	100
Tempratur Fresh Water (°C)	28	28
Temperatur BFW (°C)	100	100
Massa Bahan Bakar (kg)	1,748	2
AFR	16:01	

LAMPIRAN II
PERHITUNGAN

A. Pada Tekanan 10 Bar

Pada Water Tube Boiler terjadi proses produksi uap yang kemudian akan dimanfaatkan sebagai penggerak Turbin untuk menghasilkan listrik 1000 watt.

Neraca Massa *Water Tube Boiler* 10 Bar

Basis 1 jam operasi

Flow solar	2 L
Massa solar	1,748 kg
HHV	10500 kcal/kg
spgr	0,874 kg/L

Spesifikasi Burner

Diameter	6,4 cm
Jari - jari	3,2 cm

Luas penampang burner = 2 x 3,14 x r^2

= 64,307 cm^2

= 0,00643072 m^2

Kecepatan aliran = 0,761 m/s

Laju alir massa = 17,62 m^3

Massa Udara dari air kompresor = 27,97 kg

$$\text{Mol udara suplai} = \frac{27{,}97\ \text{kg}}{28{,}84\ \text{kg/kmol}} = 0{,}9698\ \text{kmol}$$

Dry flue gas (Orsat analisis) :

Komponen	%vol
CO_2	8,48%
CO	2,13%
O_2	7,15%
N_2	82,24%
Total	100,00%

AFR Pembakaran pada Liquid Burner

$$AFR = \frac{\text{kg udara}}{\text{kg bahan bakar}}$$
$$= \frac{27{,}97 \text{ kg}}{1{,}748 \text{ kg}}$$
$$= 16 \quad : \quad 1$$

$$\text{Mol } N_2 \text{ dari udara suplai} = \frac{79}{100} \times \text{Mol udara total}$$
$$= \frac{79}{100} \times 0{,}9698 \text{ kmol}$$
$$= 0{,}7661 \text{ kmol}$$
$$= 21{,}45 \text{ kg}$$

$$\text{Mol } O_2 \text{ dari udara suplai} = \frac{21}{100} \times \text{Mol udara total}$$
$$= \frac{21}{100} \times 0{,}9698 \text{ kmol}$$
$$= 0{,}2037 \text{ kmol}$$
$$= 6{,}52 \text{ kg}$$

%N_2 pada flue gas sama dengan % N_2 dari udara = 82,24%

Mol N_2 pada flue gas sama dengan N_2 dari udara = 0,7661 kmol

$$\text{Mol total dry flue gas} = \frac{100\%}{82{,}24\%} \times \text{Mol } N_2 \text{ Suplai dari Udara}$$
$$= \frac{100\%}{82{,}24\%} \times 0{,}7661 \text{ kmol}$$
$$= 0{,}9316 \text{ kmol}$$

Komposisi dry flue gas (Orsat)

Komponen	% Vol	Mol (Kmol)	BM	Massa (Kg)
CO_2	8,48%	0,0790	44	3,4758
CO	2,13%	0,0198	28	0,5556
O_2	7,15%	0,0666	32	2,1314
N_2	82,24%	0,7661	28	21,4512
Total	100,00%	0,9316		27,6140

Menghitung H_2O pada udara

T dry = 30^oC

RH = 65%

Dari grafik humidity chart didapatkan nilai H = 0,024

H_2O udara = H x Udara Suplai
= 0,024 x 0,970 kmol
= 0,0233 kmol
= 0,4189 kg

Menghitung H_2O hasil reaksi

Mol O_2 yang bereaksi pada proses pembakaran

= Mol O_2 dari udara - (Mol O_2 dalam CO_2 + Mol O_2 dalam CO)
= 0,2037 kmol - 0,0790 kmol + 0,0099 kmol
= 0,1147 kmol

Mol H_2O hasil reaksi pembakaran = 0,1147 kmol atau 2,0652 kg

H_2O total dalam flue gas

= H_2O dari udara + H2O hasil reaksi pembakaran
= 0,0233 kmol + 0,1147 kmol
= 0,1380 kmol
= 2,5209 kg

Komposisi wet flue gas

Komponen	Massa (Kg)	BM	Mol (Kmol)
CO_2	3,4758	44	0,0790
CO	0,5556	28	0,0198
O_2	2,1314	32	0,0666
N_2	21,4512	28	0,7661
H_2O	2,5209	18	0,1401
Total	30,1349		1,0716

Komposisi udara suplai dengan humiditas

Komponen	Massa (Kg)	BM	Mol (Kmol)
O_2	6,5168	32	0,2037
N_2	21,4512	28	0,7661
H_2O	0,4189	18	0,0233
Total	28,3869		0,9930

Sehingga didapatkan Neraca Massa

INPUT		OUTPUT	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
O_2	6,5168	O_2	2,1314
N_2	21,4512	N_2	21,4512
H_2O	0,4189	H_2O	2,5209
Solar	1,748	CO_2	3,4758
-	-	CO	0,5556
Total	30,1349		30,1349

Neraca Energi *Water Tube Boiler*

INPUT

Basis 1 jam

Pada Tekanan 10 Bar

1. **Menghitung Entalpi Solar**

Massa Solar (m_{bb}) = 1,75 kg

$T_{referensi}$ = 25 ^oC = 298 K

T_{solar} = 30 ^oC = 363 K

^oAPI = 40 ^oF

(Sumber : Willcox, Diesel Technology hal 304)

Pada Fig.66, Hougen hal 266 pada ^oAPI 40 ^oF didapat cp = 0,502 kcal/Kg.C

Q_{solar} = m_{solar} x cp solar x (Tbb - Tref)
= 1,75 kg x 0,502 kcal/Kg.C x (30 - 25) C
= 4,3875 kcal

2. ***Heating Value* Solar** = m_{solar} x HHVsolar
= 1,75 kg x 10500 kcal/kg
= 18354 kcal

3. **Menghitung Entalpi *Boiler Feed Water***

$m_{Fresh\ Water}$ = 30 kg

$T_{referensi}$ = 25 ^oC

$T_{fresh\ water}$ = 28 ^oC

Dari Tabel *Properties of Saturated Water (Liquid-Vapor)*, maka nilai entalpi dari *saturated steam* saat T = 28 ^oC adalah 117,43 Kj/kg

h_f = 117,4 Kj/kg

(Sumber : Moran, *Fundamentals of Engineering Thermodynamics* (2006))

h_f = 117 Kj/kg x 0,24 Kcal/kj
= 28,2 kcal/kg

Maka, h_f

Q = m x h_f
= 30 kg x 28,1832 kcal/kg
= 845,5 kcal

4. Menghitung entalpi Udara

n udara = 0,9698 kmol

$T_{referensi}$ = 25 ^oC = 298 K

T_{udara} = 30 = 303 K

Dari Tabel 17, Hougen hal. 255 diperoleh :

a = 6,386
b = 0,001762
c = -2,656E-07

Cp = $a + bT + cT^2$ (Eq.21, Hougen hal 253)

$$= a + \frac{b}{2}(T_2 + T_1) + \frac{c}{3}(T_2^2 + T_2 T_1 + T_1^2)$$

(Eq.25, Hougen hal 258)

Maka,

$$\text{Cp udara} = 6,386 + \frac{0,001762}{2}\ 601\ K + \frac{-2,656E-07}{3}\ 270907\ K$$

= 6,8914967 Kcal/Kmol.K

Q = n x cp x ΔT
= 0,9698 kmol x 6,8914967 Kcal/Kmol.K x 5 K
= 33,4156 kcal

5. Entalpi H_2O dari udara

Panas laten H_2O dari udara

h_f Pada temperatur 30 ^oC

h_f = 125,79 Kj/kg
(Sumber : Moran, *Fundamentals of Engineering Thermodynamics* (2006))
= 125,79 Kj/kg
= 125,79l kJ/kg x 0,24 Kcal/kj
= 30,1896 Kcal/kg

Entalpi uap air dari udara kcal/kg

= massa H_2O dari udara x h_f

= 0,418938 kg x 30,1896 Kcal/kg

= 12,65 kcal

OUTPUT

1. Menghitung Entalpi *Flue Gas*

Tabel Komposisi Mol Flue Gas

Komponen	**n (kmol)**
CO_2	0,0790
CO	0,0198
O_2	0,0666
N_2	0,7661
H_2O	0,1401
Total	1,0716

Tabel Konstanta Kapasitas Panas

Komponen	**A**	**B x10^{-3}**	**C x 10^{-6}**
CO_2	6,339	10,14	-3,4150
CO	6,35	1,811	-0,2675
O_2	6,117	3,167	-1,0050
N_2	6,457	1,389	-0,0690
H_2O	7,136	2,640	0,0459

(Sumber : Hougen, hal 255)

Kapasitas panas (Cp) tersebut dihitung dengan persamaan berikut :

$$Cp = a + \frac{b}{2}(T_2 + T_1) + \frac{c}{3}(T_2^2+T_2.T_1+T_1^2)$$

(Eq.25, Hougen hal 258)

$T_{referensi}$ = 25 °C = 298 K

$T_{flue\ gas}$ = 115 °C = 388 K

ΔT = $T_2 - T_1$ = 90 K

Maka,

$$Cp\ CO_2 = 6{,}339 + \frac{0{,}01014}{2}\ 686\ K + \frac{-3{,}415E\text{-}06}{3}\ 354972\ K$$
$$= 9{,}41294354\ Kcal/Kmol.K$$

$$Cp\ CO = 6{,}35 + \frac{0{,}001811}{2}\ 686\ K + \frac{-2{,}675E\text{-}07}{3}\ 354972\ K$$
$$= 6{,}93952133\ Kcal/Kmol.K$$

$$Cp\ O_2 = 6{,}117 + \frac{0{,}003167}{2}\ 686\ K + \frac{-1{,}005E\text{-}06}{3}\ 354972\ K$$
$$= 7{,}08436538\ Kcal/Kmol.K$$

$$Cp\ N_2 = 6{,}457 + \frac{0{,}001389}{2}\ 686\ K + \frac{-6{,}9E\text{-}08}{3}\ 354972\ K$$
$$= 6{,}925262644\ Kcal/Kmol.K$$

$$Cp\ H_2O = 7{,}136 + \frac{0{,}00264}{2}\ 686\ K + \frac{4{,}59E\text{-}08}{3}\ 354972\ K$$
$$= 8{,}046951072\ Kcal/Kmol.K$$

Tabel Konstanta Kapasitas Panas

Komponen	**A**	**B x10^{-3}**	**C x 10^{-6}**	**Cp (Kcal/kmol.K)**
CO_2	6,339	10,14	-3,4150	9,4129
CO	6,350	1,811	-0,2675	6,9395
O_2	6,117	3,167	-1,0050	7,0844
N_2	6,457	1,389	-0,0690	6,9253
H_2O	7,136	2,640	0,0459	8,0470

Sehingga,

$Q\ CO_2$ = n CO_2 x Cp CO_2 x ΔT

= 0,0790 kmol x 9,41294 Kcal/Kmol.K x 90 K

= 66,9228 kcal

Tabel Panas Sensibel *Flue Gas*

Komponen	**n (kmol)**	**Cp (Kcal/kmol.K)**	**ΔT K**	**Q Kcal**
CO_2	0,0790	9,4129	90	66,9228
CO	0,0198	6,9395	90	12,3926
O_2	0,0666	7,0844	90	42,4678
N_2	0,7661	6,9253	90	477,4985
H_2O	0,1401	8,0470	90	101,4293
Total	1,0716			700,7109

2. Menghitung panas penguapan H_2O flue gas

Panas laten H_2O dalam flue gas

hfg = pada temperatur 115 ^oC = 2685,3 kj/kg

hfg = 2685 Kj/kg

(Sumber : Moran, *Fundamentals of Engineering Thermodynamics* (2006))

= 2685 Kj/kg x 0,24 kkal/kj

= 644,472 Kcal/kg

Entalpi uap air dalam flue gas = massa H_2O dalam flue gas x hfg

= 2,520936 kg x 644,472 Kcal/kg

= 1624,67 Kcal

3. Heating Value CO Tak Terbakar

$\Delta H^o c$ CO = 67,41 Kcal/mol (Sumber : Tabel 30, Hougen hal 262)

n CO = 0,0198 Kmol

= 19,8422 mol

Maka,

HV CO tak terbakar = 67,41 Kcal/mol x 19,8422 mol

= 1337,5625 Kcal

Jadi Heat Loss pada Flue Gas

= Entalpi flue gas + Panas latent H_2O pada flue gas + HV CO unburner

= 700,7109 Kcal + 1624,67 Kcal + 1337,5625 Kcal

= 3662,9461 Kcal

4. Entalpi dari Superheated Steam

m_{steam} = 20 Kg

P steam = 20 Bar

T steam = 200 ^oC

h_g = 2827,9 kj/kg

(Sumber : Moran, *Fundamentals of Engineering Thermodynamics* (2006))

h_g = 2827,9 kJ/kg x 0,24 kcal/kj
= 678,696 Kcal/kg

Maka,

Q_{Steam} = m_{steam} x hg
= 20 kg x 678,696 Kcal/kg
= 13573,92 Kcal

5. Entalpi BFW (air keluar ekonomizer)

m_{BFW} = 30 kg

T_{BFW} = 100 °C

Maka

hf = 419,04 kj/kg

Q_{BFW} = m_{BFW} x hf
= 30 kg x 419,04 kj/kg
= 12571,2 kj
= 12571,2 kj x 0,24 kcal/kj
= 3017,09 kcal

6. Entalpi Blowdown

m blowdown = 10 kg

T blowdown = 100 °C

Maka hf = 419,04 kj/kg

Q blowdown = m blowdown x hf
= 10 Kg x 419,04 kj/kg
= 4190,4 kj
= 4190,4 kj x 0,24 kcal/kj
= 1005,7 kcal

7. Menghitung Heat Loss Radiasi Permukaan Furnace

$$Q = \varepsilon \cdot \Sigma \cdot A_{boiler}((Ts^4) - (Tref^4))$$ (Sumber, *Holman*. Hal 351)

Keterangan

Q = panas radiasi

ε = emisivitas steel oxidized = 0,78

σ = nilai tetapan Stefan-Boltzmen = 5.67 $\times 10^{-8}$ W/m^2K

A = luas furnace = 2,8 m^2

Ts = temperatur dinding furnace = 180 °C = 453 K

Tref = temperatur lingkungan = 25 °C = 298 K

$Q = \varepsilon \cdot \Sigma \cdot A_{boiler} ((Ts^4) - (Tref^4))$

$= 0,78 \times 5.67 \times 10^{-8} \times 2,8 \times (453)^4 - (298)^4$ K

= 4238,1260 W

= 15257,2535 Kj/jam x 0,24 kcal/kj

= 3661,74084 Kcal/jam

8. Menghitung Heat Loss Konveksi dari permukaan Furnace

$T_{dinding\ luar}$	=	180	^oC	=	453	K
Tref	=	25	^oC	=	298	K
ΔT	=	155	^oC	=	428	K
Panjang	=	100	cm	=	1	m
Lebar	=	58	cm	=	0,58	m
Tinggi	=	70	cm	=	0,7	m

A luas = 2 (p. L + p.t + L.t)

= 2 x (0,58 + 0,7 + 0,406)

= 3,372 m^2

$$h = 1,42 \left(\frac{\Delta T}{L} \right)^{1/4.}$$ (Sumber: J.P. Holman Hal.315)

$$= 1,42 \left(\frac{155}{1} \right)^{1/4.}$$

= 5,0104 $W/m^{2o}C$

Q = h x A x ΔT (Sumber: J.P. Holman Hal.315)

= 5,0104 $W/m^{2o}C$ x 3,372 m^2 x 155 ^oC

= 2618,7 J/s/1000(3600)

= 9427,4 Kj/jam

= 9427,4 Kj/jam x 0,24 kcal/kj

= 2262,6 kkal/jam

Tabel Neraca Energi Seputar Boiler Furnace

Komponen	**Input (Kcal)**	**(%)**	**Output (Kcal)**	**(%)**
Entalpi Solar	4,39	0,02	-	-
Heating Value Solar	18354	95,51	-	-
Entalpi *Fresh Water*	845,5	4,40	-	-
Entalpi udara kering	0,97	0,01	-	-
Entalpi H_2O dari udara	12,65	0,07	-	-
Heat loss flue gas	-	-	3662,95	12,84
Entalpi CO tak terbakar	-	-	1337,56	4,69
Entalpi *superheated steam*	-	-	13573,92	47,59
Entalpi BFW	-	-	3017,09	10,58
Heat Loss Blowdown	-	-	1005,70	3,53
Heat Loss Radiasi	-	-	3661,74	12,84
Heat Loss Konveksi	-	-	2262,58	7,93
Heat Loss Akumulassi Dalam Sistem	-	-	9304,03	32,62
Total	**28521,54**	**100,0**	**28521,54**	**100,00**

$$\text{Efisiensi Boiler Furnace} = \frac{\text{Entalpi Steam}}{\text{Energi Input}} \times 100\ \%$$

$$= \frac{13573{,}92 \text{ kcal}}{28521{,}54 \text{ kcal}} \times 100\ \%$$

$$= 47{,}59\ \%$$

$$\text{SFC} = \frac{\text{Massa Bahan Bakar}}{\text{Massa Steam}}$$

$$= \frac{1{,}75 \text{ kg}}{20 \text{ Kg}}$$

$$= 0{,}0874$$

9. Menghitung Peluang Penghematan

Menghitung Perubahan Entalpi pada Economizer

massa *steam* = 20 kg

T saturated s*team* = 200 ºC

h *saturated steam* = 2778 kJ/kg

T *superheated steam* = 200 ºC

h *superheated steam* = 2827,9 kJ/kg

Q saturated	=	m x hg
	=	20 kg x 2778 kJ/kg
	=	55560 kJ/kg x 0,24 kcal/kJ
	=	13334,40 kcal/kg
ΔH superheater	=	13573,92 kcal/kg - 13334,40 kcal/kg
	=	239,52 kcal/kg

Jumlah panas yang dimanfaatkan dari Economizer :

= Entalpi BFW + Delta H superheater

= 3017,09 kcal/kg + 239,52 kcal/kg

= 3256,61 kcal/kg

Maka, peluang penghematan energi menggunakan economizer sebesar :

$$= \frac{\text{Jumlah panas yang dimanfaatkan}}{\text{Jumlah energi input}}$$

$$= \frac{3256{,}61 \text{ kcal/kg}}{28521{,}54} \times 100\%$$

= 11,42 %

Equivalen dengan Bahan Bakar = 0,199587811 kg

B. Pada Tekanan 15 Bar

Pada Water Tube Boiler terjadi proses produksi uap yang kemudian akan dimanfaatkan sebagai penggerak Turbin untuk menghasilkan listrik 1000 watt.

Neraca Massa *Water Tube Boiler* 15 Bar

Basis 1 jam operasi

Flow solar	2,29 L
Massa solar	2 kg
HHV	10500 kcal/kg
spgr	0,874 kg/L

Spesifikasi Burner

Diameter	6,4 cm
Jari - jari	3,2 cm

Luas penampang burner = 2 .x 3,14 x r^2

= 64,307 cm^2

= 0,00643072 m^2

Kecepatan aliran = 0,761 m/s

Laju alir massa = 17,6176005 m^3

Massa Udara dari air kompresor = 32 kg

$$\text{Mol udara suplai} = \frac{32\ \text{kg}}{28{,}84\ \text{kg/kmol}}$$

= 1,1096 kmol

Dry flue gas (Orsat analisis) :

Komponen	%vol
CO_2	8,48%
CO	2,13%
O_2	7,15%
N_2	82,24%
Total	100,00%

AFR Pembakaran pada Liquid Burner

$$AFR = \frac{\text{kg udara}}{\text{kg bahan bakar}}$$

$$= \frac{32\ \text{kg}}{2\ \text{kg}}$$

= 16 : 1

$$\text{Mol } N_2 \text{ dari udara suplai} = \frac{79}{100} \times \text{Mol udara total}$$

$$= \frac{79}{100} \times 1{,}1096\ \text{kmol}$$

= 0,8766 kmol

= 24,54 kg

$$\text{Mol } O_2 \text{ dari udara suplai} = \frac{21}{100} \times \text{Mol udara total}$$

$$= \frac{21}{100} \times 1{,}1096\ \text{kmol}$$

= 0,2330 kmol

= 7,46 kg

% N_2 pada flue gas sama dengan % N_2 dari udara = 82,24%

Mol N_2 pada flue gas sama dengan N_2 dari udara = 0,8766 kmol

Mol total dry flue gas $= \dfrac{100\%}{82{,}24\%} \times$ Mol N_2 Suplai dari Udara

$= \dfrac{100\%}{82{,}24\%} \times 0{,}8766$ kmol

= 1,0659 kmol

Komposisi dry flue gas (Orsat)

Komponen	%(vol)	Mol (Kmol)	BM	Massa (Kg)
CO_2	8,48%	0,0904	44	3,9769
CO	2,13%	0,0227	28	0,6357
O_2	7,15%	0,0762	32	2,4387
N_2	82,24%	0,8766	28	24,5437
Total	100,00%	1,0659		31,5950

Menghitung H_2O pada udara

T dry = 30ºC

RH = 65%

Dari grafik humidity chart didapatkan nilai H = 0,024

H_2O udara = H x Udara Suplai

= 0,024 x 1,110 kmol

= 0,0266 kmol

= 0,4793 kg

Menghitung H_2O hasil reaksi

Mol O_2 yang bereaksi pada proses pembakaran

= Mol O_2 dari udara - (Mol O_2 dalam CO_2 + Mol O_2 dalam CO)

= 0,2330 kmol - 0,0904 kmol + 0,0114 kmol

= 0,1313 kmol

Mol H_2O hasil reaksi pembakaran = 0,1313 kmol atau 2,3629 kg

H_2O total dalam flue gas

H_2O dari udara + H_2O hasil reaksi pembakaran

= 0,0266 kmol + 0,1313 kmol

= 0,1579 kmol

= 2,8844 kg

Komposisi wet flue gas

Komponen	Massa (Kg)	BM	Mol (Kmol)
CO_2	3,9769	44	0,0904
CO	0,6357	28	0,0227
O_2	2,4387	32	0,0762
N_2	24,5437	28	0,8766
H_2O	2,8844	18	0,1602
Total	34,4793		1,2261

Komposisi udara suplai dengan humiditas

Komponen	Massa (Kg)	BM	Mol (Kmol)
O_2	7,4563	32	0,2330
N_2	24,5437	28	0,8766
H_2O	0,4793	18	0,0266
Total	32,4793		1,1362

Sehingga didapatkan Neraca Massa

INPUT		OUTPUT	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
O_2	7,4563	O_2	2,4387
N_2	24,5437	N_2	24,5437
H_2O	0,4793	H_2O	2,8844
Solar	2,000	CO_2	3,9769
-	-	CO	0,6357
Total	34,4793		34,4793

Neraca Energi *Water Tube Boiler*

INPUT
Basis 1
jam
Pada Tekanan 15 Bar

1. Menghitung Entalpi Solar

Massa Solar (m_{bb}) = 2 kg

$T_{referensi}$ = 25 ^oC = 298 K

T_{solar} = 30 ^oC = 363 K

^oAPI = 40 ^oF

(Sumber : Willcox, Diesel Technology hal 304)

Pada Fig.66, Hougen hal 266 pada °API 40 °F didapat cp 0,502 kcal/Kg.C

Q_{solar} = m_{solar} x cp solar x (Tbb - Tref)
= 2 kg x 0,502 kcal/Kg.C x (30 - 25) C
= 5,02 kcal

2. *Heating Value* Solar = m_{solar} x HHVsolar
= 2 kg x 10500 kcal/kg
= 21000 kcal

3. Menghitung Entalpi *Boiler Feed Water*

$m_{Fresh\ Water}$ = 30 kg

$T_{referensi}$ = 25 °C

$T_{fresh\ water}$ = 28 °C

Dari Tabel *Properties of Saturated Water (Liquid-Vapor)*, maka nilai entalpi dari *saturated steam* saat T = 28 °C adalah 117,43 Kj/kg

h_f = 117,4 Kj/kg

(Sumber : Moran, *Fundamentals of Engineering Thermodynamics* (2006))

h_f = 117 Kj/kg x 0,24 Kcal/kj
= 28,2 kcal/kg

Maka,

Q = m x h_f
= 30 kg x 28,1832 kcal/kg
= 845,5 kcal

4. Menghitung entalpi Udara

n udara = 1,1096 kmol

$T_{referensi}$ = 25 °C = 298 K

T_{udara} = 30 °C = 303 K

Dari Tabel 17, Hougen hal. 255 diperoleh :

a = 6,386
b = 0,001762
c = -2,656E-07

Cp = $a + bT + cT^2$ (Eq.21, Hougen hal 253)

$$= a + \frac{b}{2}(T_2 + T_1) + \frac{c}{3}(T_2^2 + T_2 T_1 + T_1^2)$$

(Eq.25, Hougen hal 258)

Maka, Cp udara

$$Cp = 6{,}386 + \frac{0{,}001762}{2}\ 601\ K + \frac{-2{,}656E\text{-}07}{3}\ (270907\ )K$$

$= 6{,}8914967$ Kcal/Kmol.K

$Q = n \times cp \times \Delta T$

$= 1{,}1096$ kmol x $6{,}8914967$ Kcal/Kmol.K x 5 K

$= 38{,}2330$ kcal

5. Entalpi H_2O dari udara

Panas laten H_2O dari udara

h_f Pada temperatur 30 ^oC

h_f = 125,79 Kj/kg

(Sumber : Moran, *Fundamentals of Engineering Thermodynamics* (2006))

= 125,79 Kj/kg

= 125,79l kJ/kg x 0,24 Kcal/kj

= 30,1896 Kcal/kg

Entalpi uap air dari udara kcal/kg

= massa H_2O dari udara x h_f

= 0,41894 kg x 30,1896 Kcal/kg

= 12,65 kcal

OUTPUT

1. Menghitung Entalpi *Flue Gas*

Tabel Komposisi Mol Flue Gas

Komponen	n (kmol)
CO_2	0,0790
CO	0,0198
O_2	0,0666
N_2	0,7661
H_2O	0,1401
Total	1,0716

Tabel Konstanta Kapasitas Panas

Komponen	**A**	**B x10^{-3}**	**C x 10^{-6}**
CO_2	6,339	10,14	-3,4150
CO	6,35	1,811	-0,2675
O_2	6,117	3,167	-1,0050
N_2	6,457	1,389	-0,0690
H_2O	7,136	2,640	0,0459

(Sumber : Hougen, hal 255)

Kapasitas panas (Cp) tersebut dihitung dengan persamaan berikut :

$$Cp = a + \frac{b}{2}(T_2 + T_1) + \frac{c}{3}(T_2^2 + T_2 . T_1 + T_1^2)$$

(Eq.25, Hougen hal 258)

$T_{referensi}$ = 25 °C = 298 K

$T_{\textit{flue gas}}$ = 115 °C = 388 K

ΔT = $T_2 - T_1$ = 90 K

Maka,

$$Cp\ CO_2 = 6,34 + \frac{0,01014}{2}\ 686\ K + \frac{-3,415E\text{-}06}{3}\ 354972\ K$$

= 9,41294354 Kcal/Kmol.K

$$Cp\ CO = 6,35 + \frac{0,001811}{2}\ 686\ K + \frac{-2,675E\text{-}07}{3}\ 354972\ K$$

= 6,93952133 Kcal/Kmol.K

$$Cp\ O_2 = 6,12 + \frac{0,003167}{2}\ 686\ K + \frac{-1,005E\text{-}06}{3}\ 354972\ K$$

= 7,08436538 Kcal/Kmol.K

$$Cp\ N_2 = 6,46 + \frac{0,001389}{2}\ 686\ K + \frac{-6,9E\text{-}08}{3}\ 354972\ K$$

= 6,925262644 Kcal/Kmol.K

$$Cp\ H_2O = 7,14 + \frac{0,00264}{2}\ 686\ K + \frac{4,59E\text{-}08}{3}\ 354972\ K$$

= 8,046951072 Kcal/Kmol.K

Tabel Konstanta Kapasitas Panas

Komponen	**A**	**B x10^{-3}**	**C x 10^{-6}**	**Cp (Kcal/kmol.K)**
CO_2	6,339	10,14	-3,4150	9,4129
CO	6,350	1,811	-0,2675	6,9395
O_2	6,117	3,167	-1,0050	7,0844
N_2	6,457	1,389	-0,0690	6,9253
H_2O	7,136	2,640	0,0459	8,0470

Sehingga,

Q CO_2 = n CO_2 x Cp CO_2 x ΔT

= 0,0790 kmol x 9,4129 Kcal/Kmol.K x 90 K

= 66,9228 kcal

Tabel Panas Sensibel *Flue Gas*

Komponen	**n (kmol)**	**Cp (Kcal/kmol.K)**	**ΔT K**	**Q Kcal**
CO_2	0,0904	9,4129	90	76,5707
CO	0,0227	6,9395	90	14,1792
O_2	0,0762	7,0844	90	48,5901
N_2	0,8766	6,9253	90	546,3369
H_2O	0,1602	8,0470	90	116,0516
Total	1,2261			801,7285

2. Menghitung panas penguapan H_2O flue gas

Panas laten H_2O dalam flue gas

hfg = pada temperatur 140 ^oC = 2733,9 Kj/kg

hfg = 2734 Kj/kg

(Sumber : Moran, *Fundamentals of Engineering Thermodynamics* (2006))

= 2734 Kj/kg x 0,24 kkal/kj

= 656,136 Kcal/kg

Entalpi uap air dalam flue gas = massa H_2O dalam flue gas x hfg

= 2,52094 kg x 656,136 Kcal/kg

= 1654,08 Kcal

3. Heating Value CO Tak Terbakar

$\Delta H^o c$ CO = 67,41 Kcal/mol (Sumber : Tabel 30, Hougen hal 262)

n CO = 0,0227 Kmol

= 22,7027 mol

Maka,

HV CO tak terbakar = 67,41 Kcal/mol x 22,7027 mol

= 1530,3918 Kcal

Jadi Heat Loss pada Flue Gas

= Entalpi flue gas + Panas latent H_2O pada flue gas + HV CO unburner

= 801,7285 Kcal + 1654,08 Kcal + 1530,3918 Kcal

= 3986,1973 Kcal

4. Entalpi dari Superheated Steam

m_{steam} = 20 Kg

P steam = 20 Bar

T steam = 200 ^{o}C

h_g = 2827,9 kj/kg

(Sumber : Moran, *Fundamentals of Engineering Thermodynamics* (2006))

h_g = 2827,9 kJ/kg x 0,24 kcal/kj

= 678,696 Kcal/kg

Maka,

Q_{Steam} = m_{steam} x hg

= 20 kg x 678,696 Kcal/kg

= 13573,92 Kcal

5. Entalpi BFW (air keluar ekonomizer)

m_{BFW} = 30 kg

T_{BFW} = 100 ^{o}C

Maka

hf = 419,04 kj/kg

Q_{BFW} = m_{BFW} x hf

= 30 kg x 419,04 kj/kg

= 12571,2 kj

= 12571,2 kj x 0,24 kcal/kj

= 3017,1 kcal

6. Entalpi Blowdown

m blowdown	=	10 kg
T blowdown	=	100 ^oC
Maka hf	=	419,04 kj/kg
Q blowdown	=	m blowdown x hf
	=	10 Kg x 419,04 kj/kg
	=	4190,4 kj
	=	4190,4 kj x 0,24 kcal/kj
	=	1005,7 kcal

7. Menghitung Heat Loss Radiasi Permukaan Furnace

$Q = \varepsilon \cdot \Sigma \cdot A_{boiler} ((Ts^4) - (Tref^4))$ (Sumber, *Holman*. Hal 351)

Keterangan

Q	=	panas radiasi					
ε	=	emisivitas steel oxidized	=	0,78			
σ	=	nilai tetapan Stefan-Boltzmen	=	5.67×10^{-8}	W/m^2K		
A	=	luas furnace	=	2,8	m^2		
Ts	=	temperatur dinding furnace	=	190	^oC	=	463 K
Tref	=	temperatur lingkungan	=	25	^oC	=	298 K

$Q = \varepsilon \cdot \Sigma \cdot A_{boiler} ((Ts^4) - (Tref^4))$

$= 0,78 \times 5.67 \times 10^{-8} \times 2,8 \times (463)^4 - (298)^4$ K

= 4714,0568 W

= 16970,6046 Kj/jam x 0,24 kcal/kj

= 4072,94511 Kcal/jam

8. Menghitung Heat Loss Konveksi dari permukaan Furnace

$T_{dinding\ luar}$	=	190	^oC	=	463	K
Tref	=	25	^oC	=	298	K
ΔT	=	165	^oC	=	438	K
Panjang	=	100	cm	=	1	m
Lebar	=	58	cm	=	0,58	m
Tinggi	=	70	cm	=	0,7	m
A luas	=	2 (p. L + p.t + L.t)				
	=	2 x (0,58 + 0,7 + 0,406)				
	=	3,372 m^2				

$$h = 1,42 \left(\frac{\Delta T}{L} \right)^{1/4.}$$

(Sumber: J.P. Holman Hal.315)

$$= 1,42 \left(\frac{165}{1} \right)^{1/4.}$$

$$= 5,0893 \quad W/m^{2o}C$$

$$Q = h \times A \times \Delta T$$ (Sumber: J.P. Holman Hal.315)

$= 5,0893 \quad W/m^{2o}C \quad \times 3,372 \quad m^2 \quad \times 165 \quad ^oC$

$= 2831,6$ J/s

$= 10194$ Kj/jam

$= 10194$ Kj/jam x 0,24 kcal/kj

$= 2446,5$ kkal/jam

Tabel Neraca Energi Seputar Boiler Furnace

Komponen	Input (Kcal)	(%)	Output (Kcal)	(%)
Entalpi Solar	5,02	0,02	-	-
Heating Value Solar	21000	96,05	-	-
Entalpi *Fresh Water*	845,5	3,87	-	-
Entalpi udara kering	1,11	0,01	-	-
Entalpi H_2O dari udara	12,65	0,06	-	-
Heat loss flue gas	-	-	3986,20	13,45
Entalpi CO tak terbakar	-	-	1530,39	5,16
Entalpi *superheated steam*	-	-	13573,92	45,81
Entalpi BFW	-	-	3017,09	10,18
Heat Loss Blowdown	-	-	1005,70	3,39
Heat Loss Radiasi	-	-	4072,95	13,74
Heat Loss Konveksi	-	-	2446,50	8,26
Heat Loss Akumulassi Dalam Sistem	-	-	7768,46	26,22
Total	**29632,73**	**100,00**	**29632,73**	**100,00**

$$\text{Efisiensi Boiler Furnace} = \frac{\text{Entalpi Steam}}{\text{Energi Input}} \times 100 \%$$

$$= \frac{13573,92 \text{ kcal}}{29632,73 \text{ kcal}} \times 100 \%$$

$$= 45,81 \%$$

SFC $= \frac{\text{Massa Bahan Bakar}}{\text{Massa Steam}}$

$= \frac{2\ kg}{20\ Kg}$

= 0,1

9. Menghitung Peluang Penghematan

Menghitung Perubahan Entalpi pada Economizer

massa *steam* = 20 kg

T saturated s*team* = 200 ^oC

h *saturated steam* = 2778 kJ/kg ***(Moran, p : 896)***

T *superheated steam* = 200 ^oC

h *superheated steam* = 2827,9 kJ/kg

Q saturated = m x hg

= 20 kg x 2778 kJ/kg

= 55560 kJ/kg x 0,24 kcal/kJ

= 13334,40 kcal/kg

ΔH superheater = 13573,92 kcal/kg - 13334,40 kcal/kg

= 239,52 kcal/kg

Jumlah panas yang dimanfaatkan dari Economizer :

= Entalpi BFW + Delta H superheater

= 3017,09 kcal/kg + 239,52 kcal/kg

= 3256,61 kcal/kg

Maka, peluang penghematan energi menggunakan economizer sebesar :

$= \frac{\text{Jumlah panas yang dimanfaatkan}}{\text{Jumlah energi input}}$

$= \frac{3256{,}61\ kcal/kg}{29632{,}73} \times 100\%$

= 10,99 %

Equivalen dengan Bahan Bakar = 0,219798006 kg

LAMPIRAN II

GAMBAR

Gambar19. *Steam Drum*

Gambar 20. *Longitudinal Tubesheet*

Gambar 21. *Tubesheet Superheater*

Gambar 22. *Furnace*

Gambar 23. Komporesor

Gambar 24.Tangki Bahan Bakar

Gambar 25. Sudu Turbin

Gambar 26. Kondensor

Gambar 27. Pompa

Gambar 28. Level Volume

Gambar 29. Kontrol Panel

Gambar 30. Generator

Gambar 31. *Burner*

Gambar 32. *Open Pulley* Sistem

Gambar 33. *Temperature Gauge*

Gambar 34. *Pressure Gauge*

Gambar 35. *Flowmeter*

Gambar 36. *Water Tank*

Gambar 37. *Tubesheet Economizer*

Gambar 38. *Prototype Steam Power Generator*