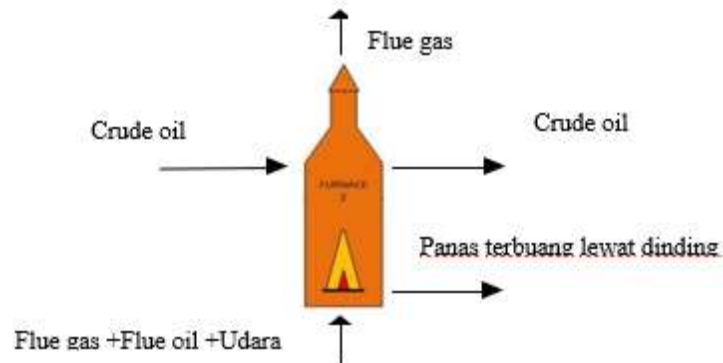


APPENDIX
PERHITUNGAN EFISIENSI FURNACE



Flowdiagram furnace 5 di PPSDM Migas Cepu
(Sumber : PPSDM Minyak dan Gas Alam Cepu, 2021)

A. Perhitungan Panas Masuk

1. Mencari Jumlah *Flue Gas* yang Digunakan

Pemakaian *flue gas* dapat dihitung menggunakan persamaan (Perry, 2008)

$$W_s = 443,35 \frac{T_s}{P_s} \times d^{2,667} \times \sqrt{\frac{P_1^2 - P_2^2}{L \times SG \times T}}$$

Dimana :

- Ws : *gas flow* (SCF/day)
- d : *inside diameter* (inch)
- P₁ : *initial pressure* (psia)
- P₂ : *final pressure* (psia)
- L : *length of line* (miles)
- T : *absolute temperature of following gas* (°R)
- T_s : *standart absolute temperature* (°R)
- P_s : *t pressure* (14,7 psia)

Diketahui

P	: tekanan <i>flue gas</i> masuk dapur	= 15,13	psia
R	: konstanta gas ideal	= 10,371	psia.cuft/lbmol °R
BM	: berat molekul	= 51,42	lb/lbmol
T	: temperatur udara masuk dapur	= 549,27	°R
T _s	: temperature atmosfer	= 549,27	°R
P ₁	: tekanan absolute	= 15,13	psia
P ₂	: tekanan atmosfer	= 14,7	psia
P _s	: tekanan atmosfer	= 14,7	psia
D	: diameter	= 4	inch
L	: Panjang	= 6000	mm
		= 0,00373	mile

Menghitung *Spesific Gravity*

$$P \cdot V = n \cdot R \cdot T$$

$$P \cdot V = (\text{massa}/\text{BM}) \times R \times T$$

$$\begin{aligned} \rho_{\text{fuel gas}} &= (P \times \text{BM}) / (R \times T) \\ &= (15,13 \times 51,42 \text{ lb/lbmol}) / (10,37 \text{ psia.cuft/lbmol}^\circ\text{R} \times 549,27 \text{ }^\circ\text{R}) \\ &= 0,1366 \text{ lb/cuft} \end{aligned}$$

$$\rho_{\text{udara}}(27^\circ\text{C}) = 1,2 \quad \text{kg/m}^3$$

$$= 0,0749 \quad \text{lb/cuft}$$

$$\text{S.G flue gas} = \frac{\rho_{\text{flue gas}}}{\rho_{\text{udara}}} = \frac{0,1366}{0,0749} = 1,823$$

Maka :

$$W_S = 443,35 \frac{T_S}{P_S} \times d^{2,667} \times \sqrt{\frac{P_1^2 - P_2^2}{L \times SG \times T}}$$

$$= 1238113,5591 \text{ SCF/hari}$$

Diketahui kondisi standar (T = 77 °F, P = 1 atm) setiap 1 lbmol gas = 359 ft³.

Maka

flue gas dalam berat adalah :

$$= \frac{1238113,5591 \text{ SCF/hari}}{359 \text{ cuft}} \times 25,06 \frac{\text{lb}}{\text{lbmol}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} = 3601,1056 \text{ lb/jam}$$

2. Mencari Nilai Bakar *Fuel Oil*

$$\text{S.G. } 60/60 = 0,9127$$

$$^{\circ}\text{API} = 23,534$$

$$\text{Temperature fuel oil masuk } \textit{furnace} = 108,95 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Temperature Basis} = 60 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Mencari kandungan Hidrogen dalam *fuel oil* dengan asumsi *fuel oil* tidak mengandung sulfur dari persamaan 9-8 (Perry, 2008)

$$H = 26 - 15S$$

Dimana : H = kandungan Hidrogen (% Wt)

S = *Specific Gravity* 60/60

$$\% \text{ wt Hidrogen} = 26 - 15(0,9127) = 12,309$$

$$\begin{aligned} \% \text{ Carbon} &= 100 - \% \text{ Wt Hidrogen} \\ &= 100 - 12,309 \\ &= 87,691 \end{aligned}$$

Dari tabel 5-, Mid Boiling Point fuel oil 348,05 °C atau 658,49 °F (dari data *crude oil* keluar *furnace*) koreksinya 66,55 °F (interpolasi tabel 5-1)

$$\begin{aligned} \text{Average Boiling Point fuel oil} &= 658,49 \text{ }^{\circ}\text{F} - 66,55 \text{ }^{\circ}\text{F} \\ &= 591,94 \text{ }^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

Dari figure 5-23, didapatkan harha K = 11,4

Dari figure 5-22, Gross Heating Value (GHV) = 19050 Btu/lb (Nelson, 2006)

3. Mencari *Lower Heating Value (LHV) fuel oil*

$$Q_L = Q_H - 92,7H \text{ (Perry, 2008)}$$

Dimana : $Q_L = \text{LHV (Btu/lb)}$

$$Q_H = GHV \text{ (Btu/lb)}$$

H = kandungan Hidrogen (% Wt)

$$Q_L = Q_H - 92,7H$$

$$= 19050 - 92,7(12,309)$$

$$= 17908,909 \text{ Btu/lb}$$

Maka,

$$GHV = 19050 \text{ Btu/lb}$$

$$LHV = 17908,909 \text{ Btu/lb}$$

Mencari masing-masing panas masuk

Basis : 1 jam operasi temperature dan tekanan standar (T = 77 °F, P = 1 atm)

4. Panas Pembakaran *Fuel Oil* (Q1)

$$\text{S.G. fuel oil} = 0,9127$$

$$\rho \text{ fuel oil} = \text{S.G. } 60/60 \text{ fuel oil} \times \rho \text{ air}$$

$$= 0,9127 \times 1000 \text{ kg/m}^3$$

$$= 912,7 \text{ kg/m}^3$$

Kebutuhan *fuel oil*

$$= 0,4964 \text{ m}^3/\text{jam} \times 912,7 \text{ kg/m}^3 \times 2,205 \text{ lb/kg} = 998,9984 \text{ lb/jam}$$

Panas pembakaran *fuel oil*

$$Q1 = \text{Kebutuhan } Fuel \text{ Oil} \times LHV \text{ Fuel Oil}$$

$$= 998,9984 \text{ lb/jam} \times 17908,909 \text{ Btu/lb}$$

$$= \mathbf{17890970,926 \text{ Btu/jam}}$$

5. Panas Sensibel *Fuel Oil* (Q2)

$$\text{Temperatur } fuel \text{ oil} = 108,05 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Dari figure 5-1 (Nelson, 2006)

$$\text{Pada temperatur } 108,95 \text{ } ^\circ\text{F} \text{ didapatkan } cp \text{ fuel oil} = 0,46 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$$

$$\text{Pada temperatur } 77 \text{ } ^\circ\text{F} \text{ didapatkan } cp \text{ fuel oil} = 0,435 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$$

Maka Cp rata-rata adalah $(0,46 + 0,435)/2 = 0,4475 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$

Panas sensibel *fuel oil* (Q2)

$$\begin{aligned} Q2 &= \text{Kebutuhan } fuel \text{ oil} \times C_p \text{ fuel oil} \times (T2-T1) \\ &= 998,9984 \text{ lb/jam} \times 0,4475 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F} \times (108,05 - 77)^\circ\text{F} \\ &= \mathbf{13880,957 \text{ Btu/jam}} \end{aligned}$$

6. Panas yang Dibawa Umpan (Q3)

$$\text{S.G. Crude Oil} = 0,8378$$

$$^\circ\text{API} = 37,3947$$

$$\text{Temperatur umpan masuk} = 235,4^\circ\text{F}$$

$$\text{Flow rate} = 299,452 \text{ m}^3/\text{hari} = 12,4772 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\rho \text{ H}_2\text{O pada } 60^\circ\text{F} = 995,13 \text{ kg/ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Massa umpan} &= 12,4772 \text{ m}^3/\text{jam} \times 995,13 \text{ kg/ m}^3 \times 0,8378 \times 2,205 \text{ lb/kg} \\ &= 27378,168 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

Dari figure 5 halaman 807, didapatkan

Cp crude oil pada suhu 60°F adalah sebesar $0,45 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$

Cp crude oil pada suhu $235,4^\circ\text{F}$ adalah sebesar $0,54 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$

Faktor koreksi = 0,88

$$\begin{aligned} \text{Cp rata-rata} &= ((0,45 \times 0,88) + (0,54 \times 0,88))/2 \\ &= 0,4356 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q3 &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= 27378,168 \text{ lb/jam} \times 0,4356 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F} \times (235,4 - 60)^\circ\text{F} \\ &= \mathbf{1853528,059 \text{ Btu/jam}} \end{aligned}$$

7. Panas Pembakaran *Flue Gas* (Q4)

$$\text{Temperatur } flue \text{ gas masuk } furnace = 549,054^\circ\text{R}$$

$$\text{Tekanan } flue \text{ gas masuk } furnace = 1,029 \text{ atm}$$

$$\text{Kebutuhan } flue \text{ gas} = 1238113,5591 \text{ SCF/hari}$$

Kebutuhan *flue gas* pada tekanan $0,03 \text{ kg/m}^2$ dan temperatur $31,88^\circ\text{C}$

adalah :

$$V_o = 1238113,5591 \text{ SCF/hari}$$

$$P_o = 1 \text{ atm}$$

$$T_o = 491,67 \text{ }^\circ\text{R}$$

$$P_1 = 1,029 \text{ atm}$$

$$T_1 = 549,054 \text{ }^\circ\text{R}$$

$P.V = n.R.T$, karena n dan R adalah konstan maka persamaan tersebut menjadi :

$$\frac{P_o \times V_o}{T_o} = \frac{P_1 \times V_1}{T_1} = \text{konstan}$$

Sehingga :

$$V_1 = \frac{P_o \times V_o \times T_1}{T_o \times P_1}$$

$$V_1 = \frac{1 \text{ atm} \times 1238113,5591 \frac{\text{SCF}}{\text{hari}} \times 549,054 \text{ }^\circ\text{R}}{1,029 \text{ atm} \times 491,67 \text{ }^\circ\text{R}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$$

$$V_1 = 56130,26831 \text{ cuft/jam}$$

Jadi panas pembakaran *flue gas* (Q4) adalah

$$Q4 = \text{Kebutuhan } \textit{flue gas} (V_1) \times \text{LHV } \textit{flue gas}$$

$$= 55985,455 \text{ cuft/jam} \times 2694,1 \text{ Btu/lb}$$

$$= \mathbf{150606472,863 \text{ Btu/jam}}$$

8. Panas Sensibel Flue Gas (Q5)

$$\text{Temperatur } \textit{flue gas} \text{ masuk dapur} = 89,38 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Temperature basis} = 32 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\Delta T = 57,38 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Ws dalam berat} = 3601,1056 \text{ lb/jam}$$

Panas spesifik tiap komponen dapat dicari dengan bantuan figure 3 dan figure 5 Kern, D. Q. 2010 "Process Heat Transfer"

Tabel II. 5 Perhitungan Panas Masuk Furnace

Komponen	A	B	C	D	E	F
	BM	%mol	Mol Fraksi	D= AxC (lb/lbmol)	LHV (Btu/cuft)	F=CxE (Btu/lb)
C3H8	44	49	0,49	21,56	2371	1161,79
C4H10	58	49	0,49	28,42	2977	1458,73
C5H12	72	2	0,02	1,44	3479	69,58
Total	-	100	-	51,42	-	2690,1

Maka panas sensibel *flue gas* (Q5) = $\Sigma F = 2690,1$ Btu/jam

9. Panas Automizing Steam (Q6)

Steam merupakan *steam* keluaran dari *boiler*

Tekanan *fuel oil* masuk = 12 kg/ cm² = 170,676 psi

Untuk *inside burners* memiliki range tekanan antara 40-60 psig

Kebutuhan *steam* antara 0,2 lb/lbFO – 0,5 lb/lbFO (Nelson, 2006)

Asumsi kebutuhan *steam* = 0,4 lb/lbFO

Kebutuhan *steam* (M steam) = 0,4 x 998,9984 lb/jam

= 399,599 lb/jam

Berdasarkan tabel 7 didapatkan nilai *entalpi saturated steam* (Kern, 2010)

Entalpi steam pada *temperature* 11,2 °F = 1110,49 Btu/lb

Entalpi steam pada *temperature* 60 °F = 1059,9 Btu/lb

Entalpi rata-rata = 1085,195 Btu/lb

$Q_6 = M_{\text{steam}} \times \text{Entalpi rata-rata}$

= 399,599 lb/jam x 1085,195 Btu/lb

= **433643,207 Btu/jam**

10. Panas Udara Pembakaran (Q7)

Tekanan udara = 4,5 kg/cm²

Temperature udara masuk *furnace* = 32 °C

Mencari kebutuhan udara pembakaran :

Komposisi minyak bakar *fuel oil* (H₂) = 12,309 % wt

Komposisi Carbon (C) = 87,691 % wt

Artinya untuk setiap 1 kg *fuel oil* mengandung ;

H₂ = 0,12309 kg

C = 0,87691 kg

Menghitung udara teoritis (W_a) dalam (kg/kg bahan bakar)

$$\begin{aligned} W_a &= 11,59C + 34,78 (H_2 - (O_2/8)) + 4,35S \text{ (Kardjono, 2010)} \\ &= 14,59 \text{ kg/ kg bahan bakar} \end{aligned}$$

Menghitung *excess air* :

Tabel II. 6 Data Komposisi Flue Gas

Komponen	% Volume
CO ₂	10,27
O ₂	7,28
CO	0
N ₂	82,47

(Sumber : Analisa orsat) (Nelson, 2006)

Berdasarkan persamaan 9-14 Robert Perry, *excess air* dapat dihitung :

$$X = \frac{O_2}{0,266 N_2 - O_2} \times 100 \%$$

$$X = \frac{7,28\%}{0,266(82,47\%) - 7,28\%} \times 100 \%$$

$$= \frac{7,28\%}{0,266(82,47\%) - 7,28\%} \times 100 \%$$

$$X = 49,67\%$$

Menghitung kebutuhan Udara pembakaran *fuel oil* sebenarnya (Kardjono, 2010)

$$W_A = \left(1 + \frac{X}{100}\right) \times W_a$$

$$\begin{aligned} W_A &= \left(1 + \frac{49,67}{100}\right) \times 14,59 \frac{\text{kg}}{\text{kg bahan bakar}} \\ &= 21,835 \frac{\text{kg}}{\text{kg bahan bakar}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Penggunaan Fuel Oil} &= \text{Jumlah Umpan Fuel oil} \times \text{S.G. Fuel Oil} \times \rho \text{ air} \\ &= 0,4964 \frac{m^3}{\text{Jam}} \times 0,9127 \times 1000 \frac{kg}{m^3} \\ &= 453,0605 \frac{kg}{\text{jam}} \end{aligned}$$

Maka kebutuhan udara pembakaran *fuel oil* sebenarnya:

$$= 453,0605 \frac{kg}{\text{Jam}} \times 21,835 \frac{kg}{kg \text{ bahan bakar}} = 9892,69 \frac{kg}{\text{Jam}}$$

Menghitung udara pembakaran *flue gas* teoritis

Tabel II. 7 data Kebutuhan Udara Teoritis

Komponen	Berat Komponen	Kebutuhan Udara Pembakaran	Udara Pembakaran
	(lb)	(lb)	(lb)
CH ₄	78,657	17,27	1358,406
C ₂ H ₆	6,64	16,12	107,037
C ₃ H ₈	5,522	15,7	86,695
i C ₄ H ₁₀	1,64	15,49	25,404
n C ₄ H ₁₀	2,228	15,49	34,512
i C ₅ H ₁₂	1,147	15,35	17,606
n C ₅ H ₁₂	0,943	15,25	14,381
C ₆ H ₁₄	3,81	15,27	58,179
Total			1702,220

Kebutuhan udara pembakaran tiap komponen pada tabel 4.1. (Perry, 2008)

Kebutuhan udara pembakaran *flue gas* sebenarnya :

$$\begin{aligned} &= \sum \text{udara pembakaran} \times \text{Excess udara} \\ &= 1702,220 \text{ lb/jam} \times 0,4945 \\ &= 841,699 \text{ lb/jam} \times 0,464 \text{ kg/lb} \\ &= 390,549 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Maka kebutuhan udara pembakaran seluruhnya adalah :

$$= \text{kebutuhan udara pembakaran fuel oil} + \text{kebutuhan udara pembakaran flue gas}$$

$$= 9878,02 \text{ kg/jam} + 390,549 \text{ kg/jam}$$

$$= 10284,986 \text{ kg/jam}$$

Jadi panas udara pembakaran (Q7)

$$Q7 = \text{kebutuhan udara pembakaran seluruhnya} \times C_p \text{ udara} \times (\text{Tactual} - \text{Tbasis})$$

Diketahui C_p udara (60°F) = $0,2404 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C}$ (Hilsentrath, 1965)

$$Q7 = 10284,986 \text{ kg/jam} \times 0,2404 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C} \times (32-0)^\circ\text{C} \times 3,968 \text{ Btu/kkal}$$

$$= \mathbf{292587,0235 \text{ Btu/jam}}$$

11. Panas Sensibel Air karena Kelembaban Udara (Q8)

$$Q8 = (\text{WA} \times \text{Ma}) \times C_p \text{ air} \times (\text{Tactual} - \text{Tbasis})$$

Dimana ,

WA = Kebutuhan udara seluruhnya

Ma = Berat air dalam udara kering
= 0,027 (dari Humidity Chart)

C_p Air = $1 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C}$

$$Q8 = (10284,986 \text{ kg/jam} \times 0,027) \times 1 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C} \times (32-0)^\circ\text{C} \times 3,968 \text{ Btu/kkal}$$

$$= \mathbf{35260,55294 \text{ Btu/jam}}$$

B. Menghitung Panas yang Termanfaatkan

1. Menghitung *Crude Oil* yang Teruapkan

Tabel II. 8 Analisa Distilasi *Crude Oil*, ASTM D-86 (Data LabPenguji Produksi PPSDM Migas, 2020)

No	% Distilasi	T($^\circ\text{C}$)	T($^\circ\text{F}$)
1	IBP	79	174,2
2	10	113	235,4

3	20	131	267,8
4	30	168	334,4
5	40	209	408,2
6	50	248	478,4
7	60	300	572
8	Max	300	572

Menghitung T EFV

Untuk menghitung T EFV diperlukan figure 12.8 dan 12.9 (Wyne, 1974). Figure 12.8 digunakan untuk mencari EFV pada 50% komponen yang diperlukan untuk mencari TEFV 50% adalah T ASTM 30% - T ASTM 10% dan T ASTM 50 %

Tahap Perhitungan :

$$\Delta T \text{ ASTM} = T \text{ ASTM } N\% - T \text{ ASTM } (N-1)\%$$

jika N=30% dan (N-1) = 10%, maka

$$\begin{aligned} \Delta T \text{ ASTM} &= T \text{ ASTM } 30\% - T \text{ ASTM } 10\% \\ &= (334,4 - 235,4)^{\circ}\text{F} = 99^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

Pada T ASTM 50% = 478,4⁰F dari fig. 12.8 Wyne didapatkan

$$\Delta T = -10^{\circ}\text{F}$$

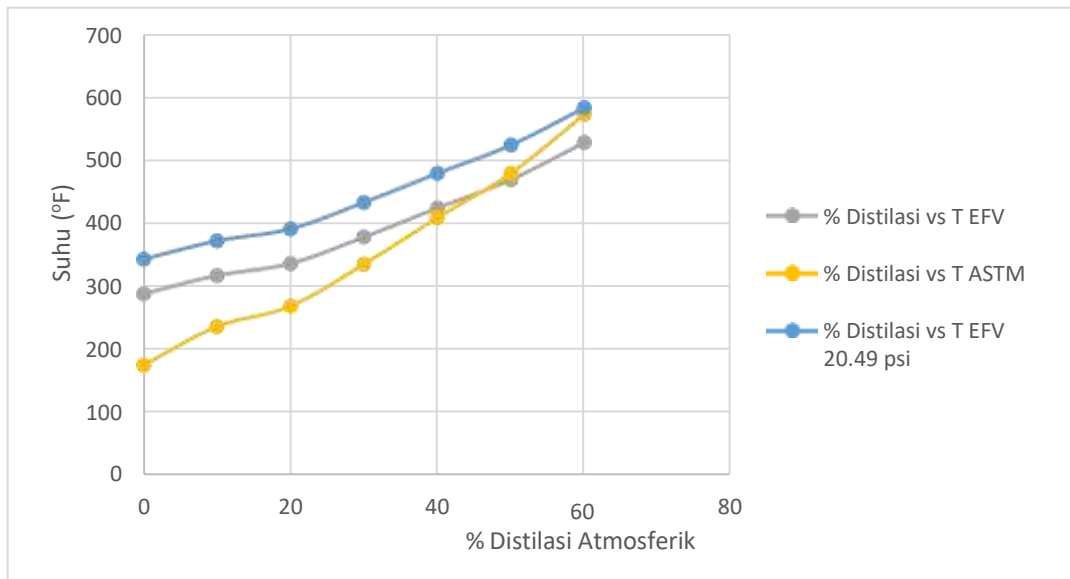
$$\begin{aligned} T \text{ EFV } 50\% &= T \text{ ASTM } 50\% + \Delta T \\ &= (478,4 - 10)^{\circ}\text{F} = 468,4^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

Figure 12.9 digunakan untuk mencari beda temperature untuk masing - masing % distilasi, kemudian beda temperature tersebut dapat digunakan untuk menentukan T EFV. Hasil perhitungan tersebut disajikan pada tabel di bawah ini :

Tabel II. 9 Perubahan dari T ASTM menjadi T EFV

% Distilasi	Suhu ASTM		Interval	Suhu EFV	
	T (°F)	ΔT		ΔT	T (°F)
IBP	174,2				287,4
		61,2	0-10	29	
10	235,4				316,4
		32,4	10-30	19	
20	267,8				335,4
		66,6	10-30	42	
30	334,4				377,4
		73,8	30-50	46	
40	408,2				423,4
		70,2	30-50	45	
50	478,4				468,4
		93,6	50-70	59	
60	572				527,4

Hasil perhitungan pada tabel diatas dibuat dalam bentuk grafik antara % distilasi dengan T EFV sebagai berikut juga ditampilkan antara hubungan % distilasi dengan T ASTM, % distilasi dengan T EFV pada tekanan 14,7 psi dan % distilasi dengan T EFV pada tekanan operasi 37,8 psi :



Gambar II. 10 Grafik Hubungan % Distilasi Atmosferik vs T ASTM dan T EFV

Perpotongan antara kurva T ASTM dan T EFV merupakan titik campuran yaitu pada suhu 450°F yang akan digunakan untuk menentukan titik didih *crude oil* pada keadaan standard (dapat dicari dengan bantuan figure 5.27 dan figure 5.27 (Nelson, 2006 pada $P = 14,7$ psi dan $T = 450^{\circ}\text{F}$ diperoleh $T_{\text{boiling}} = 460^{\circ}\text{F}$). Setelah diperoleh titik didih standarnya kemudian dicari titik didih pada kondisi operasi furnace.

Kondisi Operasi *Furnace* :

$$\begin{aligned}
 P \text{ crude oil keluar } \textit{furnace} &= 0,41 \text{ kg/cm}^2 \\
 &= 5,796 + 14,7 \\
 &= 20,496 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

$$T \text{ crude oil keluar } \textit{furnace} = 339,93^{\circ}\text{C} = 643,87^{\circ}\text{F}$$

Dengan menggunakan figure 5.27 pada suhu boiling yang sama dicari T EFV pada $P = 20,496$ psi dan diperoleh $T = 505^{\circ}\text{F}$. Beda suhu boiling point antara kondisi standard dan aktual adalah 55°F . Sehingga dapat dibuat grafik distilasi EFV pada $P = 20,496$ psi yang sejajar dengan

grafik distilasi EFV pada $P = 14,7$ psi, yaitu dengan menambahkan intersept pada kurva sebesar 55°F . Dari grafik diatas untuk suhu keluar *furnace* = $643,87^{\circ}\text{F}$ diperoleh crude oil yang teruapkan adalah 65%.

C. Menghitung Masing-Masing Panas yang Termanfaatkan

1. Panas yang terbawa *Crude Oil* dalam Fasa Cair

$$Q_a = m \times L$$

Dimana :

m = massa *crude oil* fase cair

L = *heat content crude oil* pada fase cair (Tabel 16)

Dari gambar diperoleh massa yang teruapkan adalah 65% dari massa total, sehingga massa fase cairnya adalah $100\% - 65\% = 35\%$

$$\begin{aligned} m &= 0,35 \times 12,4772 \text{ m}^3/\text{jam} \times 264,172 \text{ gal/m}^3 \\ &= 1153,641 \text{ gal/jam} \end{aligned}$$

$$L = 611,4 \text{ Btu/gal}$$

$$\begin{aligned} Q_a &= 1153,641 \text{ /jam} \times 611,4 \text{ Btu/lb} \\ &= \mathbf{705336,306 \text{ Btu/jam}} \end{aligned}$$

2. Panas yang Terbawa *Crude Oil* dalam Fasa Uap

$$Q_b = m \times H$$

Dimana :

m = massa *crude oil* fase cair

H = *heat content crude oil* pada fase uap (Tabel 17)

Dari gambar diperoleh massa yang teruapkan adalah 65% dari massa total, sehingga massa fase uapnya adalah 65%

$$\begin{aligned} m &= 0,65 \times 12,4772 \text{ m}^3/\text{jam} \times 264,172 \text{ gal/m}^3 \\ &= 2142,477 \text{ gal/jam} \end{aligned}$$

$$H = 1378,68 \text{ Btu/gal}$$

$$Q_b = 2142,477 \text{ gal/jam} \times 1378,68 \text{ Btu/gal}$$

$$= 2953789,842 \text{ Btu/jam}$$

D. Perhitungan Panas yang Hilang

1. Panas Terbawa Oleh Gas Asap Kering (Q1')

a. Menghitung Cp gas asap

Tabel II. 10 Data Cp Gas Asap

Komponen	A	B	C	D	E	F
	BM	%	(A*B)/100	fraksi berat	Cp	D*E
	kg/kgmol	Mol	kg/kgmol	D=C/ΣC	kkal/kg °C	
CO2	44	10,25	4,51	0,151	0,2015	0,0304
O2	32	7,26	2,32	0,078	0,2191	0,0170
N2	28	82,49	23,10	0,772	0,2483	0,1916
Total	-	100	29,9304	1	-	0,2390

$$\Sigma F = 0,2390 \text{ Kkal/kg}^\circ\text{C}$$

$$\text{Panas pembakaran } flue \text{ gas} = 150606472,863 \text{ Btu/jam}$$

$$\text{LHV } fuel \text{ oil} = 17908,909 \text{ Btu/lb}$$

b. Menghitung berat gas asap per kg bahan bakar

Jika bahan bakar fuel gas diganti dengan *fuel oil*, maka :

$$= \frac{150606472,863 \text{ Btu/jam}}{17908,909 \text{ Btu/lb}}$$

$$= 8409,584 \text{ lb/jam}$$

c. Penggunaan bahan bakar *fuel oil* seluruhnya

$$= 8409,584 \text{ lb/jam} + 998,9984 \text{ lb/jam}$$

$$= 9408,582 \text{ lb/jam} \times 0,464 \text{ kg/lb}$$

$$= 4365,582 \text{ kg/jam}$$

d. Besar gas asap per kg bahan bakar

$$W_{FG} = \frac{11}{3} C + 9 H_2 + 2S + 0,77 W_a + 0,00023 \cdot X \cdot W_A$$

Diketahui :

$$\% \text{ wt C} = 87,691 \% = 0,87691$$

$$\% \text{ wt H}_2 = 12,309 \% = 0,12309$$

$$X = 49,45$$

$$W_a = 14,59 \text{ kg/kg bahan bakar}$$

$$W_A = 21,803 \text{ kg/kg bahan bakar}$$

$$\begin{aligned} W_{FG} &= 11/3(0,87691) + 9(0,12309) + 2(0) + 0,77(14,59) + \\ & 0,00023 \times 49,45 \times 21,803 \\ &= 15,8047 \text{ kg/kg bahan bakar} \end{aligned}$$

e. Berat gas asap keseluruhan

$$\begin{aligned} &= W_{FG} \times \text{penggunaan } \textit{fuel oil} \text{ seluruhnya} \\ &= 15,8047 \text{ kg/kg bahan bakar} \times 4365,582 \text{ kg/jam} \\ &= 69003,0906 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

f. Panas yang terbawa asap kering (Q_1')

$$\begin{aligned} Q_1' &= \text{berat gas asap seluruhnya} \times C_{FG} \times \Delta T \\ &= 69003,0906 \text{ kg/jam} \times 0,239 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C} \times (32- \\ & 0)^\circ\text{C} \times 3,97 \text{ Btu/jam} \\ &= \mathbf{2095110,478 \text{ Btu/jam}} \end{aligned}$$

2. Panas Terbawa Oleh Asap Uap Air dalam Gas Asap karena Adanya H_2 dalam Bahan Bakar (Q_2')

$$Q_2' = 9H_2 \times H_{\text{sup}} \times \text{penggunaan bahan bakar } \textit{fuel oil}$$

Dimana :

$$\begin{aligned} H_{\text{sup}} &= 2875,3 \text{ kJ/kg (Tabel A.2-10) (Geankoplis, 2003)} \\ &= 687,6 \text{ kkal/kg} \end{aligned}$$

$$H_2 = \% \text{ wt H}_2 = 0,12309$$

Maka :

$$\begin{aligned} Q_2' &= 9(0,12309) \times 687,6 \text{ kkal/kg} \times 4365,582 \text{ kg/jam} \times 3,968 \text{ Btu/kkal} \\ &= \mathbf{13202356,5084 \text{ Btu/jam}} \end{aligned}$$

3. Panas yang Terbawa Oleh Uap Air dalam Gas Asap karena Kandungan Air (H₂O) dalam Udara Bahan Bakar (Q3')

$$Q3' = W \times H_{\text{sup}} \times \text{penggunaan bahan bakar } \textit{fuel oil}$$

Dimana :

$$W = \text{kandungan air dalam bahan bakar} = 0,1 \text{ (data dari Analisa PPSDM Migas)}$$

$$H_{\text{sup}} = 687,6 \text{ kkal/kg}$$

Maka :

$$\begin{aligned} Q3' &= 0,1 \times 687,6 \text{ kkal/kg} \times 4365,582 \text{ kg/jam} \\ &= 299828,178 \text{ kkal/jam} \times 3,968 \text{ Btu/kkal} \\ &= \mathbf{110656,471 \text{ Btu/jam}} \end{aligned}$$

4. Panas yang Terbawa Oleh Uap Air dalam Gas karena Kelembaban Udara dalam Bahan Bakar (Q4')

$$Q4' = WA \times Ma \times H_{\text{sup}} \times \text{penggunaan bahan bakar } \textit{fuel oil}$$

Dimana :

$$WA = 21,835 \text{ kg/kg bahan bakar}$$

$$Ma = 0,025$$

$$H_{\text{sup}} = 687,6 \text{ kkal/kg}$$

$$\begin{aligned} Q4' &= 21,835 \text{ kg/kg bahan bakar} \times 0,025 \times 687,6 \text{ kkal/kg} \times \\ &\quad 4365,582 \text{ kg/jam} \times 3,968 \text{ Btu/kkal} \\ &= \mathbf{6505288,399 \text{ Btu/jam}} \end{aligned}$$

5. Panas Hilang Melalui Dinding *Furnace* (Q5')

a. Temperature luar dinding (T2)

$$T2 = 176 \text{ }^\circ\text{F} = 635,67^\circ\text{R}$$

b. Temperature lingkungan sekitar *furnace* (T1)

$$T1 = 89,6 \text{ }^\circ\text{F} = 549,27^\circ\text{R}$$

c. Luas permukaan radiasi

$$A = 2052,036 \text{ ft}^2$$

d. *emissivity of external wall surface of the furnace*

$$\epsilon = 0,8 \text{ (dari tabel 5-6 Perry)}$$

e. Asumsi kecepatan angin

$$V = 10 \text{ km/jam} = 9,113 \text{ ft/s}$$

f. Mencari nilai h

$$h = (17,4 \cdot 10^{-10} \times \epsilon \times (T_2^4 - T_1^4)) + ((1 + 0,255 V) \times (T_2 - T_1))$$

$$h = 387,7576 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2}$$

g. Mencari nilai hi

$$hi = \frac{h}{T_2 - T_1}$$

$$hi = \frac{387,7576 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2}}{(635,67 - 549,27)^\circ\text{R}}$$

$$= 4,4879 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{R}}$$

$$Q5' = hi \times A \times (T_2 - T_1)$$

$$= 4,4879 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{R} \times 2052,036 \text{ ft}^2 \times (635,67 - 549,27)^\circ\text{R}$$

$$= \mathbf{795633,903 \text{ Btu/jam}}$$

E. Neraca Panas Furnace

Tabel II. 11 Neraca Panas Furnace 5

Panas Masuk	Btu/jam	Panas Keluar	Btu/jam
Panas Pembakaran <i>Fuel Oil (Q1)</i>	17890970,926 Btu/jam	Panas yang Terbawa <i>Crude</i> <i>Oil</i> Fasa Cair (Qa)	705336,306 Btu/jam
Panas <i>Sensibel</i> <i>Fuel Oil (Q2)</i>	13380,957 Btu/jam	Panas yang Terbawa <i>Crude</i> <i>Oil</i> Fasa Uap (Qb)	2953789,842 Btu/jam

Panas yang Dibawa Umpan (Q3)	1853528,059 Btu/jam	Panas Terbawa Oleh Gas Asap Kering (Q1')	2095110,478 Btu/jam
Panas Pembakaran <i>Flue Gas</i> (Q4)	150606472,863 Btu/jam	Panas Terbawa Oleh Asap Uap Air dalam Gas Asap karena Adanya H2 dalam Bahan Bakar (Q2')	13202356,5084 Btu/jam
Panas <i>Sensibel Flue Gas</i> (Q5)	2690,100 Btu/jam	Panas yang Terbawa Oleh Uap Air dalam Gas Asap karena Kandungan Air (H2O) dalam Udara Bahan Bakar (Q3')	110656,471,258 Btu/jam
Panas <i>Automizing Steam</i> (Q6)	433643,207 Btu/jam	Panas yang Terbawa Oleh Uap Air dalam Gas karena Kelembaban Udara dalam Bahan Bakar (Q4')	6505288,399 Btu/jam
Panas Udara Pembakaran (Q7)	292587,0235 Btu/jam	Panas Hilang Melalui Dinding <i>Furnace</i> (Q5')	795633,903 Btu/jam

Panas Sensibel Air karena Kelembaban Udara (Q8)	35260,553 Btu/jam		
Total	171129033,688 Btu/jam	Total	27368171,908 Btu/jam

$$\text{Effisiensi Furnace} = \frac{\text{Total Panas Masuk} - \text{Total panas Keluar}}{\text{Total Panas Masuk}} \times 100 \%$$

$$= \frac{171129033,668 \frac{\text{Btu}}{\text{jam}} - 27368171,908 \frac{\text{Btu}}{\text{jam}}}{171129033,668 \text{ Btu/jam}} \times 100\%$$

$$= 84,00728893 \% = 84,0073 \%$$