

# Analisa *Heat Balance Thermal Oxidizer* dengan *Waste Heat Recovery Unit*

Alfian Bani Susiloputra dan Bambang Arip Dwiyantoro  
Jurusan Teknik Mesin, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS)  
Jl. Arief Rahman Hakim, Surabaya 60111 Indonesia  
*e-mail*: bambangads@me.its.ac.id

**Abstrak**—*Central Processing Plant* (CPP) merupakan *plant* yang memproses *feed gas* hingga menjadi *natural gas* siap pakai. Pengolahan *feed gas* di CPP menimbulkan dampak limbah berupa *waste gas*. *Thermal Oxidizer* (TOX) memiliki peran penting dalam mengatasi *waste gas*. Energi panas gas buang (*flue gas*) dimanfaatkan pada *Waste Heat Recovery Unit* (WHRU) yang berada di atas *chamber*, digunakan untuk memanaskan *hot oil*. Kondisi operasional pembakaran TOX di CPP saat ini, jumlah *input* sangat berbeda dengan desain awal. Suhu pembakaran juga sangat tinggi, yaitu di atas 1.144 K. Sementara itu WHRU belum berjalan secara normal, suhu *hot oil* pada *outlet* WHRU masih 438-444 K. Analisa pembakaran TOX dilakukan dengan analisa termodinamika pada jumlah bahan bakar serta jumlah *excess air* untuk mendapatkan pembakaran sempurna pada suhu ideal *chamber*, yaitu 1.088-1.144 K. Bahan bakar yang digunakan sejumlah 60%-100% dari *fuel gas* operasional, sedangkan *excess air* yang digunakan 10%-35%. Selain itu pemanfaatan energi panas *flue gas* pada WHRU dilakukan analisa supaya suhu *hot oil* keluar WHRU mencapai 449 K. Analisa WHRU dilakukan dengan analisa perpindahan panas, untuk mendapatkan *flowrate* dari *hot oil* dari suhu dan laju aliran massa *flue gas* hasil variasi pembakaran TOX tersebut. Dari penelitian ini, suhu TOX hasil pembakaran operasional yang sesuai dengan desain awal yaitu pada 60% *fuel gas* dengan *excess air* (EA) antara 30% hingga 35%. Pada 60% *fuel gas* dengan EA antara 30% hingga 35% didapatkan suhu antara 1.095 K hingga 1.138 K. Pada hasil analisa WHRU, untuk mencapai suhu *hot oil* sebesar 449,817 K pada variasi TOX tersebut diperlukan laju aliran massa *hot oil* sebesar 1.257.720 kg/jam dan 1.481.420 kg/jam.

**Kata Kunci**—*excess air*, pembakaran, *Thermal Oxidizer*, *Waste Heat Recovery Unit*.

## I. PENDAHULUAN

**C**ENTRAL Processing Plant (CPP) merupakan *plant* yang memproses *feed gas* hingga menjadi *natural gas* siap pakai. *Feed gas* dari sumur produksi memasuki *inlet manifold* yang kemudian diolah pada *Gas Separation Unit* (GSU) untuk memisahkan air dan kondensat yang terbawa dari sumur produksi. Setelah itu *feed gas* memasuki *Acid Gas Removal Unit* (AGRU) untuk memisahkan kandungan *acid gas* yang ada. *Treated gas* hasil pengolahan AGRU selanjutnya memasuki *Caustic Treater Unit* (CTU) untuk menghilangkan *mercaptant* yang terkandung didalam *treated gas*. Kemudian *treated gas* menuju *Dehydration Unit* untuk menurunkan kadar air.

Dari pengolahan *feed gas* di CPP menimbulkan dampak limbah berupa *waste gas*, terdiri dari *acid gas* dan *vent gas*, yang diolah terlebih dahulu sebelum dilepas ke lingkungan. *Acid gas* dengan kandungan  $H_2S$  yang sangat tinggi diolah dalam dua jalur, yaitu langsung dibakar pada *Thermal Oxidizer*

(TOX) dan diproses pada *Biological Sulphur Recovery Unit* (BSRU) untuk menyerap kandungan sulfur melalui reaksi pada bioreaktor yang kemudian bisa dipadatkan pada *Sulphur Melter & Solidification Unit*. Namun, tidak semua *acid gas* terolah pada BSRU, sehingga limbah *acid gas* sisa dari BSRU dibakar pada TOX. Sementara itu untuk *vent gas* dari berbagai unit pengolahan langsung dibakar pada TOX.

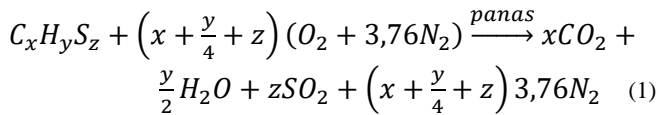
*Thermal Oxidizer* (TOX) memiliki peran penting dalam mengatasi *waste gas*. Kinerja TOX ditentukan dari proses pembakaran yang terjadi pada *burner* harus sempurna serta suhu oksidasi *waste gas* pada *chamber* harus sesuai. Jumlah udara tambahan (*excess air*) yang diberikan pada *burner* TOX harus diperhitungkan, karena *excess air* dengan jumlah yang tidak tepat bisa merugikan pembakaran dan suhu pada *chamber* tidak sesuai. Energi panas gas buang (*flue gas*) dimanfaatkan pada *Waste Heat Recovery Unit* (WHRU) yang berada di atas *chamber*. WHRU berupa *heat exchanger* yang digunakan untuk memanaskan *hot oil*. Peran WHRU dalam memanaskan *hot oil* hingga 350°F (449,8 K) juga sangat penting, karena *hot oil* digunakan pada *Solvent Regenerator Reboiler*.

Kondisi operasional pembakaran pada TOX di CPP saat ini, jumlah *input* sangat berbeda dengan desain awal TOX dan suhu pembakaran sangat tinggi, yaitu di atas 1.600°F (1.144 K). Sementara itu WHRU belum berjalan secara normal yang mengakibatkan energi panas *flue gas* banyak yang terbuang sia-sia sehingga suhu keluaran dari *stack* masih sangat tinggi, yaitu lebih dari 700°F (644 K), serta suhu *hot oil* pada *outlet* WHRU hanya 330-340°F (438-444 K). Berdasarkan kondisi TOX saat ini di CPP, pembakaran pada TOX serta pemanfaatan energi panas pada WHRU perlu dilakukan evaluasi dengan analisa *heat balance*. Analisa *heat balance* dilakukan dengan analisa termodinamika pada sistem pembakaran TOX dan analisa perpindahan panas pada WHRU.

## II. URAIAN PENELITIAN

### A. Analisa Pembakaran

Dalam kesetimbangan reaksi kimia pembakaran dibutuhkan sejumlah udara pembakaran untuk menghasilkan pembakaran sempurna. Reaksi-reaksi pembakaran dinyatakan dalam persamaan kimia di dalam bentuk [reaktan → produk]. Pendekatan reaksi kimia pembakaran sempurna sebagai berikut [1]:



Dari hasil reaksi pembakaran, didapatkan rasio udara-bahan bakar dengan basis molar dan basis massa sebagai berikut.

$$\overline{AF} = \frac{\text{mol udara}}{\text{mol bahan bakar}} \quad (2)$$

$$AF = \overline{AF} \left( \frac{M_{\text{udara}}}{M_{\text{bahan bakar}}} \right) \quad (3)$$

dengan

$M$  = berat molekuler (kg/kmol)

$\overline{AF}$  = rasio udara bahan bakar basis molar (kmol/kmol)

$AF$  = rasio udara bahan bakar basis massa (kg/kg)

Sebuah reaksi yang terjadi secara eksotermik, supaya produk dapat keluar pada temperatur yang sama dengan elemen-elemen yang masuk, diperlukan adanya perpindahan panas dari reaktor ke lingkungan sekitarnya. Laju perpindahan kalor dan entalpi dari aliran yang masuk dan keluar saling berhubungan dengan kesetimbangan laju energi.

$$\frac{\dot{Q}_{cv}}{\dot{n}_F} - \frac{\dot{W}_{cv}}{\dot{n}_F} = \sum_P n_e (\bar{h}_f^o + \Delta\bar{h})_e - \sum_R n_i (\bar{h}_f^o + \Delta\bar{h})_i \quad (4)$$

dengan

$n$  = jumlah mol

$\dot{n}$  = laju aliran mol (kmol/jam)

$\bar{h}_f^o$  = entalpi pembentukan basis molar (kJ/kmol)

$\Delta\bar{h}$  = perubahan entalpi basis molar dari kondisi referensi (kJ/kmol)

$\dot{Q}_{cv}$  = laju aliran panas melalui *control volume* (kJ/jam)

$\dot{W}_{cv}$  = laju aliran kerja melalui *control volume* (kJ/jam)

indeks  $i$  dan  $e$  = fluida masuk dan keluar ruang bakar

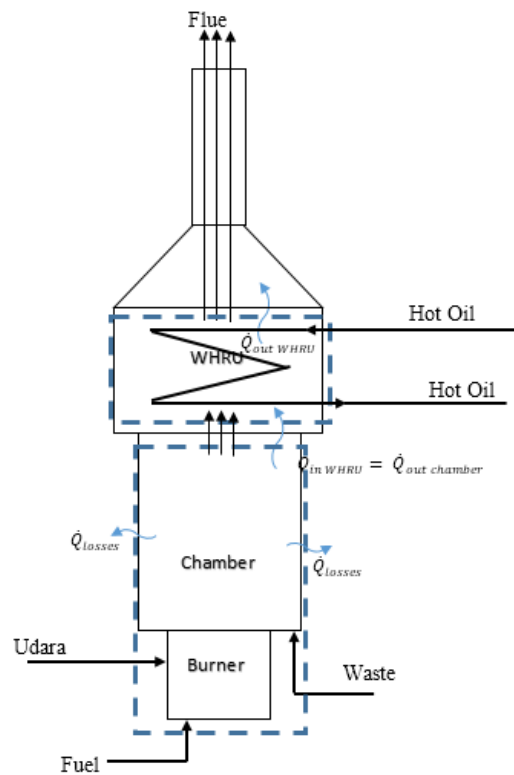
Pada suatu reaktor yang bekerja pada kondisi tunak, apabila tanpa adanya kerja  $\dot{W}_{cv}$  serta efek energi kinetik dan potensial, energi yang dilepaskan ketika terjadi pembakaran dipindahkan dari reaktor hanya melalui dua cara, yaitu melalui energi yang menyertai produk hasil pembakaran yang keluar dan melalui perpindahan kalor ke lingkungan sekitar. Temperatur yang akan dicapai oleh produk hasil pembakaran di dalam limit pengoperasian adiabatik dari reaktor tersebut disebut dengan temperatur api adiabatik atau temperatur pembakaran adiabatik. Temperatur api adiabatik dapat ditentukan dengan menggunakan prinsip-prinsip konversi massa dan konversi energi.

$$\sum_P n_e (\Delta\bar{h})_e = \sum_R n_i (\Delta\bar{h})_i + \sum_R n_i \bar{h}_{fi}^o - \sum_P n_e \bar{h}_{fe}^o \quad (5)$$

Temperatur api adiabatik ditentukan dengan cara iterasi karena temperatur yang tidak diketahui tersebut muncul di dalam setiap suku di dalam penjumlahan di sisi kiri persamaan (5).

### B. Analisa Perpindahan Panas pada WHRU

*Compact heat exchanger* merupakan salah satu dari jenis alat penukar panas, dimana *tube bank* yang disusun secara *aligned* atau *staggered* dengan salah satu jenis fin yang terpasang. Dalam analisa *heat exchanger* perlu didefinisikan koefisien perpindahan panas total, dapat dihitung berdasarkan persamaan [2],[3] :



Gambar. 1. Kesetimbangan energi dan massa pada TOX dan WHRU

$$\frac{1}{UA} = \frac{1}{(hA)_c} + \frac{R''_{f,c}}{A_c} + R_w + \frac{R''_{f,h}}{(\eta_o A)_h} + \frac{1}{(\eta_o h A)_h} \quad (6)$$

dengan

$h$  = koefisien perpindahan panas konveksi (W/m<sup>2</sup>K)

$A$  = luasan (m<sup>2</sup>)

$R$  = hambatan termal (K/W)

$R''_f$  = *fouling factor* (m<sup>2</sup>K/W)

$\eta$  = efisiensi fin

$U$  = koefisien perpindahan panas total (W/m<sup>2</sup>K)

indeks  $c$  dan  $h$  = fluida dingin dan panas

Pada sisi bagian dalam *tube*, koefisien perpindahan panas konveksi dapat dihitung dengan rumus sebagai berikut :

$$Re_D = \frac{4\dot{m}}{N_{in} \pi D_i \mu} \quad (7)$$

$$Nu = 0,023 Re_D^{4/5} Pr^{0,4} \quad (8)$$

$$h = \frac{Nu k}{D_i} \quad (9)$$

dengan

$Re_D$  = *Reynold number* dalam *tube*

$\dot{m}$  = laju aliran massa (kg/jam)

$N_{in}$  = jumlah *tube* pada untuk *inlet*

$D_i$  = diameter dalam (m)

$\mu$  = viskositas dinamik (Ns/m<sup>2</sup>)

$Nu$  = *Nusselt number*

$Pr$  = *Prandlt number*

$h$  = koefisien perpindahan panas konveksi (W/m<sup>2</sup>K)

Pada sisi bagian luar *tube*, koefisien perpindahan panas konveksi dapat dihitung dengan rumus sebagai berikut [4] :

$$V_{max} = \frac{S_r}{S_r - D_o} V \quad (10)$$

$$D_h = 4 \frac{TA_o}{A_{total}} \quad (11)$$

$$Re_h = \frac{\rho V_{max} D_h}{\mu} \quad (12)$$

$$\overline{Nu}_h = 0,134 Re^{0,681} Pr^{1/3} \left(\frac{s}{l}\right)^{0,2} \left(\frac{s}{t}\right)^{0,1134} \quad (13)$$

$$\bar{h}_h = \frac{\overline{Nu}_k}{D_h} \quad (14)$$

dengan

$V_{max}$  = kecepatan maksimum melalui sisi luar *tube* (m/s)

$S_T$  = jarak transfersal *tube* (m)

$D_o$  = diameter luar *tube* (m)

$D_h$  = diameter hidraulik (m)

$T$  = tinggi laluan fluida panas (m)

$A_o$  = *net free flow area* (m<sup>2</sup>)

$\rho$  = massa jenis (kg/m<sup>3</sup>)

$s$  = jarak antar *tube* (m)

$l$  = panjang *fin* (m)

$t$  = tebal *fin* (m)

Dengan menggunakan variabel *overall heat transfer coefficient* dan total luas permukaan perpindahan panas, laju perpindahan panas dapat dihitung dengan metode LMTD (*Log Mean Temperature Difference*). Untuk *heat exchanger* tipe *compact cross flow*, digunakan  $\Delta T_{lm}$  *counter flow* dengan faktor koreksi  $F$  dalam perhitungan laju aliran panas, sehingga [5] :

$$\dot{Q} = UAF\Delta T_{lm,cf} \quad (15)$$

Nilai  $F$  didapatkan dengan menentukan rasio  $P$  dan  $R$  yang dihitung persamaan berikut :

$$P = \frac{T_{c2} - T_{c1}}{T_{h1} - T_{c1}} \quad (16)$$

$$R = \frac{T_{h1} - T_{h2}}{T_{c2} - T_{c1}} \quad (17)$$

dengan

$T$  = temperatur (K)

indeks 1 dan 2 = kondisi masuk dan keluar

### C. Tahapan Analisa

Data utama yang digunakan dalam analisa pembakaran pada TOX yaitu data *waste gas* yang berasal dari berbagai unit proses pengolahan di CPP. Data tersebut akan dihitung dengan analisa termodinamika untuk mengetahui kesesuaian antara teoritis dan kondisi aktual. Setelah itu, akan dilakukan perhitungan jumlah bahan bakar dan *air fuel ratio* secara termodinamika dan dilakukan variasi jumlah *excess air* untuk pembakaran TOX, dengan tujuan untuk mendapatkan nilai yang tepat dalam pembakaran. Selanjutnya dilakukan analisa pada WHRU dengan analisa perpindahan panas. Analisa awal akan dilakukan perhitungan ulang kondisi operasi saat ini untuk mengetahui kesesuaian antara teoritis dan kondisi aktual. Selanjutnya akan dilakukan perhitungan *flow rate* dari *hot oil* pada sisi *tube* untuk mendapatkan suhu *outlet* 350°F (176,6°C).

## III. HASIL DAN DISKUSI

### A. Analisa Pembakaran pada TOX

Pembakaran pada TOX yang akan dianalisa berupa data desain dan data operasional. Untuk data desain tidak dilakukan variasi karena hanya untuk pengecekan, sedangkan untuk data

operasional akan dilakukan variasi *excess air* antara 10-35% dengan kenaikan 5% dan variasi *flowrate* 60%-100% *fuel gas* dari *flowrate* operasional dengan kenaikan 20%.

Tabel 1.  
Hasil Perhitungan  $\Delta h$  Flue Gas 100% *Flowrate Fuel Gas*

Excess Air	0%	10%	15%	20%	25%	30%	35%
$\Delta h$ flue gas (kJ/kg)	2.108,9	1.970,9	1.908,5	1.849,9	1.794,8	1.742,9	1.693,9

Tabel 2.  
Hasil Perhitungan  $\Delta h$  Flue Gas 80% *Flowrate Fuel Gas*

Excess Air	0%	10%	15%	20%	25%	30%	35%
$\Delta h$ flue gas (kJ/kg)	2.084,9	1.950,1	1.889,0	1.831,7	1.777,7	1.726,8	1.678,8

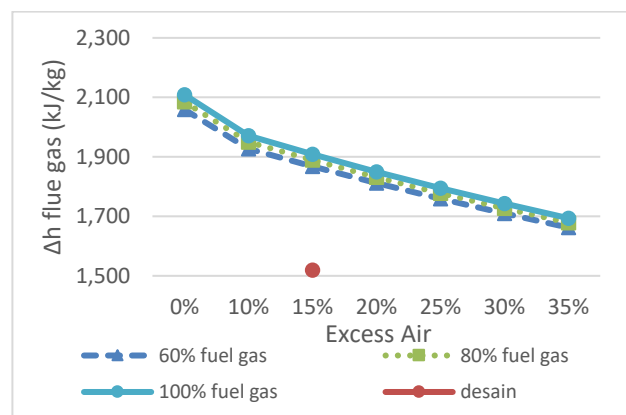
Tabel 3.  
Hasil Perhitungan  $\Delta h$  Flue Gas 60% *Flowrate Fuel Gas*

Excess Air	0%	10%	15%	20%	25%	30%	35%
$\Delta h$ flue gas (kJ/kg)	2.059,0	1.927,6	1.868,0	1.812,0	1.759,2	1.709,4	1.662,4

Tabel 4.  
Hasil Suhu Flue Gas Pembakaran TOX pada Data Operasional

Flowrate Fuel Gas	Excess Air	T Flue Gas (K)	T in WHRU (K)
60%	0%	1.495,811	1.489,241
	10%	1.355,029	1.349,495
	15%	1.293,970	1.288,872
	20%	1.237,772	1.233,067
	25%	1.186,581	1.182,228
	30%	1.138,908	1.134,875
80%	0%	1.509,288	1.502,852
	10%	1.366,145	1.360,732
	15%	1.304,103	1.299,120
	20%	1.247,010	1.242,415
	25%	1.194,900	1.190,652
	30%	1.146,675	1.142,741
100%	0%	1.521,766	1.515,459
	10%	1.376,456	1.371,160
	15%	1.313,435	1.308,564
	20%	1.255,564	1.251,003
	25%	1.202,746	1.198,599
	30%	1.153,857	1.150,019
	35%	1.109,091	1.105,532

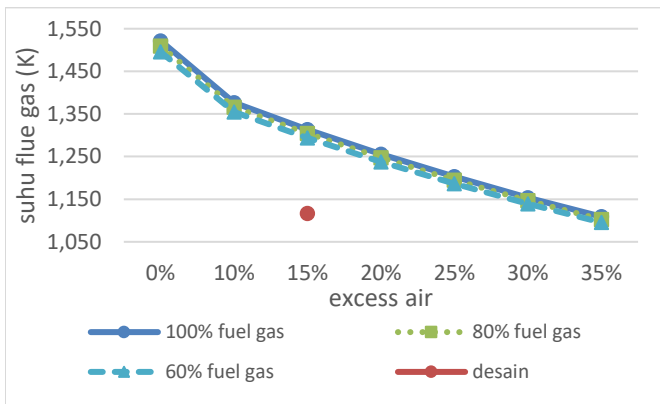
Berdasarkan penelitian ini didapatkan beberapa grafik perbandingan perubahan entalpi ( $\Delta h$ ) dan suhu dari *flue gas* hasil pembakaran di TOX.



Gambar. 2. Grafik perbandingan  $\Delta h_{flue\ gas} = f(EA)$  pada 60%, 80% dan 100% *fuel gas*

Pada gambar 2, perubahan entalpi pada data desain dan data operasional terdapat perbedaan yang cukup jauh, hal tersebut dikarenakan *input* operasional lebih tinggi dibandingkan input desain awal TOX. Pada grafik 60%, 80%, dan 100% *fuel gas* terlihat penurunan perubahan entalpi ( $\Delta h$ ) *flue gas* seiring dengan meningkatnya *excess air*. Hal tersebut terjadi karena pada saat *excess air* meningkat, maka laju aliran massa pada *flue gas* juga akan meningkat. Selain itu pada saat *excess air* meningkat, *heat rate* dari entalpi pembentukan produk tidak mengalami perubahan, hal tersebut dikarenakan entalpi pembentukan produk dihitung berdasarkan udara teori yang dibutuhkan pembakaran. Pada grafik hasil perhitungan sesuai dengan teori, yaitu semakin besar jumlah *excess air*, maka perubahan entalpi ( $\Delta h$ ) *flue gas* akan semakin rendah. Analisa perhitungan yang digunakan merupakan proses pembakaran secara teoritis, sehingga nilai terbaik terdapat pada stoikiometri (*excess air* 0%), penambahan *excess air* mengurangi panas pembakaran.

Dari gambar 2 terlihat selisih perubahan entalpi ( $\Delta h$ ) *flue gas* antara 60%-100% *fuel gas*. Selisih perubahan entalpi pada setiap variasi *excess air* juga berbeda-beda, semakin besar *excess air* terlihat perbedaan semakin kecil, serta semakin kecil jumlah *fuel gas* terlihat perbedaan semakin besar.



Gambar 3. Grafik perbandingan  $T_{flue\ gas} = f(EA)$  pada 60%, 80% dan 100% *fuel gas*

Pada gambar 3, pada grafik 60%, 80%, dan 100% *fuel gas* terlihat penurunan suhu *flue gas* seiring dengan meningkatnya *excess air*. Hal tersebut terjadi karena pada saat *excess air* meningkat, maka laju aliran massa pada *flue gas* juga akan meningkat. Ketika laju aliran massa *flue gas* meningkat akan mengakibatkan kehilangan panas pada pembakaran juga meningkat. Oleh karena itu, suhu *flue gas* akan mengalami penurunan. Analisa perhitungan yang digunakan merupakan proses pembakaran secara teoritis, sehingga nilai terbaik terdapat pada stoikiometri (*excess air* 0%), penambahan *excess air* mengurangi panas pembakaran.

Dari gambar 3 terlihat selisih suhu *flue gas* antara 60%, 80%, dan 100% *fuel gas*. Selisih perubahan entalpi pada setiap variasi *excess air* juga berbeda-beda, semakin besar *excess air* terlihat perbedaan semakin kecil, serta semakin kecil *fuel gas* terlihat perbedaan semakin besar.

Pada dasarnya perubahan jumlah bahan bakar tidak mempengaruhi nilai perubahan entalpi ( $\Delta h$ ) dan suhu

pembakaran. Namun, pembakaran yang terjadi pada TOX terdapat *input waste gas* yang merupakan senyawa tidak mengalami reaksi pembakaran, seperti  $CO_2$  dan  $N_2$ . Oleh karena itu, pembakaran pada TOX ketika dilakukan variasi penurunan jumlah bahan bakar terjadi sedikit penurunan perubahan entalpi ( $\Delta h$ ) dan suhu. Dari gambar 4 dan 5 menunjukkan bahwa mengurangi *flowrate fuel gas* sebesar 20% tidak berdampak banyak pada perubahan entalpi dan suhu pada *flue gas*. Sehingga, pengurangan jumlah *fuel gas* bisa dilakukan untuk menghemat konsumsi bahan bakar.

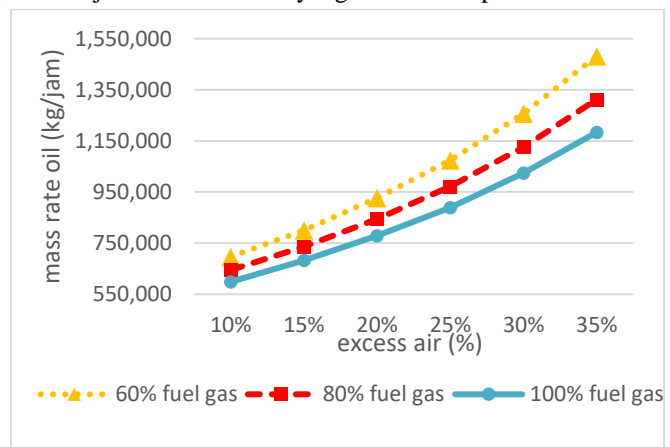
**B. Analisa Perpindahan Panas Pada WHRU**

Analisa perpindahan panas pada WHRU yang akan dilakukan berupa data desain dan data operasional. Untuk data operasional akan dilakukan variasi *flowrate* dan suhu *flue gas* dari hasil analisa pembakaran TOX.

Tabel 5.  
Hasil perhitungan laju aliran massa dari oil

Jumlah BB	Excess Air	Tin WHRU (K)	mass rate flue gas (kg/jam)	Mass rate oil (kg/jam)
60%	10%	1.349,495	160.350,010	696.659,45
	15%	1.288,872	165.465,601	800.286,47
	20%	1.233,067	170.581,192	925.994,02
	25%	1.182,228	175.696,782	1.074.008,67
	30%	1.134,875	180.812,373	1.257.720,86
80%	35%	1.091,694	185.927,964	1.481.420,93
	10%	1.360,732	166.619,267	644.742,15
	15%	1.299,120	172.005,063	735.912,75
	20%	1.242,415	177.390,858	844.291,00
	25%	1.190,652	182.776,654	971.693,77
100%	30%	1.142,741	188.162,449	1.126.232,03
	35%	1.098,884	193.548,245	1.312.368,34
	10%	1.371,160	172.888,524	598.556,02
	15%	1.308,564	178.544,524	681.919,50
	20%	1.251,003	184.200,524	778.247,02
	25%	1.198,599	189.856,525	889.520,68
30%	1.150,019	195.512,525	1.024.180,16	
35%	1.105,532	201.168,525	1.183.629,75	

Berdasarkan penelitian ini didapatkan grafik perbandingan jumlah laju aliran massa *oil* yang dibutuhkan pada WHRU.



Gambar 4. Grafik hasil laju aliran massa *oil* dalam WHRU

Pada gambar 4 merupakan grafik yang menunjukkan hasil laju aliran massa *oil* pada *flue gas* yang berbeda-beda hasil variasi analisa pembakaran TOX. Laju aliran massa *oil* tersebut merupakan jumlah yang dibutuhkan untuk mencapai suhu keluar WHRU sebesar 350°F (449,817K). Pada desain WHRU

diketahui batas maksimal *mass flowrate* yang diperbolehkan pada *oil*, yaitu sebesar 1.527.072,691 kg/jam. Oleh karena itu, berdasarkan batasan tersebut pada semua variasi *excess air* untuk 60%-100% *fuel gas* dapat digunakan dalam operasional.

Pada grafik hasil laju aliran massa *oil* terlihat nilai yang terus mengalami peningkatan seiring bertambahnya *excess air* pada pembakaran TOX. Hal tersebut terjadi karena suhu *flue gas* yang semakin kecil ketika *excess air* semakin besar, sehingga dibutuhkan *mass flowrate* yang lebih banyak untuk tetap mencapai suhu *oil* 350°F. Selain itu nilai *mass flowrate* pada *flue gas* semakin besar mengakibatkan diperlukan *mass flowrate oil* yang lebih besar agar tidak mengalami kenaikan suhu pada *outlet oil*.

#### IV. KESIMPULAN

Berdasarkan hasil analisa *heat balance* pada *Thermal Oxidizer* dan *Waste Heat Recovery Unit*, dapat diambil beberapa kesimpulan sebagai berikut

1. Jika meninjau suhu *flue gas* hasil pembakaran TOX dari data operasional, variasi terbaik yang mendekati desain awal (1.500-1600°F atau 1.088-1.144K) yaitu pada 60% *flowrate* bahan bakar dengan *excess air* antara 30% hingga 35%.
2. Dari variasi 60% *flowrate* bahan bakar dengan *excess air* antara 30% hingga 35%, didapatkan suhu *flue gas* hasil pembakaran antara 1.095,440K hingga 1.138,908K, serta suhu *flue gas* masuk WHRU antara 1.091,694K hingga 1.134,875K.
3. Dari hasil tinjauan suhu *flue gas*, maka laju aliran massa yang dapat diterapkan untuk mendapat suhu *outlet oil* sebesar 350°F adalah sebagai berikut
  - 60% bahan bakar, 30% *excess air* → 1.257.720,86 kg/jam
  - 60% bahan bakar, 35% *excess air* → 1.481.420,93 kg/jam

Jika berdasarkan data desain, laju aliran massa *oil* tersebut masih dibawah kondisi maksimal yaitu 1.527.072,691 kg/jam, sehingga aman digunakan dalam operasional.

4. Jumlah bahan bakar (*fuel gas*) sebesar 60%, dapat menghemat konsumsi bahan bakar pada pembakaran di *Thermal Oxidizer*.

#### DAFTAR PUSTAKA

- [1] Moran, M. J., dan Shapiro, H. N., *Fundamental of Engineering Thermodynamics 5th Edition*. Chichester : John Wiley & Sons (2006).
- [2] Incropera, F. P., dan Dewitt, D. P., *Fundamental of Heat and Mass Transfer 7th Edition*. New Jersey : John Wiley & Sons (2011).
- [3] Rosady, S. D., *Re-Design Lube Oil Cooler pada Turbin Gas*. Jurnal Teknik Pomits, Vol. 3 No. 2 (2014) 164-168.
- [4] Thulukkanam, K., *Heat Exchanger Design Handbook*. Boca Raton : CRC Press (2013).
- [5] Kakac, S., Liu, H., dan Pramuanjaroenkij, A., *Heat Exchanger : Selection, Rating, and Thermal Design*. Boca Raton : CRC Press (2012).