

Estimasi Penghematan Biaya Operasi PLTU dengan Cara Penggantian Bahan Bakar

Syukran¹ dan Dedi Suryadi²

¹ Jurusan Teknik Mesin Politeknik Negeri Lhokseumawe, Buketrata Lhokseumawe

E-mail: syukran_itb@yahoo.com

²Program Studi Teknik Mesin, Universitas Bengkulu, Bengkulu

ABSTRAK

Konsumsi listrik perkapita merupakan indeks standar kehidupan masyarakat suatu negara. Di Indonesia, dengan semakin meningkatnya kegiatan industri dan jumlah penduduknya, maka kebutuhan daya listrik juga mengalami peningkatan. Akibat terjadinya kenaikan harga bahan bakar minyak dunia sekarang ini, PT. PLN (persero) sebagai salah satu perusahaan listrik negara harus memikirkan usaha penghematan biaya operasi, dimana 75%nya adalah biaya bahan bakar. Salah satu usaha yang dapat ditempuh PT. PLN (persero) adalah dengan penggantian bahan bakar utama PLTU dari bahan bakar minyak (HSD dan MFO) menjadi gas alam (LNG) atau batubara. Tujuan penelitian ini adalah membandingkan efisiensi penghematan biaya bahan bakar LNG dan batubara dibanding bahan bakar minyak (HSD dan MFO) sebagai bahan bakar utama pembangkit uap PLTU. Penelitian hanya menitik beratkan pada segi penghematan ekonomi semata tanpa mempertimbangkan segi teknik operasional. Dari hasil analisis diperoleh untuk asumsi daya 51465kW dan efisiensi boiler 85%, maka laju alir massa bahan bakar HSD, MFO, LNG dan batubara masing-masing adalah 13446,95 kg/jam, 14328,98 kg/jam, 11567,94 kg/jam dan 29032,52 kg/jam. Selanjutnya biaya bahan bakar HSD, MFO, LNG dan batubara masing masing adalah 890,73 milyar/tahun, 530,61 milyar/tahun, 154,63 milyar/tahun dan 87,61 milyar/tahun. Besarnya penghematan biaya bahan bakar HSD terhadap LNG dan batubara masing-masing adalah 736,1 milyar/tahun dan 803,12 milyar/tahun. Selanjutnya besarnya penghematan biaya bahan bakar MFO terhadap LNG dan batubara masing-masing adalah 375,98 milyar/tahun dan 443,0 milyar/tahun.

Kata kunci: HSD, MFO, LNG, batubara, PLTU.

ABSTRACT

Per capita electricity consumption is a living standard index in a country. In Indonesia, as number of people and industries are increasing, the need of electricity is also increasing. As a result of the rising world's price of fossil fuel, PT. PLN (Persero), a local state utility, needs to find a better way to reduce its operational cost, 75% of which is the price of plant's fuel. One possible solution is to replace liquid fuel (HSD and MFO) with LNG or coals. This research aimed at fuel cost comparison between the use of LNG, coals and the liquid fuel in a steam power plant. The research focus on the cost reduction but neglects the actual operational implementation. The results of analysis, based on 51465 kW power and 85% boiler efficiency assumption, showed that the mass rate flow of HSD, MFO, LNG and coal are 13446,95 kg/h, 14328,98 kg/h, 1156,7 kg/h and 29032,52 kg/h respectively. Furthermore, annual fuel cost of HSD, MFO, LNG and coal are 890.73, 530.61, 154.63 and 87.61 billions respectively. The fuel cost saving from the replacement of HSD with LNG and coals are 736.1 and 803.12 billion/year respectively. As comparison, the fuel cost saving from the replacement of MFO with LNG and coals are 375.98 and 443.0 billion/year respectively.

Keywords: HSD, MFO, LNG, coal, Steam power plant.

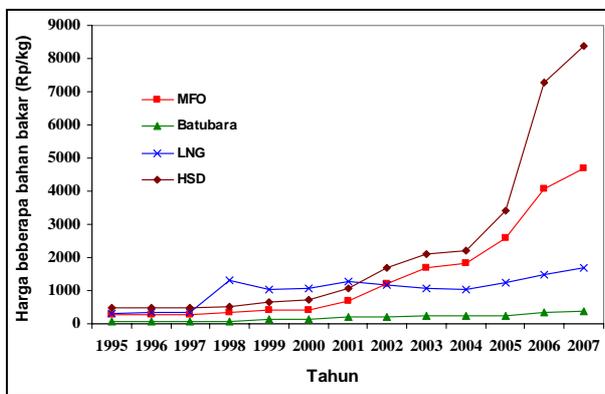
PENDAHULUAN

Konsumsi listrik perkapita merupakan indeks standar kehidupan masyarakat suatu negara. Di Indonesia, dengan semakin meningkatnya kegiatan industri dan jumlah penduduknya, maka kebutuhan daya listrik juga mengalami peningkatan. Ada bebe-

rapa faktor yang mempengaruhi ketersediaan listrik di Indonesia antara lain ketersediaan energi primer, harga bahan bakar, teknologi, budaya masyarakat dan lain-lainnya. Beberapa usaha yang dapat ditempuh PT. PLN (Persero) sebagai salah satu perusahaan listrik negara dalam mengatasi peningkatan kebutuhan daya listrik antara lain pemba-

ngunan pembangkit baru, pembelian listrik swasta (*independent power producer*), sistem sewa pembangkit dengan pemda/pengusaha, penggantian pemakaian bahan bakar serta mengoptimalkan efisiensi dan pemeliharaan pembangkit yang sudah ada.

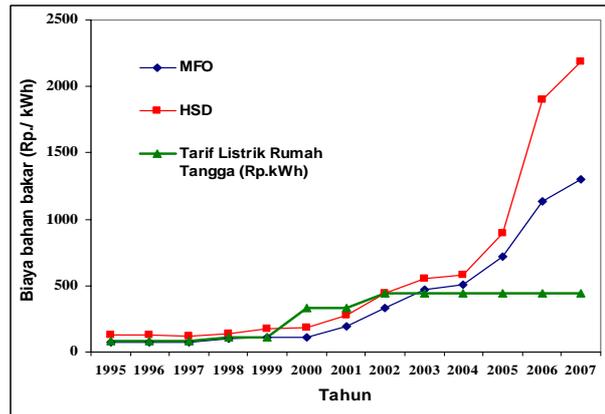
Dari beberapa usaha tersebut di atas, penggantian bahan bakar merupakan alternatif yang sangat rasional untuk dilakukan. Hal ini disebabkan berdasarkan data statistik PT. Pembangkitan Jawa Bali (PJB) tahun 2005, distribusi biaya bahan bakar untuk suatu PLTU mencapai 75% dari total biaya operasi [1]. Selain itu, terjadinya kenaikan harga bahan bakar minyak dunia yang sangat signifikan dalam waktu 5 tahun terakhir ini mengharuskan PT. PLN mengkaji ulang semua Pembangkit Tenaga Listrik Tenaga Uap (PLTU) yang menggunakan minyak sebagai energi utama pembangkit uapnya. Gambar 1 memperlihatkan data statistik Pertamina tahun 2007 tentang harga beberapa bahan bakar.



Gambar 1. Distribusi Harga Beberapa Bahan Bakar [1]

Dari Gambar 1 terlihat bahwa dari tahun 2002 sampai 2007 harga minyak bakar minyak HSD (high Speed Diesel) dan MFO (Marine Fuel Oil) mengalami peningkatan jauh di atas harga gas alam (LNG) dan batubara dalam satuan massa yang sama. Berdasarkan gambaran tersebut, peluang penghematan biaya operasi dengan penggantian bahan bakar pada PLTU-PLTU yang berbahan bakar minyak jelas ada. Besarnya angka penghematan perlu dilakukan kaji lebih lanjut.

Hal lain yang mendukung perlunya usaha penggantian bahan bakar pada PLTU yang berbahan bakar minyak adalah besarnya subsidi pemerintah ke PT. PLN dalam penyediaan listrik setiap tahunnya. Subsidi tersebut sebagian besar digunakan untuk mengurangi angka kerugian operasional PLTU yang berbahan bakar minyak. Penyebab kerugian adalah besarnya selisih biaya bahan bakar per kWh daya pembangkitan terhadap harga jual ke konsumen. Gambar 2 memberikan ilustrasi besarnya biaya bahan bakar per kWh daya suatu PLTU 51 MW yang berbahan bakar minyak.

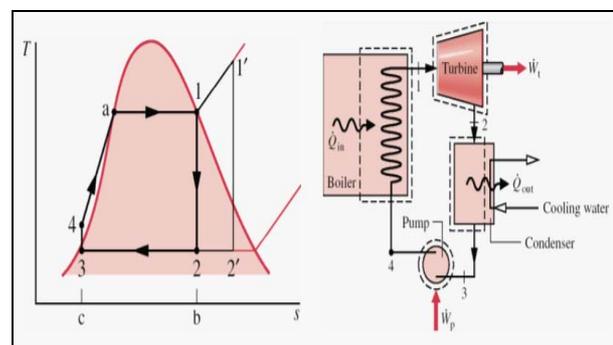


Gambar 2. Distribusi Biaya Bahan Bakar PLTU Berbahan Bakar Minyak [1]

Berdasarkan penjelasan dari Gambar 2 di atas, maka perlu dilakukan penelitian ini yang dapat membandingkan efisiensi penghematan biaya bahan bakar LNG dan batubara terhadap bahan bakar minyak sebagai bahan bakar utama pembangkit uap suatu PLTU. Penelitian ini hanya menitikberatkan pada penghematan segi ekonomi semata tanpa memperhitungkan segi teknik operasional PLTU.

Kinerja Termodinamika Siklus PLTU

Siklus merupakan rantai dari beberapa proses yang dimulai dari suatu tingkat keadaan kemudian kembali ke tingkat keadaan semula dan terjadi secara berulang. Pada pembangkit tenaga uap, fluida yang mengalami proses-proses tersebut adalah air. Air berfungsi sebagai fluida kerja. Air dalam siklus kerjanya mengalami proses-proses pemanasan, penguapan, ekspansi, pendinginan dan kompresi. Siklus pembangkit tenaga uap yang telah diterima sebagai siklus standarnya adalah siklus Rankine. Siklus Rankine sederhana terdiri dari empat komponen utama yaitu pompa, boiler, turbine dan condenser. Skematik siklus Rankine sederhana ditunjukkan pada Gambar 3.



Gambar 3. Siklus Rankine Sederhana [2]

Siklus dengan proses berturut-turut 1-2-3-4 dinamakan siklus Rankine jenuh. Sedangkan siklus dengan proses 1'-2'-3-4 dinamakan siklus Rankine panas lanjut.

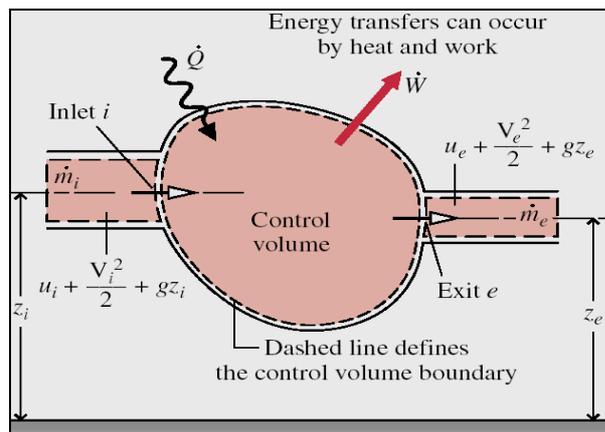
Hukum Termodinamika I untuk Volume Atur

Karena pada fluida yang mengalir terdapat kerja aliran per satuan massa sebesar pv oleh fluida didekatnya, maka kerja tersebut harus dimasukkan pada persamaan kesetimbangan energi untuk volume atur. Untuk keadaan tunak, energi masuk sama dengan energi keluar volume atur, diberikan pada Gambar 4. Persamaan neraca energinya adalah:

$$u_1 + p_1v_1 + gz_1 + \frac{V_1^2}{2} + q = u_2 + p_2v_2 + gz_2 + \frac{V_2^2}{2} + w \tag{1}$$

Selanjutnya u dan pv masing-masing merupakan sifat zat, maka penjumlahannya juga merupakan sifat zat dan diberi nama *enthalpy*. Untuk masalah uap energi potensial mempunyai perubahan relatif sangat kecil terhadap energi lainnya, maka suku energi potensial dapat diabaikan, sehingga :

$$h_1 + \frac{V_1^2}{2} + q = h_2 + \frac{V_2^2}{2} + w \tag{2}$$



Gambar 4. Neraca Energi pada Volume Atur [2]

Kesetimbangan Massa dan Energi pada Boiler

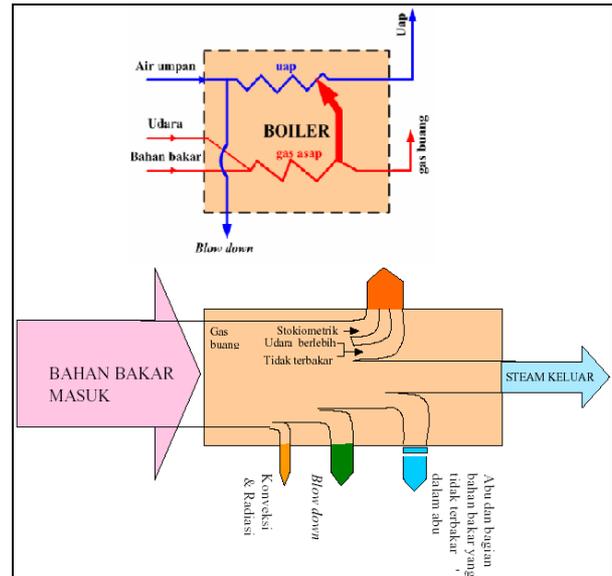
Proses pembakaran dalam boiler dapat digambarkan dalam bentuk diagram alir energi. Gambar 5 menggambarkan secara grafis tentang bagaimana energi masuk dari bahan bakar diubah menjadi aliran energi dengan berbagai kegunaan dan menjadi aliran kehilangan panas dan energi. Panah tebal menunjukkan jumlah energi yang dikandung dalam aliran masing masing.

Berdasarkan Gambar 5, maka kesetimbangan massa dan energi pada volume atur boiler sebagai berikut [3] :

$$0 = \dot{Q}_{Cv} - \dot{W}_{boiler} + \dot{m} \left[h_{in} - h_{out} + \frac{v_{in}^2 - v_{out}^2}{2} + g(z_{in} - z_{out}) \right] \tag{3}$$

$$\dot{m}_{air} = \dot{m}_{uap} + \dot{m}_{blowdown} \tag{4}$$

$$\dot{m}_{bahan\ bakar} + \dot{m}_{udara} = \dot{m}_{gas\ buang} \tag{5}$$



Gambar 5. Balance Massa dan Energi pada Boiler

$$\dot{m}_{bahanbakar} = \frac{\dot{Q}_{bahanbakar}}{LHV_{bahan\ bakar}} \tag{6}$$

$$\dot{Q}_{bb} = \dot{Q}_{uap\ keluar} - \dot{Q}_{air\ masuk} + \dot{Q}_{gas\ buang} + \dot{Q}_{(rad+conv)} + \dot{Q}_{blowdown} + \dot{Q}_{Abu} \tag{7}$$

$$\dot{Q}_{uap} = \dot{Q}_{Economizer} + \dot{Q}_{Evaporator} + \dot{Q}_{Superheater} \tag{8}$$

Efisiensi boiler ditentukan dengan persamaan berikut:

$$\eta_{boiler} = \frac{\dot{Q}_{uap}}{\dot{Q}_{bahanbakar}} = \frac{\dot{m}_{uap} (h_{uap\ keluar\ sup\ erheater} - h_{uap\ masuk\ economizer})}{\dot{Q}_{bahanbakar}} \tag{9}$$

METODE PENELITIAN

Menghitung Perpindahan Kalor di dalam Boiler

Secara umum perpindahan panas pada ruang bakar boiler terjadi dengan modus radiasi, konveksi dan konduksi. Pada modus radiasi, perpindahan panas lazimnya terjadi antara inti dari nyala api (*hottest part of flame*) dengan dinding *waterwall*. Energi radiasi dari api tersebut tergantung pada warna nyala (*luminosity of flame*) dan jumlah penyerapan panas permukaan yang terekspos nyala tersebut. Sedangkan pada modus konveksi, perpindahan panas terjadi antara gas asap dengan dinding *waterwall*. Selanjutnya pada modus konduksi, aliran panas melintasi dinding dari *waterwall*. Penjelasan ketiga modus perpindahan panas tersebut adalah sebagai berikut [3]:

- Laju panas radiasi yang diserap oleh *waterwall*

$$q_{rad} = \varepsilon A_o F_{oG} \sigma \left[(T_G)^4 - (T_o)^4 \right] \quad (10)$$

$$= 5,67(\varepsilon) A_o F_{oG} \left[\left(\frac{T_G}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_o}{100} \right)^4 \right]$$

dimana:

$$\frac{1}{A_o F_{oG}} = \frac{1}{A_G \left[\frac{1}{\varepsilon_G} - 1 \right]} + \frac{1}{A_o \left[\frac{1}{\varepsilon_o} - 1 \right]} + \frac{1}{A_o F_{oG}} \quad (11)$$

Untuk boiler kapasitas besar biasanya $\varepsilon_G = 1$ [4], dengan demikian Persamaan q_{rad} di atas menjadi:

$$\frac{1}{A_o F_{oG}} = \frac{1}{A_o \left[\frac{1}{\varepsilon_o} - 1 \right]} + \frac{1}{A_o F_{oG}} \quad (12)$$

F_{oG} = faktor bentuk

A_o = luas permukaan penyerapan panas, m²

ε = emisifitas dari api
= Konstanta Stefan-Boltzman
= $5,67 \times 10^{-8} \text{ W/m}^2\text{K}^4$

T_G = temperatur absolut api (K)

T_o = temperatur permukaan penyerap panas (K)

Koefisien perpindahan panas radiasi diperoleh dengan persamaan :

$$h_{rad} = \frac{q_{rad}}{A_o \Delta\theta} = \frac{5,67(\varepsilon) F_{oG} \left[\left(\frac{T_G}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_o}{100} \right)^4 \right]}{\Delta\theta} \quad (13)$$

Tahanan termal radiasi:

$$R_{rad} = \frac{1}{h_{rad} \cdot A_o} = \frac{\Delta\theta}{5,67(\varepsilon) A_o F_{oG} \left[\left(\frac{T_G}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_o}{100} \right)^4 \right]} \quad (14)$$

- Laju perpindahan panas konveksi antara gas asap (*hot flue gas*) dengan dinding *waterwall* dapat dinyatakan dengan persamaan :

$$q_{conv} = h_{conv} \cdot A \cdot \Delta\theta \quad (W) \quad (15)$$

dimana:

h_{conv} = koefisien konveksi (W/m²K)

A_o = luas permukaan penyerapan panas, (m²)

$\Delta\theta$ = beda temperatur antara gas asap dengan dinding *waterwall* (K)

Tahanan termal konveksi:

$$R_{conv} = \frac{1}{h_{conv} \cdot A_o} \quad (K/W) \quad (16)$$

Untuk pembangkit uap jenis pipa air, maka perpindahan panas yang terjadi di dalam pipa adalah pendidihan dengan konveksi paksa. Pada bagian station masuk air dalam pipa kemungkinan belum mendidih. Pada daerah ini perpindahan panas di dalam pipa adalah konveksi paksa. Koefisien perpindahan panas dapat dicari dari:

$$Nu = \frac{h_{conv} \cdot d}{k} = 0,023 Re^{0,8} Pr^{0,4} \quad (17)$$

Persamaan ini hanya berlaku untuk $Re > 4000$ dan aliran tidak menyilang, sedangkan untuk aliran silang koefisien perpindahan panas konveksi paksa melalui berkas pipa dapat ditentukan dengan persamaan :

$$Nu = 0,33 C Re_{maks}^{0,6} Pr^{0,3} \quad (18)$$

dimana C adalah faktor koreksi yang bergantung kepada susunan berkas pipa. Untuk mendapatkan koefisien perpindahan panas yang tepat maka dapat dilihat pada Gambar H5.10 sampai dengan H5.12 [5].

- Selanjutnya laju perpindahan panas konduksi melewati dinding pipa *waterwall* dinyatakan dengan persamaan :

$$q_{cond} = k \cdot A \cdot \frac{\Delta\theta}{\Delta x} \quad (19)$$

untuk dinding komposit

$$q_{cond} = k_1 \cdot A \cdot \left[\frac{\Delta\theta}{\Delta x} \right]_1 + k_2 \cdot A \cdot \left[\frac{\Delta\theta}{\Delta x} \right]_2 + k_3 \cdot A \cdot \left[\frac{\Delta\theta}{\Delta x} \right]_3 \quad (20)$$

Tahanan termal konduksi :

$$R_{cond} = \frac{1}{A} \sum \frac{\Delta x}{k} \quad (21)$$

dimana :

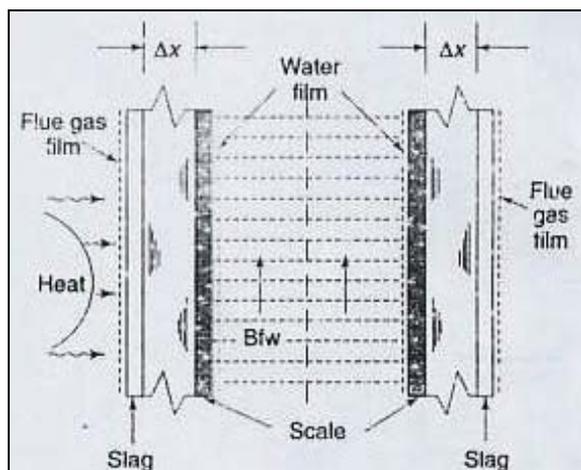
k_1 = konduktifitas termal dari *scale* (W/mK)

k_2 = konduktifitas termal *tube wall* (W/mK)

$\left[\frac{\Delta\theta}{\Delta x} \right]_1$ = gradien temperatur melewati *scale* (K/m)

$\left[\frac{\Delta\theta}{\Delta x} \right]_2$ = gradien temperatur melewati *tube* (K/m)

$\left[\frac{\Delta\theta}{\Delta x} \right]_3$ = gradien temperatur melewati *slag* (K/m)



Gambar 6. Modus Perpindahan di dalam Boiler [6]

- Laju perpindahan panas total
Jika seluruh modus perpindahan panas berlangsung secara bersamaan dan simultan, maka dapat tahanan termal keseluruhan adalah:

$$R_{tot} = R_{rad} + R_{conv} + R_{cond} \quad (22)$$

selanjutnya laju perpindahan panas total adalah [7]:

$$q = \frac{LMTD}{\Sigma R_{tot}} = U \cdot A \cdot LMTD \quad (23)$$

dimana:

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_o} + \left[\frac{\Delta x}{k} + \frac{1}{h_{si}} + \frac{1}{h_{so}} \right] + \frac{1}{h_i}} \quad (24)$$

$$LMTD = \frac{\Delta T_{maks} - \Delta T_{min}}{\ln \left[\frac{\Delta T_{maks}}{\Delta T_{min}} \right]} \quad (25)$$

ΔT_{maks} = beda temperatur fluida pada satu sisi H.E (maksimum) (K)

ΔT_{min} = beda temperatur fluida pada sisi lainnya dari H.E (minimum) (K)

h_o = koefisien perpindahan panas melewati gas asap *film* (W/m²K)

h_i = koefisien perpindahan panas melewati *water* atau *steam film* (W/m²K)

h_{si} = koefisien perpindahan panas sisi dalam *scale inside* (W/m²K)

h_{so} = koefisien perpindahan panas sisi dalam *slag outside* (W/m²K)

k = konduktifitas termal material (W/mK)

t = tebal pipa (m)

Menentukan Kerugian Kalor di dalam Ruang Bakar Boiler

Selama proses pembakaran berlangsung, terjadi kerugian kalor yang diakibatkan oleh beberapa hal, yaitu:

1. Kehilangan panas yang diakibatkan oleh gas buang yang kering

$$\dot{Q}_{gas\ buang} = \dot{m}_{gas\ buang} \cdot c_{p_gas\ buang} \cdot (T_{gas\ buang} - T_{ambient}) \quad (26)$$

2. Kehilangan panas yang diakibatkan oleh konveksi dan radiasi dinding

$$\dot{Q}_{(conv+rad)} = \sigma_{st} \cdot \dot{m}_{fuel} \cdot LHV_{fuel} \quad (27)$$

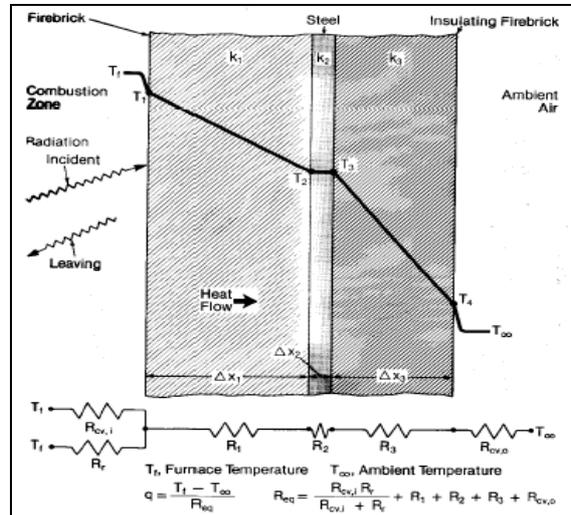
dimana: σ_{st} = koefisien kehilangan kalor keluar ruang bakar

Kehilangan panas akibat radiasi dan konveksi secara aktual sulit dikaji. Hal ini disebabkan daya emisifitas permukaan yang beraneka ragam, kemiringan, pola aliran udara, dan sebagainya. Pada pembangkit uap yang relatif kecil, dengan kapasitas 10 MW, *losses* radiasi dan konveksi dapat mencapai 1% - 2% nilai kalor *input* bahan bakar. Pada pembangkit uap diatas 50 MW nilainya 0,2% sampai dengan 1% [8]. Skematik

proses kehilangan kalor pada dinding ruang bakar diberikan pada Gambar 7.

3. Kehilangan panas akibat adanya abu (*ash*) di dalam bahan bakar

$$\dot{Q}_{gas\ buang} = \dot{m}_{abu} \cdot c_{p_abu} \cdot (T_{abu,out} - T_{abu,in}) \quad (28)$$



Gambar 7. Mekanisme Kehilangan Kalor pada Dinding Ruang Bakar [9]

4. Kehilangan panas akibat adanya *blowing down* uap

Jika air dididihkan dan dihasilkan uap, padatan terlarut yang terdapat dalam air akan tinggal di boiler. Jika banyak padatan terdapat dalam air umpan, padatan tersebut akan terpekatkan dan akhirnya akan mencapai suatu tingkat dimana kelarutannya dalam air akan terlampaui dan akan mengendap dari larutan. Di atas tingkat konsentrasi tertentu, padatan tersebut mendorong terbentuknya busa dan menyebabkan terbawanya air ke steam. Endapan juga mengakibatkan terbentuknya kerak di bagian dalam boiler, mengakibatkan pemanasan setempat menjadi berlebih dan akhirnya menyebabkan kegagalan pada pipa boiler. Oleh karena itu penting untuk mengendalikan tingkat konsentrasi padatan dalam suspensi dan yang terlarut dalam air yang dididihkan. Hal ini dicapai oleh proses yang disebut '*blowing down*', dimana sejumlah tertentu volume air dikeluarkan dan secara otomatis diganti dengan air umpan. Dengan demikian akan tercapai tingkat optimum total padatan terlarut (TDS) dalam air boiler dan membuang padatan yang sudah rata keluar dari larutan dan yang cenderung tinggal pada permukaan boiler. *Blowdown* penting untuk melindungi permukaan penukar panas pada boiler. Walau demikian, *Blowdown* dapat menjadi sumber kehilangan panas yang cukup berarti, jika dilakukan secara tidak benar.

$$\dot{Q}_{gas\ buang} = \dot{m}_{uap,blowdown} \cdot c_{p,uap} \cdot (T_{uap,out} - T_{air\ umpan,in}) \quad (29)$$

Estimasi penghematan biaya operasional dihitung dengan menggunakan tiga jenis bahan bakar yang biasa digunakan pada PLTU, yaitu bahan bakar minyak jenis HSD dan MFO, LNG dan batubara. Adapun asumsi yang digunakan dalam perhitungan adalah sebagai berikut:

- Daya output generator : 51465 kW
- Laju alir massa uap : 204841,4 kg/jam
- Uap keluar superheater
 - Temperatur : 510 °C
 - Tekanan : 87,2 bar
- Air umpan masuk economizer
 - Temperatur : 228,2 °C
 - Tekanan : 87,2 bar
- Efisiensi boiler : 85 %
- Nilai kalor bahan bakar [10,11]
 - LHV MFO : 9766 kkal/kg
 - LHV HSD : 10406,58 kkal /kg
 - LHV LNG : 12096,95 kkal/kg
 - LHV Batubara : 4820 kkal/kg
- Harga bahan bakar
 - MFO : Rp. 4381 /liter
 - HSD : Rp. 6900 /liter
 - LNG : Rp. 34147 /MMBTU
 - Batubara : Rp. 381 /kg
- Specific gravity
 - MFO : 0,937
 - HSD : 0,825
 - LNG : 0,63

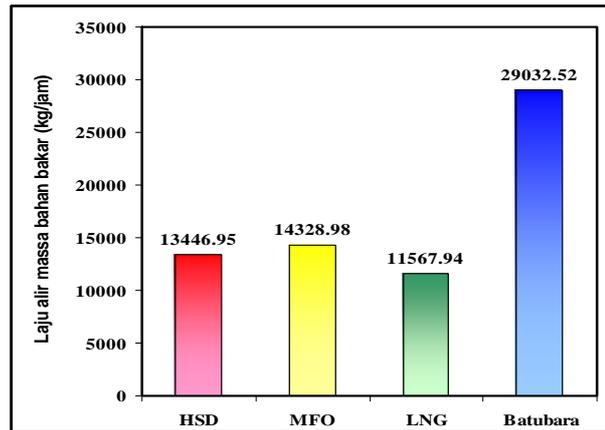
Tahap perhitungan dimulai dengan perhitungan entalpi air umpan masuk *economizer* dan entalpi uap panas lanjut keluar *superheater*. Dari data tekanan dan temperatur air umpan masuk *economizer* dan uap panas lanjut keluar *superheater* maka berdasarkan Tabel A-2 (sifat-sifat cair jenuh) dan Tabel A-4 (sifat-sifat uap panas lanjut) diperoleh entalpi air umpan masuk *economizer* dan entalpi uap panas lanjut keluar *superheater* masing-masing sebesar 234,95 kkal/kg dan 815,63 kkal/kg [2]. Dari data tersebut dihitung kebutuhan panas yang dibutuhkan bahan bakar,

$$\dot{Q}_{bahanbakar} = \frac{\dot{Q}_{uap}}{\eta_{boiler}} \dot{Q}_{bahanbakar} = 139936799,9 \text{ kkal / jam}$$

Langkah selanjutnya adalah menghitung laju alir massa bahan bakar untuk tiap-tiap bahan bakar antara lain : HSD, MFO, LNG dan Batubara.

HASIL DAN PEMBAHASAN

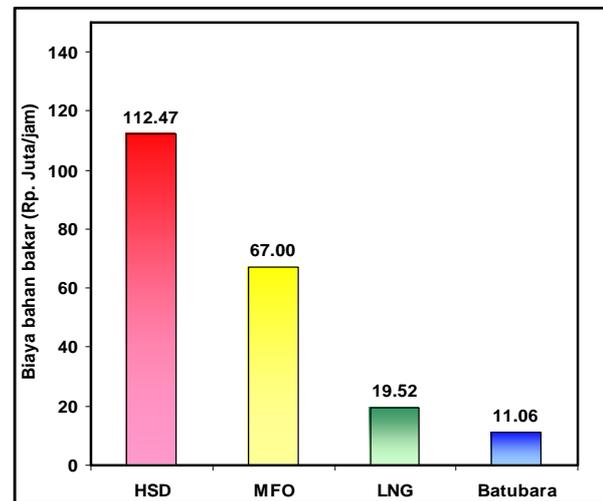
Hasil perhitungan ditampilkan dalam grafik seperti terlihat pada Gambar 8 sampai dengan 11.



Gambar 8. Laju Alir Massa Beberapa Bahan Bakar untuk Daya 51465 kW

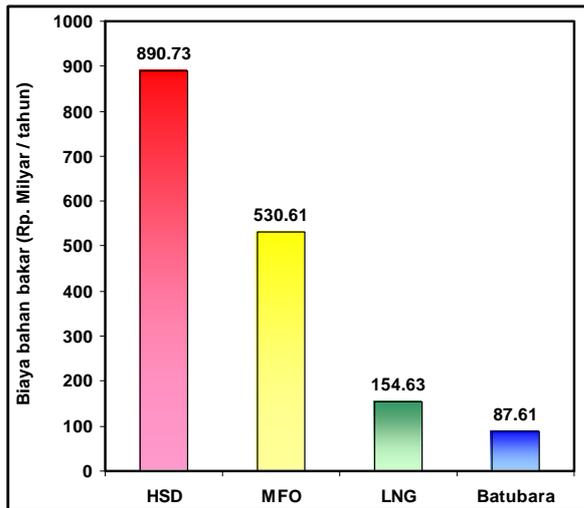
Dari Gambar 8, terlihat bahwa laju alir massa bahan bakar LNG adalah yang terkecil. Hal ini dikarenakan nilai kalor LNG untuk satuan massa yang sama adalah lebih besar dibanding HSD, MFO dan batubara. Nilai kalor batubara adalah yang terendah yaitu 4820 kkal/kg.

Selanjutnya Gambar 9 menunjukkan besarnya biaya beberapa bahan bakar untuk daya yang sama. Biaya bahan bakar HSD adalah yang tertinggi dengan nilai 114,10 juta/jam. Untuk MFO sebesar 67,0 juta/jam. Sedangkan biaya bahan bakar batubara adalah yang terkecil sebesar 11,06 juta/jam. Besarnya biaya bahan bakar ini erat kaitannya dengan nilai laju alir massa bahan bakar masing-masing bahan bakar.



Gambar 9. Biaya Beberapa Bahan Bakar untuk Daya 51465 kW (Juta/jam)

Gambar 10 memperlihatkan biaya tahunan beberapa bahan bakar untuk daya dan lama operasi yang sama. Jika diasumsikan lama operasi adalah 330 hari per tahun maka biaya operasi menggunakan bahan bakar minyak (HSD dan MFO) jauh lebih besar dibanding menggunakan LNG dan batubara.



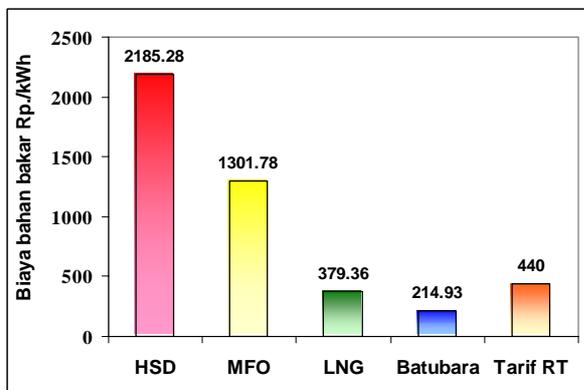
Gambar 10. Biaya Tahunan Beberapa Bahan Bakar untuk Daya 51465 kW

Biaya bahan bakar LNG hanya berkisar 17,35 % dari biaya HSD dan 29,14% dari biaya MFO. Sedangkan biaya bahan bakar batubara 9,83 % dari biaya HSD dan 16,32 % dari biaya MFO. Dengan demikian berdasarkan gambar tersebut, maka dapat dilihat peluang penghematan biaya bakar seperti tertera pada Tabel 4

Tabel 4. Selisih biaya bahan bakar minyak (HSD dan MFO) terhadap LNG dan batubara

Bahan bakar	Selisih Biaya Bahan Bakar (Milyar/tahun)	
	LNG	Batubara
HSD	736,1	803,12
MFO	375.98	443.00

Selanjutnya Gambar 11 menunjukkan besarnya biaya bahan bakar per kWh daya output generator. Untuk daya yang sama, biaya bahan bakar HSD dan MFO masih berada diatas biaya tarif rumah tangga. Sedangkan biaya bahan bakar LNG dan batubara masih berada dibawah tarif listrik rumah tangga.



Gambar 11. Biaya Beberapa Bahan Bakar per kWh untuk Daya 51465 kW

Berdasarkan grafik pada Gambar 11 di atas, dapat dikatakan bahwa secara operasional PLTU yang beroperasi dengan menggunakan bahan bakar minyak (HSD dan MFO) jelas mengalami kerugian. Hal ini nampak jelas dari selisih harga yang sangat besar antara biaya HSD dan MFO dibanding harga jual listrik ke konsumen rumah tangga.

KESIMPULAN

Dari analisis dan pembahasan yang telah dilakukan dalam dalam makalah ini dapat diambil beberapa kesimpulan sebagai berikut:

1. Laju alir massa bahan bakar HSD, MFO, LNG dan batubara untuk daya yang sama masing-masing adalah 13446,95 kg/jam, 14328,98 kg/jam, 11567,94 kg/jam dan 29032,52 kg/jam.
2. Biaya bahan bakar HSD dan MFO untuk daya yang sama lebih besar dibanding dengan LNG dan batubara. Biaya bahan bakar HSD dan MFO masing masing adalah 890,73 milyar/tahun dan 530,61 milyar/tahun. Sedangkan biaya bahan bakar LNG dan batubara masing-masing adalah 154,63 milyar/tahun dan 87,61 milyar/tahun.
3. Besarnya penghematan biaya bahan bakar HSD terhadap LNG dan batubara masing-masing adalah 736,1 milyar/tahun dan 803,12 milyar/tahun. Selanjutnya besarnya penghematan biaya bahan bakar MFO terhadap LNG dan batubara masing-masing adalah 375,98 milyar/tahun dan 443,0 milyar/tahun.

DAFTAR PUSTAKA

1. PT. Indonesia Power, *Data Ultimate Analysis bahan bakar* unit-3, Semarang Indonesia, 2005.
2. Moran, J.M. and Shapiro, H.N., *Fundamentals of Engineering Thermodynamics*, 4th edition, John Wiley & Sons, New York, 2000.
3. PK., *Power Plant Engineering*, 2nd edition, Mc Graw-Hill, Singapore, 2002.
4. Mc.Adam, W.H., *Heat Transmission*, McGraw Hill Book Co., 1958.
5. Fraas, A., *Heat Exchanger Design*, Wiley, 1989.
6. Chattopadhyay, P, *Boiler Operation Engineering Question and Answers*, Second Edition, Tata McGraw-HillCo. New Delhi, 2000.
7. Incropera, F.P & Dewitt D.P., *Introduction to Heat Transfer*, 3rd Edition, John Wiley & Sons, Canada, 1996.
8. Pedoman efisiensi energi untuk industri di Asia. <http://www.energyefficiencyasia.org>.
9. Babcock & Wilcox, *Steam its Generation and Use*, Mc Dermott Company, 40th Edition 1992.

10. Borman, G.L., and Ragland, K.W., *Combustion Engineering*, edition, McGrawHill Co, Singapore, 1998.
11. Prihadi Setyo Darmanto, *Laporan akhir penelitian, Optimasi Sistem Pembakaran PLTU Suralaya Unit-6*, Institut Semen dan Beton Indonesia, Cibubur, Indonesia 2006.