

## Optimasi Energi pada Boiler *Atmospheric Fluidized Bed Combustion* pada Industri Viscose Rayon

Fajar Ramadhan<sup>1)\*</sup>, Fergyanto E. Gunawan<sup>2)</sup>

<sup>1),2)</sup>Industrial Engineering Department, BINUS Graduate Program-Master of Industrial Engineering Bina Nusantara University, Jakarta, 11480, Indonesia  
Email : [fajar.ramadhan002@binus.ac.id](mailto:fajar.ramadhan002@binus.ac.id) , [fgunawan@binus.edu](mailto:fgunawan@binus.edu)

doi: <https://doi.org/10.24843/METTEK.2023.v09.i01.p01>

### Abstrak

Industri viscose rayon menghasilkan serat tekstil alami dan membutuhkan listrik dan uap air dalam proses produksinya. Kebutuhan energi listrik dan uap diproduksi dari unit pembangkit listrik tenaga uap yang menggunakan boiler sebagai bejana tertutup untuk mengubah air menjadi uap melalui pemanasan dengan bahan bakar. Salah satu jenis boiler yang digunakan dalam unit pembangkit adalah *Atmospheric Fluidized Bed Combustion* (AFBC) dengan kapasitas 45 ton per jam dan efisiensi sebesar 78,61%, yang masih di bawah standar efisiensi sebesar 85,78%. Efisiensi boiler mengalami penurunan kinerja yang ditunjukkan oleh temperatur gas buang yang mencapai 220°C. Hal ini mengakibatkan pemborosan penggunaan bahan bakar batubara karena panas hasil pembakaran tidak optimal diserap oleh air sehingga temperatur gas buang menjadi tinggi. Penelitian ini akan mengkaji pengaruh nilai kalor batubara dan laju alir massa udara pembakaran terhadap penggunaan energi boiler serta mengkaji penghematan biaya energi. Analisis penelitian ini menggunakan *software* ANSYS Fluent 2021 R2 dengan memanfaatkan fitur *Computational Fluid Dynamics* (CFD) untuk membantu simulasi fluida pada boiler. Analisis efisiensi boiler menggunakan metode tidak langsung sesuai dengan ASME PTC 4.0. Hasil penelitian ini menunjukkan adanya peningkatan efisiensi boiler dari 78,61% menjadi 81,04%, sehingga menghasilkan penghematan biaya sebesar Rp80.870.400.000 per tahun.

**Kata kunci:** *Atmospheric Fluidized Bed Combustion Boiler, Computation Fluid Dynamics, Efisiensi, Gas buang, Penghematan biaya*

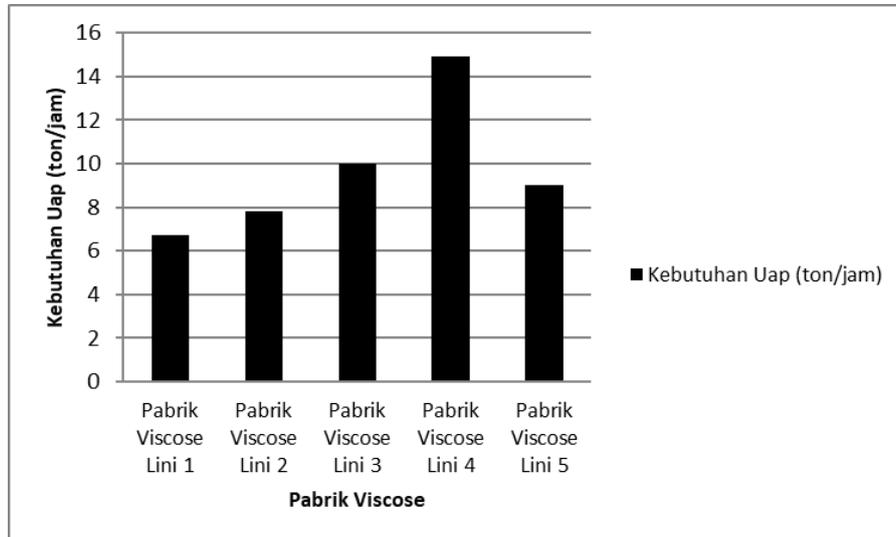
### Abstract

*The viscose rayon industry produces natural textile fibers and requires electricity and water vapor in its production process. The need for electric power and steam is generated from a steam power plant unit that uses a boiler as a closed vessel to convert water into steam through heating with fuel. One type of boiler used in the power generation unit is Atmospheric Fluidized Bed Combustion (AFBC) with a capacity of 45 tons per hour and an efficiency of 78.61%, which is still below the efficiency standard of 85.78%. The boiler efficiency has decreased in performance, as indicated by the flue gas temperature reaching 220°C. This results in the wasteful use of coal fuel because the heat from combustion is not optimally absorbed by the water, resulting in high exhaust gas temperature. Therefore, this study will examine the influence of coal calorific value and combustion air mass flow rate on boiler energy use and cost savings. The research analysis uses ANSYS Fluent 2021 R2 software and utilizes the Computational Fluid Dynamics (CFD) feature to simulate fluids in the boiler. The analysis of boiler efficiency uses the indirect method according to ASME PTC 4.0. The results of this study show an improvement in boiler efficiency from 78.61% to 81.04% and generate cost savings of IDR 80,870,400,000 per year.*

**Keywords:** *Atmospheric Fluidized Bed Combustion Boiler, Computation Fluid Dynamics, Cost saving, Efficiency, Flue gas*

## 1. PENDAHULUAN

Industri viscose rayon memproduksi serat tekstil alami dan memerlukan energi listrik dan uap air untuk mendukung proses produksinya. Listrik digunakan untuk menggerakkan peralatan produksi, sedangkan uap digunakan untuk membantu produksi serat viscose. Industri Viscose memiliki lima lini produksi serat, di mana setiap lini memerlukan kebutuhan uap yang berbeda, seperti yang terlihat pada Gambar 1 di bawah ini.



Gambar 1 Kebutuhan uap di pabrik viscose rayon

Gambar 1 menunjukkan kebutuhan uap pada masing-masing lini produksi viscose rayon, yaitu 6,7 tph untuk lini 1, 7,8 tph untuk lini 2, 10 tph untuk lini 3, 14,9 tph untuk lini 4, dan 9 tph untuk lini 5. Kebutuhan uap ini dapat berfluktuasi tergantung pada kapasitas produksi masing-masing lini, dimana saat produksi fiber meningkat, maka kebutuhan uap juga meningkat, dan sebaliknya saat kapasitas menurun, kebutuhan uap juga menurun.

Permintaan uap untuk produksi viscose fiber selama tiga bulan terakhir mengalami peningkatan, yang sejalan dengan peningkatan produksi uap di Departemen Energi dan Utilitas. Departemen ini memproduksi uap yang digunakan untuk membantu proses produksi serat rayon dan terdiri dari tiga bagian, yaitu Produksi Energi 1, Produksi Energi 2, dan Utilitas. Selain digunakan untuk proses produksi utama, uap yang dihasilkan juga digunakan untuk menggerakkan turbin sehingga menghasilkan energi listrik. Kebutuhan listrik pada industri rayon dipasok dari tiga sumber, yaitu daya sebesar 9.900 MW dari PLN, 13.100 MW dari Produksi Energi 2, dan 9.500 MW dari Produksi Energi 1. Namun, daya yang dipasok oleh PLN merupakan daya minimum sesuai dengan perjanjian kerjasama dan peraturan yang mengatur penggunaan tenaga listrik untuk industri.

Produksi Energi 2 memiliki peran penting dalam produksi listrik dan uap untuk proses produksi viscose. Pabrik ini dilengkapi dengan satu boiler jenis *Circulating Fluidized Bed Combustion* (CFBC) dengan kapasitas 130 tph dan daya pembangkit maksimal 20,5 MW. Produksi Energi 2 telah beroperasi sejak tahun 2008 dengan efisiensi sebesar 88%, yang menunjukkan kinerja yang baik sesuai dengan standar efisiensi perusahaan.

Sementara itu, Produksi Energi 1 merupakan objek penelitian yang terdiri dari empat unit boiler jenis *Atmospheric Fluidized Bed Combustion* (AFBC) dengan kapasitas 3 x 22,5 tph dan 1 x 45 tph. Pabrik ini mulai memproduksi pada tahun 1998 dengan kapasitas desain maksimum pembangkit listrik sebesar 13,5 MW. Pada awalnya, bahan bakar yang digunakan adalah batubara dan sludge. Namun, berdasarkan Peraturan Menteri Lingkungan Hidup Nomor 21 Tahun 2008 tentang baku mutu emisi sulfur dioksida (SO<sub>2</sub>) pada pembangkit listrik tenaga uap sebesar 550 mg/Nm<sup>3</sup>, Produksi Energi 1 tidak lagi menggunakan sludge

karena sludge merupakan limbah industri berupa lumpur yang kaya kandungan sulfur dan merupakan limbah B3.

Biaya produksi terdiri dari tiga unsur biaya, yaitu biaya bahan baku, biaya karyawan, dan biaya tambahan serta beban lainnya. Bagian yang signifikan dari biaya operasi pada setiap proses industri terkait dengan konsumsi bahan bakar [1]. Pada Produksi Energi 1, biaya produksi terbesar terletak pada pembelian batubara yang merupakan biaya bahan baku. Biaya pembelian batubara mencapai 30% dari total biaya produksi yang dikeluarkan untuk memproduksi viscose fiber. Harga batubara yang mahal disebabkan oleh kenaikan harga batubara, menurut Indonesia Coal Index (ICI 4) pada bulan Juli 2022, harga batubara dengan nilai kalori 5100 kcal/kg adalah Rp2.000.000 per ton. Potensi penghematan energi pada batubara dapat meminimalkan biaya produksi secara lebih efisien.

Boiler adalah bejana tertutup di mana air diubah menjadi uap dengan pemanasan [2]. Panas yang diperlukan untuk menguapkan air didapat dari pembakaran batubara di ruang bakar. Boiler yang menjadi objek penelitian ini adalah jenis AFBC kapasitas 45 tph yang mengalami permasalahan dalam proses operasinya yaitu mengalami penurunan efisiensi dari 85,78% menjadi 78,61%.

Panas dapat hilang dari boiler melalui berbagai cara, seperti kehilangan panas dari gas buang, radiasi, *blow-down*, dan lain-lain [3]. Boiler ini memiliki beberapa masalah, yaitu temperatur gas buang yang tinggi sebesar 220°C, yang menandakan bahwa penyerapan panas antara gas hasil pembakaran dan air umpan di dalam tungku belum optimal. Potensi penghematan energi dapat dilakukan dengan mengurangi temperatur gas buang karena hal tersebut dapat mengurangi penggunaan batubara dan dapat menghemat biaya produksi. Boiler ini juga cepat mengalami penurunan temperatur *bed* sehingga sering meregenerasi pasir. Masalah lain yang muncul adalah *Induced Draft Fan* (IDF) mengalami ketidakseimbangan atau *unbalance* dalam frekuensi yang relatif sering, dan tidak lancarnya pasokan batubara dari *bunker* ke *screw feeder* disebabkan oleh batubara yang memiliki kandungan air yang tinggi sehingga sering tersumbat.

Penelitian ini didukung oleh beberapa penelitian sebelumnya. Penelitian pertama menghasilkan perbaikan efisiensi boiler pada pembangkit listrik dengan kapasitas 660 MW melalui penentuan koefisien udara berlebih yang paling optimal [4]. Penelitian kedua menyatakan bahwa efisiensi pada boiler AFBC dapat ditingkatkan dengan memanfaatkan *high pressure heater* yang menggunakan uap hasil ekstraksi turbin untuk memanaskan air umpan [5]. Penelitian ketiga menyatakan bahwa peningkatan konsentrasi oksigen (O<sub>2</sub>) di saluran inlet dapat meningkatkan temperatur di dalam ruang bakar. Seiring dengan meningkatnya konsentrasi O<sub>2</sub> di saluran inlet, emisi karbon dioksida (CO<sub>2</sub>) secara bertahap menurun. Peningkatan konsentrasi O<sub>2</sub> secara efektif dapat menurunkan emisi karbon monoksida (CO) dalam gas buang. Penelitian ini juga menyimpulkan bahwa ukuran partikel batubara yang tepat dapat meningkatkan efisiensi pembakaran [6]. Penelitian keempat menyatakan bahwa optimalisasi rasio pencampuran batubara dan udara pembakar sebelum masuk ke ruang bakar dapat memperbaiki efisiensi boiler sebesar 4%, serta menurunkan biaya operasi dan pengurangan emisi udara [1].

Penelitian ini bertujuan untuk memecahkan masalah efisiensi boiler AFBC yaitu dengan meningkatkan *Gross Calorific Value* (GCV) batubara dengan menentukan nilai rasio pencampuran batubara yang optimal, menganalisis nilai kalor dan kandungan dalam campuran batubara, serta mengatur udara pembakaran untuk mencapai pembakaran yang efisien sehingga rugi panas gas buang dapat dikurangi.

Selain itu, penelitian ini disusun untuk menjelaskan pengaruh peningkatan nilai kalor batubara dan laju alir massa udara pembakaran terhadap efisiensi boiler dengan menggunakan CFD pada *software* ANSYS Fluent 2021 R2, melakukan analisis perhitungan efisiensi boiler

sesuai dengan ASME PTC 4.0, serta menganalisis penghematan biaya produksi yang dapat dicapai akibat dari peningkatan efisiensi boiler.

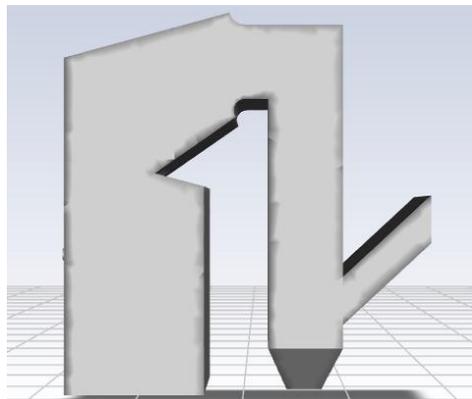
## 2. METODE

### 2.1. Metode Simulasi CFD pada ANSYS Fluent 2021 R2

Penelitian ini menggunakan ANSYS Fluent untuk menganalisis aliran fluida dan perpindahan panas seperti temperatur, kecepatan, dan distribusi kepadatan dalam boiler industri [7]. Selain itu, ANSYS Fluent 2021 R2 juga digunakan untuk analisis fluida gas buang, proses perpindahan panas di ruang bakar, kecepatan gas buang, dan kandungan dalam gas buang.

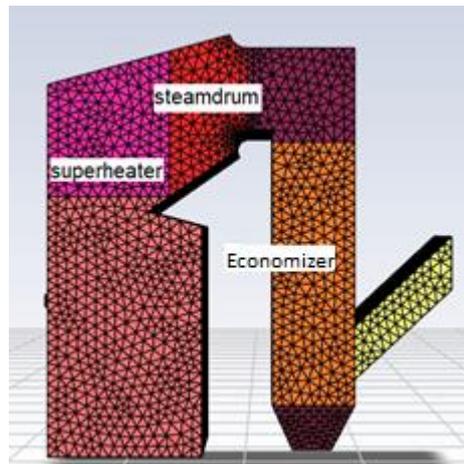
Karakteristik temperatur suatu aliran fluida umumnya dapat dianalisis menggunakan CFD. Metode ini memiliki kemampuan untuk memperoleh parameter-parameter pengujian tanpa harus melakukan pengujian secara langsung. Umumnya, simulasi CFD terdiri dari tiga tahap, yaitu *Pre-Processing*, *Processing*, dan *Post-Processing*.

Penelitian ini menganalisis proses yang terjadi di dalam boiler AFBC berkapasitas 45 tph, yang melibatkan aliran fluida dari udara pembakaran, batubara, dan gas buang. Model simulasi CFD yang digunakan dapat dilihat pada Gambar 2.



Gambar 2 Boiler AFBC

Gambar 2 menunjukkan model boiler AFBC yang dibuat menggunakan *software* Inventor dan diekspor ke ANSYS Fluent 2021 R2 dalam format yang sesuai. Model meliputi bagian ruang bakar dan saluran gas buang untuk memastikan hasil simulasi yang optimal dan akurasi yang tinggi. Setelah model dibuat, domain solid kontinu dikonversi menjadi domain komputasi diskrit dengan jumlah elemen terhingga agar persamaan struktural dapat diselesaikan menggunakan metode numerik CFD.



Gambar 3 Diskritisasi pada model boiler

Gambar 3 di atas menunjukkan model boiler setelah didiskritisasi menggunakan jenis diskrit hexahedral. Jenis diskrit ini dipilih karena memiliki tingkat keteraturan yang lebih baik, penyelarasan, lebih ekspresif, dan akurasi yang sama dengan jumlah elemen yang lebih sedikit, sehingga membuat simulasi lebih efisien [8].

Selanjutnya, tahap penentuan kondisi batas dilakukan untuk memasukkan parameter sebagai dasar komputasi numerik. Tahap ini sangat penting karena berhubungan dengan hasil analisis komputasi. Model tersebut terdiri dari tiga zona yaitu *economizer*, *steam drum*, dan *superheater*, karena setiap zona memiliki laju perpindahan panas yang berbeda. Hasil kalkulasi data aktual menunjukkan laju perpindahan panas pada zona *economizer* sebesar 4094 kJ/s, zona *steam drum* sebesar 24628 kJ/s, dan zona *superheater* sebesar 5930 kJ/s. Data parameter proses untuk mendefinisikan kondisi batas simulasi CFD pada semua variasi dapat dilihat pada Tabel 1.

Tabel 1 Data parameter proses

Parameter	Existing	Perbaikan 1	Perbaikan 2	Satuan
Laju alir massa batubara	8220	8220	8220	kg/jam
Temperatur batubara	40	40	40	°C
Tekanan batubara	1,013	1,013	1,013	Bar
Nilai kalor batubara	4549	5160,5	5217,5	kkal/kg
Kebutuhan udara pembakaran	4,23	6,37	6,5	kg/kg batubara
Kebutuhan udara berlebih	31,25	-	-	%
Kebutuhan udara aktual	5,5	8,36	8,53	kg/kg batubara
Temperatur udara	40	40	40	°C
Tekanan udara	1,013	1,013	1,013	Bar
Laju alir uap	42530	42530	42530	kg/jam
Temperatur uap	438,57	438,57	438,57	°C
Tekanan uap	47,12	47,12	47,12	Bar
Laju alir air umpan	45100	45100	45100	ton/jam
Temperatur air umpan	125	125	125	°C
Laju alir gas buang	5,75	5,75	5,75	kg/kg batubara
Temperatur gas buang	220	-	-	°C
Kandungan O <sub>2</sub> dalam gas buang	5	-	-	%
Kandungan CO <sub>2</sub> dalam gas buang	15	-	-	%
Kandungan CO dalam gas buang	0,55	-	-	%

Tabel 1 menunjukkan data parameter proses yang digunakan untuk mendefinisikan kondisi batas dalam simulasi CFD. Data tersebut terdiri dari tiga variasi, yaitu variasi 1 yang merepresentasikan kondisi aktual, variasi 2 yang merepresentasikan kondisi setelah dilakukan perbaikan 1, dan variasi 3 yang merepresentasikan kondisi setelah dilakukan perbaikan 2. Perbedaan antara ketiga variasi tersebut terletak pada parameter laju alir massa batubara, nilai kalor batubara, dan kebutuhan udara pembakaran.

## 2.2. Metode Efisiensi Boiler

Metode uji kinerja dan emisi boiler jenis industri yang menggunakan bahan bakar batubara dapat mengikuti standar pengujian *American Society of Mechanical Engineer Power Test Code* (ASME PTC 4.0-2013) [9]. Terdapat dua metode untuk menghitung efisiensi boiler, yaitu metode langsung dan tidak langsung [10]. Untuk menganalisis efisiensi, energi, dan eksergi, serta kondisi aliran gas buang pada boiler batubara, digunakan metode tidak langsung dan perhitungan rugi-rugi pada boiler [11]. Metode tidak langsung lebih efektif dan akurat dibandingkan metode langsung, dan rugi-rugi panas terbesar terjadi pada gas buang kering serta rugi-rugi akibat kandungan air pada bahan bakar [12]. Dalam penelitian ini, digunakan metode tidak langsung atau perhitungan rugi-rugi panas pada boiler. Berikut adalah rugi-rugi pada boiler yang menggunakan bahan bakar cair, gas, dan padat.

- L<sub>1</sub>: Rugi-rugi karena gas buang kering
- L<sub>2</sub>: Rugi-rugi karena hidrogen pada bahan bakar (H<sub>2</sub>)
- L<sub>3</sub>: Rugi-rugi karena kelembapan pada bahan bakar (H<sub>2</sub>O)
- L<sub>4</sub>: Rugi-rugi karena kelembapan udara (H<sub>2</sub>O)
- L<sub>5</sub>: Rugi-rugi karena karbon monoksida (CO)
- L<sub>6</sub>: Rugi-rugi akibat radiasi, konveksi, dan lainnya
- L<sub>7</sub>: Rugi-rugi karbon yang tidak terbakar dalam *fly ash*
- L<sub>8</sub>: Rugi-rugi karbon yang tidak terbakar dalam *bottom ash*

$$\eta = 100 - (L_1 + L_2 + L_3 + L_4 + L_5 + L_6 + L_7 + L_8) \quad (1)$$

Dimana,

$\eta$  : efisiensi boiler (%)

### Prosedur perhitungan dan rumus rasio

Bahan bakar udara teoritis dan udara berlebih yang dipasok ditentukan terlebih dahulu untuk menghitung kerugian boiler dengan menggunakan rumus berikut.

Jumlah udara teoritis yang dibutuhkan untuk pembakaran

$$m = \frac{[(11,6 \times C) + \{34,8 + (\frac{H_2 - O_2}{8})\}] + (4,35 \times S)]}{100 \frac{kg}{kg} \text{ bahan bakar}} \quad (2)$$

Dimana C : persentasi karbon, H<sub>2</sub> : persentasi hidrogen, O<sub>2</sub> : persentasi oksigen, dan S : persentasi sulfur.

Persentasi udara berlebih atau *excess air* :

$$EA = \frac{[7900x[(CO_2\%)t - (CO_2\%)a]]}{[(CO_2\%)a \times [100 - (CO_2\%)t]]} \quad (3)$$

Dimana,

- (CO<sub>2</sub>%)<sub>t</sub> : persen CO<sub>2</sub> teoritis  
 (CO<sub>2</sub>%)<sub>a</sub> : persen CO<sub>2</sub> aktual diukur dalam penganalisis gas buang (mol C)  
 (CO<sub>2</sub>%)<sub>t</sub> :  $\frac{\text{Mol C}}{\text{Mol N}_2 + \text{Mol C}}$   
 Mol N :  $\frac{\text{Berat N}_2 \text{ dalam udara teoritis}}{\text{Mol Wt N}_2} + \frac{\text{Wt N}_2 \text{ dalam bahan bakar}}{\text{Mol Wt N}_2}$   
 Mol C :  $\frac{\text{Wt C dalam bahan bakar}}{\text{Molekuler Wt C}}$

*Actual mass of air supplied per kilogram of fuel (AAS)* mengacu pada jumlah udara yang disuplai ke dalam proses pembakaran dalam kaitannya dengan jumlah bahan bakar yang digunakan :

$$AAS = \left\{ 1 + \frac{EA}{100} \right\} \times \text{Udara teoritis} \quad (4)$$

kerugian yang terkait dengan pengoperasian boiler dihitung dengan formula berikut ini. Kehilangan panas karena gas buang kering (L<sub>1</sub>) :

$$L_1 = \left\{ \frac{m \times C_p \times (T_f - T_a)}{\text{GCV bahan bakar}} \right\} \times 100 \quad (5)$$

Dimana,

- m : massa gas buang kering dalam kg/kg bahan bakar  
 : massa CO<sub>2</sub> + massa kandungan N<sub>2</sub> dalam bahan bakar + massa N<sub>2</sub> dalam udara pembakaran yang dipasok + massa O<sub>2</sub> dalam gas buang ((H<sub>2</sub>O/Uap air dalam gas buang tidak dapat dipertimbangkan)  
 C<sub>p</sub> : panas spesifik gas buang (J/kg K)  
 T<sub>f</sub> : temperatur gas buang (K)  
 T<sub>a</sub> : temperatur ambien (K)

Kehilangan panas akibat penguapan air yang terbentuk akibat H<sub>2</sub> dalam bahan bakar (L<sub>2</sub>) :

$$L_2 = \left\{ \frac{9 \times H_2 \times (584 + C_p (T_f - T_a))}{\text{GCV bahan bakar}} \right\} \times 100 \quad (6)$$

Dimana,

- H<sub>2</sub> : massa dari persen hidrogen dalam bahan bakar dengan basis 1 kg  
 C<sub>p</sub> : panas spesifik uap panas lanjut (J/kg K)  
 T<sub>f</sub> : temperatur gas buang (K)  
 T<sub>a</sub> : temperatur ambien (K)  
 584 : panas laten yang sesuai dengan tekanan parsial uap air

Kehilangan panas karena adanya uap air dalam bahan bakar (L<sub>3</sub>) :

$$L_3 = \left\{ \frac{M \times [584 + C_p (T_f - T_a)]}{\text{GCV bahan bakar}} \right\} \times 100 \quad (7)$$

Dimana,

- C<sub>p</sub> : panas spesifik uap panas lanjut (J/kg K)  
 T<sub>f</sub> : temperatur flue gas (K)  
 T<sub>a</sub> : temperatur ambien (K)  
 584 : panas laten yang sesuai dengan tekanan parsial uap air

Kehilangan panas karena kelembapan udara ( $L_4$ ) :

$$L_4 = \left\{ \frac{\text{AAS} \cdot x \cdot C_p (T_f - T_a)}{\text{GCV bahan bakar}} \right\} \times 100 \quad (8)$$

Dimana,

AAS : massa aktual udara yang disuplai per kg bahan bakar  
 x : faktor kelembapan dalam kg air/kg udara kering  
 $C_p$  : panas spesifik uap panas lanjut (J/kg K)  
 $T_f$  : temperature gas buang (K)  
 $T_a$  : temperature ambien (K)

Kehilangan panas karena pembakaran tidak sempurna ( $L_5$ ) :

$$L_5 = \left\{ \frac{(\%CO \times C)}{(\%CO + \%CO_2)} \right\} \times \left\{ \frac{5744}{\text{GCV bahan bakar}} \right\} \times 100 \quad (9)$$

Dimana,

CO : volume CO dalam alat analisis gas buang (%)  
 $CO_2$  : volume aktual  $CO_2$  dalam gas buang (%)  
 C : kandungan karbon kg/kg bahan bakar

Kehilangan panas karena radiasi dan konveksi ( $L_6$ ) :

$$L_6 = \left[ 0,548 \times \left( \frac{T_s}{55,55} \right)^4 \left( \frac{T_a}{55,55} \right)^4 \right] + 1,957 \times (T_s - T_a)^{1,25} \sqrt{\left[ \frac{(196,85 V_m + 68,9)}{68,9} \right]} \times 100 \quad (10)$$

Dimana,

$V_m$  : kecepatan angin dalam m/s  
 $T_s$  : temperature permukaan (K)  
 $T_a$  : temperature ambien (K)

Kehilangan panas karena karbon yang tidak terbakar dalam *fly ash* ( $L_7$ ) :

$$L_7 = \frac{\text{jumlah abu yang terkumpul per kg bahan bakar terbakar} \times \text{GCV fly ash}}{\text{GCV dalam gas buang}} \times 100 \quad (11)$$

Kehilangan panas karena karbon yang tidak terbakar dalam *bottom ash* ( $L_8$ ) :

$$L_8 = \frac{\text{total abu yang terkumpul per kg bahan bakar terbakar} \times \text{GCV bottom ash}}{\text{GCV bahan bakar}} \times 100 \quad (12)$$

### 3. HASIL DAN PEMBAHASAN

Hasil simulasi ini terdiri dari 3 variasi, yaitu variasi pada kondisi existing, variasi perbaikan 1, dan variasi perbaikan 2. Ketiga variasi tersebut dibedakan berdasarkan nilai parameter kalori batubara, analisis proksimat dan ultimat, serta laju alir massa udara pembakaran.

Batubara yang digunakan dalam simulasi untuk kondisi existing berasal dari data aktual di lapangan, sedangkan untuk variasi 1 dan 2, batubara dicampur untuk meningkatkan nilai kalori yang awalnya di bawah standar produksi 5100 kcal/kg dengan nilai aktual 4549

kcal/kg. Tujuannya adalah untuk meningkatkan efisiensi boiler dengan mencapai nilai kalori yang optimal. Setelah pencampuran, diperoleh nilai kalor batubara sebesar 5160,5 kcal/kg dan 5217,5 kcal/kg yang kemudian digunakan sebagai input simulasi CFD untuk variasi 2 dan 3. Perbedaan antara ketiga variasi tersebut terletak pada nilai parameter kalori batubara, proksimat dan ultimat analisis, serta laju alir massa udara pembakaran.

Udara pembakaran yang digunakan dalam simulasi didapatkan dari perhitungan berdasarkan analisis ultimat dari batubara pada variasi 1, 2, dan 3. Untuk mencapai jumlah oksigen pada gas buang sebesar 5% sesuai dengan standar produksi, digunakan pengaturan udara sekunder yang menghasilkan udara berlebih dalam simulasi.

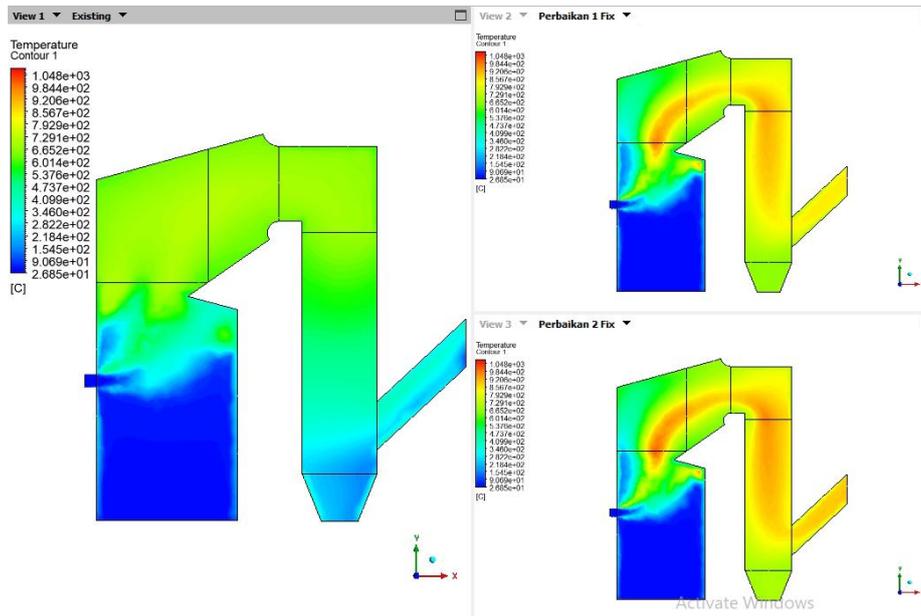
Simulasi CFD menghasilkan beberapa nilai parameter, antara lain temperatur gas buang, kecepatan gas buang, fraksi massa karbon dioksida (CO<sub>2</sub>), karbon monoksida (CO), oksigen (O<sub>2</sub>), sulfur dioksida (SO<sub>2</sub>), dan oksida nitrogen (NO<sub>x</sub>).

Tabel 2 Hasil simulasi pada semua variasi

Parameter	Aktual	Perbaikan 1	Perbaikan 2
Temperatur [°C]	211.422	751.85	785.79
Kecepatan [m/s]	251.191	591.079	619.566
Fraksi massa CO <sub>2</sub>	0.042386	0.0535838	0.0548324
Fraksi massa CO	8.68E-05	9.64E-06	1.51E-05
Fraksi massa O <sub>2</sub>	1.72E-17	0.0451419	0.0476403
Fraksi massa SO <sub>2</sub>	0.000737	0.00181134	0.0018354
Fraksi massa NO <sub>x</sub>	1.05E-12	2.10E-08	4.82E-08

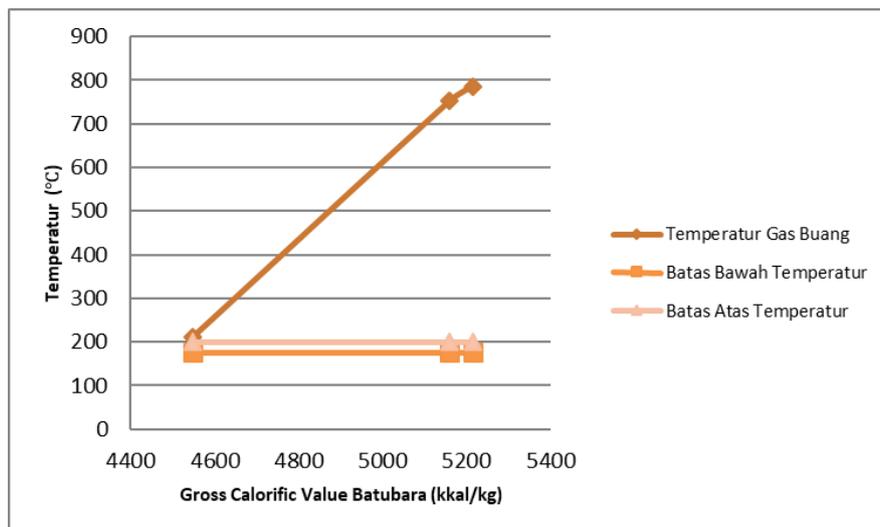
Tabel 2 menunjukkan hasil simulasi dari semua variasi, yaitu variasi 1 pada kondisi aktual, variasi 2 pada kondisi perbaikan 1, dan variasi 3 pada kondisi perbaikan 2. Terdapat peningkatan temperatur gas buang seiring dengan bertambahnya nilai kalor batubara dan udara pembakaran. Hal ini disebabkan oleh reaksi pembakaran batubara yang menghasilkan kalor yang lebih tinggi dan udara pembakaran yang optimal. Kecepatan gas buang juga meningkat seiring dengan bertambahnya nilai kalor batubara dan udara pembakaran, karena gas panas hasil pembakaran di ruang bakar semakin tinggi.

Peningkatan nilai kalor batubara dan udara pembakaran dapat meningkatkan fraksi massa gas CO<sub>2</sub> dan mengurangi fraksi massa gas CO dalam gas buang. Hal ini disebabkan oleh pembakaran yang lebih optimal di ruang bakar. Namun, fraksi massa gas O<sub>2</sub> meningkat seiring dengan peningkatan jumlah udara pembakaran. Selain itu, fraksi massa SO<sub>2</sub> meningkat akibat penggunaan batubara dengan nilai kalor yang semakin tinggi yang cenderung memiliki kandungan sulfur yang tinggi. Fraksi massa gas NO<sub>x</sub> juga meningkat karena penambahan udara pembakaran dan kandungan nitrogen yang tinggi pada batubara.



Gambar 4 Distribusi temperatur pada semua variasi

Gambar 4 menunjukkan distribusi temperatur gas buang pada semua variasi. Pada Variasi 1, yang merupakan kondisi aktual, kontur temperatur menunjukkan nilai 211,4°C dengan nilai kalor batubara sebesar 4549 kcal/kg. Pada Variasi 2, yang merupakan kondisi perbaikan 1, kontur temperatur menunjukkan nilai 751,8°C dengan nilai kalor batubara sebesar 5160,5 kcal/kg. Sedangkan pada Variasi 3, yang merupakan kondisi perbaikan 2, kontur temperatur menunjukkan nilai 785,8°C dengan nilai kalor batubara sebesar 5217,5 kcal/kg. Distribusi temperatur pada variasi 2 dan 3 cukup mirip karena nilai kalor batubara yang tidak terlalu berbeda jauh, sedangkan pada variasi 1 distribusi temperatur sangat berbeda karena nilai kalor batubara terlampau berbeda dengan variasi 2 dan 3.



Gambar 5 Hubungan nilai kalor batubara terhadap temperatur gas buang

Gambar 5 di atas menunjukkan bahwa temperatur pada variasi aktual cukup rendah jika dibandingkan dengan variasi perbaikan 1 dan 2, sementara rentang suhu standar adalah antara 176-200°C. Oleh karena itu, ketiga variasi tersebut tidak memenuhi standar yang ditetapkan..

Setelah membandingkan parameter temperatur dari ketiga variasi di atas, dilakukan perhitungan tambahan pada variasi perbaikan 1 dan 2 dengan menurunkan laju alir massa batubara sehingga temperatur gas buang tidak melebihi 220°C, yang merupakan temperatur

gas buang aktual, dan diharapkan gas buang memiliki temperatur dalam rentang standar 176-200°C. Hal ini bertujuan untuk meningkatkan efisiensi boiler.

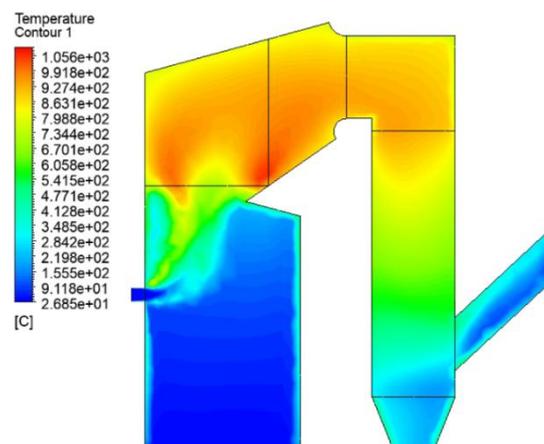
Langkah selanjutnya dalam simulasi CFD pada boiler adalah mengurangi laju alir massa batubara yang masuk ke ruang bakar dengan memperhatikan bahwa laju perpindahan panas yang terjadi pada setiap zona di boiler, seperti *economizer*, *steam drum*, dan *superheater*, tetap sama dengan kondisi aktual. Hasil dari perbaikan efisiensi boiler yang didapatkan melalui simulasi ini akan tepat dan pengurangan batubara dapat dihitung dalam simulasi. Tujuan dari simulasi CFD ini adalah untuk menentukan laju alir massa batubara minimum yang menghasilkan temperatur gas buang terendah sesuai dengan rentang standar, sehingga efisiensi dan penghematan pada boiler dapat dicapai secara optimal.

Tabel 3 Hasil simulasi pengurangan konsumsi batubara

Sampel	Perbaikan 1			
	Batubara (kg/s)	Udara (kg/s)	Temperatur Gas Buang (°C)	Kecepatan (m/s)
1	1,1	9,196	191,87	2,38
2	1,05	8,778	178,48	2,27
3	1	8,36	166,98	2,14
Sampel	Perbaikan 2			
	Batubara (kg/s)	Udara (kg/s)	Temperatur Gas Buang (°C)	Kecepatan (m/s)
1	1,05	8,956	195,2	2,38
2	1	8,53	191,38	2,26
3	0,95	8,1	177,31	2,26

Tabel 3 menjelaskan bahwa penurunan konsumsi batubara yang dipasok ke ruang bakar mempengaruhi parameter seperti jumlah udara pembakaran, temperatur gas buang, dan kecepatan gas buang. Sebagai acuan untuk mendapatkan hasil penghematan batubara yang paling optimal adalah dengan membandingkan gas buang hasil simulasi dengan temperatur gas buang pada rentang standar dari perusahaan.

Pada Tabel 3 menunjukkan bahwa perbaikan 1 menghasilkan nilai yang paling optimal saat pasokan batubara ke ruang bakar sebesar 1,05 kg/s dengan temperatur gas buang yang dihasilkan sebesar 178,48 °C, sedangkan perbaikan 2 menghasilkan nilai yang paling optimal saat pasokan batubara ke sistem sebesar 0,95 kg/s dengan temperatur gas buang sebesar 177,31 °C. Sehingga dari hasil simulasi tersebut di atas dapat disimpulkan bahwa nilai yang paling optimal terdapat pada perbaikan 2 dengan pasokan batubara terendah sebesar 0,95 kg/s.



Gambar 6 Temperatur gas buang perbaikan

Gambar 6 di atas merupakan distribusi temperatur di area ruang bakar boiler, dapat dilihat bahwa temperatur terdistribusi merata. Apabila dibandingkan dengan Gambar 3 sebelumnya kontur warna temperatur pada zona *superheater*, *steam drum*, dan *economizer* terlihat merata, dan pada saluran gas buang memiliki kontur warna temperatur yang lebih rendah. Hasil ini adalah yang paling optimal dari aspek pasokan batubara, udara pembakaran, dan temperatur gas buang yang dihasilkan.

Tabel 4 Hasil Simulasi Perbaikan

Parameter	Nilai Perbaikan
Temperatur [°C]	177.31
Kecepatan [m/s]	2.257
Fraksi massa CO <sub>2</sub>	0.021
Fraksi massa CO	5,86E-06
Fraksi massa O <sub>2</sub>	0.00313
Fraksi massa SO <sub>2</sub>	0.000710
Fraksi massa NO <sub>x</sub>	1,19E-08

Tabel 4 menunjukkan data hasil perbaikan yang paling optimal yang terdiri dari beberapa parameter, antara lain temperatur gas buang sebesar 177,31°C, kecepatan gas buang sebesar 2,257 m/s, fraksi massa CO<sub>2</sub> sebesar 0,021, fraksi massa CO sebesar 5,86 x 10<sup>-6</sup>, fraksi massa O<sub>2</sub> sebesar 0,00313, fraksi massa SO<sub>2</sub> sebesar 0,000710, dan fraksi massa NO<sub>x</sub> sebesar 1,19 x 10<sup>-8</sup>.

Tabel 5 Kalkulasi Hasil Perbaikan

Parameter	Nilai	Satuan
Temperatur <i>Flue Gas Existing</i>	220	°C
Temperatur <i>Flue Gas Standar</i>	176	°C
Temperatur <i>Flue Gas Improvement</i>	177	°C
Nilai Kalor Batubara <i>Existing</i>	4549	kkal/kg
Nilai Kalor Batubara Campuran	5217	kkal/kg
Efisiensi Boiler <i>Existing</i>	78,61	%
Efisiensi Boiler Standar	85,78	%
Efisiensi Boiler <i>Improvement</i>	81,04	%
Konsumsi Batubara <i>Existing</i>	8220	kg/jam
Konsumsi Batubara <i>Improvement</i>	3420	kg/jam
Selisih Konsumsi Batubara	4800	kg/jam
Harga Batubara	Rp2.000.000	Rp/ton
Biaya Penghematan Produksi	Rp80.870.400.000	Rp/tahun

Tabel 5 menjelaskan bahwa hasil perbaikan menunjukkan hasil yang positif. Hal ini terlihat dari penghematan konsumsi batubara pada boiler, yang menurun dari 8.220 kg/jam menjadi 3.420 kg/jam atau sebesar 4.800 kg/jam. Penurunan konsumsi ini mengoptimalkan proses pembakaran di dalam boiler dan meningkatkan efisiensi boiler sebesar 2,43% dari kondisi awal sebelum perbaikan. Peningkatan ini sejalan dengan penelitian terdahulu yang menunjukkan bahwa rasio udara terhadap bahan bakar yang dioptimalkan bersamaan dengan pencampuran awal udara dan bahan bakar sebelum dimasukkan ke ruang bakar dapat meningkatkan efisiensi boiler sebesar 4%. Selain itu, perbaikan ini menghasilkan penghematan energi yang signifikan, biaya operasi yang lebih rendah, dan pengurangan emisi gas rumah kaca [1]. Untuk menghitung total biaya penghematan produksi, selisih konsumsi

batubara sebelum dan setelah perbaikan dikalikan dengan total waktu operasi boiler dalam satu tahun (8424 jam), yang telah dikurangi dengan waktu overhaul rutin setiap tahunnya (336 jam). Hasilnya kemudian dikalikan dengan harga batubara per ton untuk batubara jenis medium rank coal sebesar Rp2.000.000 per ton, yang menghasilkan penghematan biaya produksi sebesar Rp80.870.400.000. Oleh karena itu, sangat disarankan untuk segera melakukan perbaikan karena sangat menguntungkan bagi perusahaan.

#### 4. SIMPULAN

Peningkatan nilai kalor batubara dan jumlah udara teoretis untuk pembakaran di ruang bakar boiler dapat meningkatkan temperatur dan kecepatan gas buang. Fraksi massa O<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>, CO, SO<sub>2</sub>, dan NO<sub>x</sub> akan semakin berkurang karena proses pembakaran di dalam boiler menjadi lebih optimal. Pencampuran batubara untuk meningkatkan nilai kalor dan menentukan jumlah udara teoretis yang tepat untuk pembakaran di ruang bakar boiler dapat meningkatkan efisiensi dari 78,61% menjadi 81,04% serta menurunkan konsumsi batubara dari 8220 kg/jam menjadi 3420 kg/jam. Peningkatan efisiensi ini akan menghasilkan penghematan biaya produksi sebesar Rp80.870.400.000 dalam setahun.

#### DAFTAR PUSTAKA

- [1] Ibrahim, U., & Farrukh, S. (2019). Optimization of Fuel in Saturated Steam Boiler through Preheating of Controlled Air-Fuel Mixture. 2019 2nd International Conference on Computing, Mathematics and Engineering Technologies (ICOMET), 1–5. <https://doi.org/10.1109/ICOMET.2019.8673398>
- [2] Woodruff, E. B., Herbert B. L., & Thomas F. L. (2005). Steam Plant Operation. New York : McGraw-Hill.
- [3] ERC, 2004. In: How to Save Energy and Money in Boilers and Furnace Systems. Energy Research Centre (ERC), University of Cape Town, South Africa.
- [4] Wang, Y., Li, X., Mao, T., Hu, P., Li, X., & GuanWang. (2022). Mechanism modeling of optimal excess air coefficient for operating in coal fired boiler. *Energy*, 261, 125128. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2022.125128>
- [5] Aravind, R. A., Muthukumar, V., Kumaravel, S., & Sivaprakash, E. (2021). Performance assessment of 2×90 tph (afbc) boiler and study of hp heater. *Materials Today: Proceedings*, 37, 404–408. <https://doi.org/10.1016/j.matpr.2020.05.389>
- [6] Wu, Y., Liu, D., Duan, L., Ma, J., Xiong, J., & Chen, X. (2018). Three-dimensional CFD simulation of oxy-fuel combustion in a circulating fluidized bed with warm flue gas recycle. *Fuel*, 216, 596–611. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2017.12.042>
- [7] Echi, S., Bouabidi, A., Driss, Z., & Abid, M. S. (2019). CFD simulation and optimization of industrial boiler. *Energy*, 169, 105–114. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2018.12.006>
- [8] Bukenberger, D. R., Tarini, M., & Lensch, H. P. A. (2022). At-Most-Hexa Meshes. *Computer Graphics Forum*, 41(1), 7–28. <https://doi.org/10.1111/cgf.14393>
- [9] Erbas, O. (2021). Investigation of factors affecting thermal performance in a coal - fired boiler and determination of thermal losses by energy balance method. *Case Studies in Thermal Engineering*, 26, 101047. <https://doi.org/10.1016/j.csite.2021.101047>
- [10] American Society of Mechanical Engineers (ASME) PTC 4.0-2013 (2013). Performance Test Code Fired Steam Generators.
- [11] Madejski, P., & Żymelka, P. (2020). Calculation methods of steam boiler operation factors under varying operating conditions with the use of computational thermodynamic modeling. *Energy*, 197, 117221. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2020.117221>

- [12] Meksoub, A., Elkihel, A., Gziri, H., & Berrehili, A. (2021). Heat Loss in Industry: Boiler Performance Analysis (pp. 647–657). [https://doi.org/10.1007/978-981-15-6259-4\\_67](https://doi.org/10.1007/978-981-15-6259-4_67)