

ISBN-978-602-1124-94-9



**PLTU BATU BARA  
SUPERKRITIKAL  
YANG EFISIEN**

Editor :

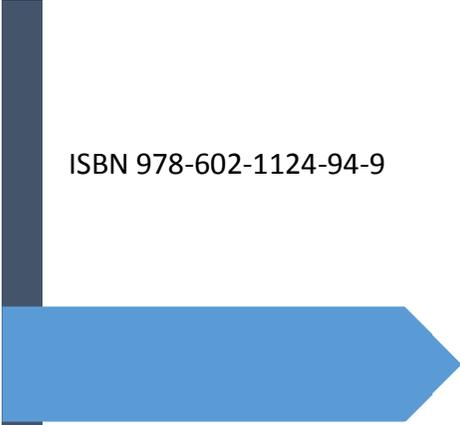
**Dr . Cahyadi**



**BPPT  
PRESS**



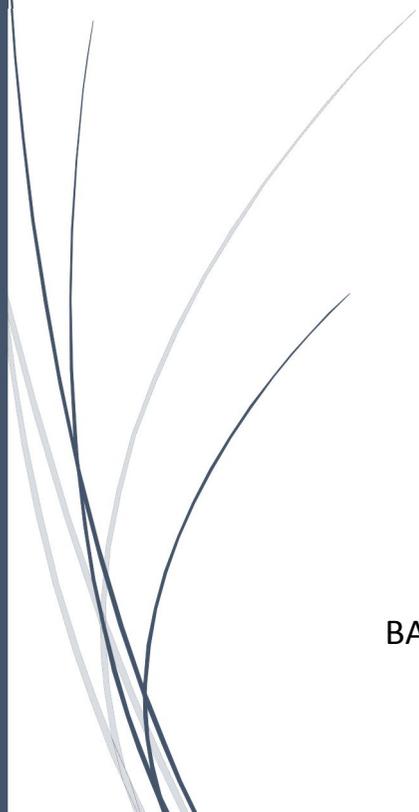
ISBN 978-602-1124-94-9



# PLTU BATU BARA SUPERKRITIKAL YANG EFISIEN

Öãä | ÁK

Dr. Cahyadi



BALAI BESAR TEKNOLOGI ENERGI

**BPPT**  
PRESS

# PLTU Batubara Superkritikal Yang Efisien

ISBN 978-602-1124-94-9

© Hak cipta dilindungi oleh Undang-Undang. Dilarang mengutip, menyimpan, dan menyebarkan dalam bentuk apapun, sebagian atau seluruh isi buku ini tanpa izin sah dari penerbit.

Diterbitkan oleh:

Balai Besar Teknologi Energi (B2TE),  
Badan Pengkajian dan Penerapan Teknologi (BPPT)  
Kawasan PUSPIPTEK, Gd. 620 - 624,  
Kota Tangerang Selatan 15314, Provinsi Banten

Telepon : (021)-756-0092  
Faksimili : (021)-756-0904  
November 2015

## Perpustakaan Nasional RI: Katalog Dalam Terbitan (KDT)

PLTU Batubara Superkritikal Yang Efisien/Dr.  
Cahyadi [et al] - Tangerang Selatan: Balai  
Besar Teknologi Energi, BPPT, 2015.  
1 file

Bibliografi : hlm -  
ISBN 978-602-1124-94-9

Buku ini dapat diunduh melalui situs:

B2TE : [www.b2te.bppt.go.id](http://www.b2te.bppt.go.id)  
BPPT : [www.bppt.go.id](http://www.bppt.go.id)

# Sambutan Kepala B2TE

Dr. Ir. Andhika Prastawa, MSEE

Dengan mengucapkan puji syukur kepada Allah SWT, saya berterima kasih kepada semua pihak, khususnya segenap tim penyusun, yang telah bekerja keras untuk menyelesaikan dan menerbitkan buku ini.

Buku-buku ini disusun berdasarkan hasil kajian para penulis di Balai Besar Teknologi Energi (B2TE) bekerjasama dengan pengajar Universitas Indonesia, Departemen Teknik Mesin. Buku ini memberikan penjelasan mulai latar belakang penulisan, dasar teori, aplikasi teknologi, status PLTU Superkritikal di Indonesia dan pentingnya pengujian skala laboratorium dalam disain dan operasi PLTU batubara.

Pada studi kasus aplikasi PLTU 660MW sub-kritikal digantikan superkritikal maka potensi peningkatan efisiensi rata-rata  $\pm 2,1\%$  penurunan faktor emisi  $\text{CO}_2$   $\pm 42$  kg/MWh dan konsumsi batubara  $\pm 26,5$  kg/MWh, dengan asumsi kisaran nilai kalor 3.300-5.500kcal/kg. Sedangkan jika digantikan dengan 1000 MW ultra superkritikal, peningkatan efisiensi rata-rata  $\pm 2,7\%$  penurunan faktor emisi  $\text{CO}_2$   $\pm 59,3$  kg/MWh dan konsumsi batubara  $\pm 37,4$  kg/MWh. Tapak proyek yang lebih ringkas, efisiensi pembangkit yang tinggi dan beban emisi yang lebih rendah dibandingkan subkritikal menjadikan PLTU kapasitas besar 1000 MW ultra superkritikal sangat ideal ditempatkan di Jawa.

Buku ini diharapkan menambah referensi di bidang teknologi PLTU batubara superkritikal yang masih relatif baru dalam aplikasinya di Indonesia. Secara khusus, buku ini diharapkan dapat dijadikan referensi bagi para pengambil kebijakan, pihak yang terkait dengan PLTU batubara baik di industri, di dunia pendidikan dan masyarakat pemerhati energi pada umumnya.

Tangerang Selatan, November 2015

# Sambutan Deputi Kepala BPPT Bidang Teknologi Informasi, Energi, dan Material (TIEM)

Dr. Ir. Hammam Riza, MSc

Saya menyambut baik penerbitan buku “PLTU Batubara Superkritikal Yang Efisien” sebagai hasil upaya kajian teknologi PLTU yang masih relatif baru di Indonesia. PLTU batubara yang efisien sangat diperlukan Indonesia yang masih bergantung pada energi fosil agar dapat menghemat sumberdaya energi masa datang dan mengurangi beban emisi ke lingkungan. Hal ini dapat dicapai dengan meningkatnya efisiensi termodinamika dari siklus Rankine menggunakan temperatur dan tekanan uap yang lebih tinggi (*superheated steam*) saat memasuki turbin.

Buku ini sejalan dengan salah satu fungsi BPPT yang melekat pada Kedeputian Teknologi Informasi, Energi, dan Material (TIEM), yaitu melakukan inovasi dan pelayanan terhadap kegiatan instansi pemerintah dan swasta di bidang pengkajian dan penerapan teknologi dalam rangka inovasi, difusi, dan pengembangan kapasitas, serta membina alih teknologi khususnya pada sektor pembangkit listrik. Oleh karena itu, buku ini diharapkan dapat memberikan kontribusi dalam hal diseminasi teknologi PLTU yang berkelanjutan dan ramah lingkungan terutama untuk usaha penyediaan listrik untuk kepentingan umum, baik melalui IPP maupun PLN sesuai Undang-Undang Nomor 30 Tahun 2009 tentang ketenagalistrikan.

Semoga Allah SWT mencurahkan rahmatNya pada upaya-upaya intelektual dengan terwujudnya buku ini dan memberikan manfaat yang sebesar-besarnya bagi masyarakat.

Jakarta, November 2015

# SAMBUTAN KEPALA BPPT

Dr. Ir. Unggul Priyanto, M.Sc.

Dengan mengucapkan puji syukur kepada Allah SWT, saya berterima kasih kepada semua pihak yang telah bekerja keras untuk menyelesaikan dan menerbitkan buku ini.

Saya berharap penerbitan buku “PLTU Batubara Superkritikal Yang Efisien” merupakan peran aktif BPPT dalam diseminasi tentang teknologi PLTU superkritikal yang relatif baru dibandingkan dengan teknologi sub-kritikal yang sudah banyak diaplikasikan. Teknologi PLTU batubara yang efisien sangat diperlukan agar meningkatkan keamanan energi Indonesia dengan menghemat sumberdaya energi untuk masa datang dan memenuhi persyaratan lingkungan yang semakin ketat. Permen ESDM no.3 Tahun 2015 yang baru tentang prosedur pembelian tenaga listrik dan harga patokan pembelian tenaga listrik juga mensyaratkan kinerja heatrate PLTU yang harus efisien baik pada PLTU batubara mulut tambang maupun non-mulut tambang.

BPPT mendukung Undang-Undang Nomor 30 Tahun 2009 tentang ketenagalistrikan untuk usaha penyediaan listrik untuk kepentingan umum, baik IPP maupun PLN, sekaligus berupaya meningkatkan tingkat kandungan dalam negeri agar meningkatkan kemandirian bangsa dan perekonomian Indonesia.

Demikian saya berharap buku ini dapat memberikan manfaat yang sebesar-besarnya bagi pemerintah, industri, akademisi dan masyarakat pada umumnya.

Jakarta, November 2015

# SAMBUTAN

## Akademisi

Prof. Dr. Ir. Adi Surjosatyo, M.Eng.

Prof. Ir. Yulianto S. Nugroho, MSc. Phd

Departemen Teknik Mesin Universitas Indonesia

Saya menyambut baik penerbitan buku “ PLTU Batubara Superkritikal Yang Efisien”. Buku ini yang bertemakan teknologi PLTU dengan tekanan superkritis ini akan sangat bermanfaat bagi kalangan enjiner, mahasiswa dan masyarakat umum lainnya.

Teknologi superkritis meningkatkan pemanfaatan batubara untuk mengurangi ketergantungan bahan bakar minyak dalam pembangkit listrik. Teknologi boiler atau ketel ultra-superkritis sudah sepatutnya di implementasi terkait penurunan emisi CO<sub>2</sub> dan peningkatan efisiensi. Tantangan aplikasi PLTU superkritikal ini adalah pengetahuan material terkait pemanfaatan boiler tersebut masih perlu ditingkatkan.

Semoga sukses dan buku ini menjadi tambahan referensi bermanfaat dan bisa di masukkan dalam referensi tambahan di mahasiswa Teknik Mesin di Universitas Indonesia.

Jakarta, November 2015

# TIM PENYUSUN

## PENGARAH:

Kepala BPPT

Dr. Ir. Unggul Priyanto, M.Sc

Deputi Ka. BPPT Bid. Teknologi Informasi, Energi, dan Material (TIEM)

Dr. Ir. Hammam Riza, M.Sc

## PENANGGUNGJAWAB

Kepala Balai Besar Teknologi Energi (B2TE)

Dr. Ir. Andhika Prastawa, MSEE

## TIM PENYUSUN

Dr. S.D. Sumbogo Murti

*B2TE, BPPT*

Dr. Cahyadi

*B2TE, BPPT*

Dwika Budianto, ST,MT.

*B2TE, BPPT*

Ir. Hari Yurismo, MEng.Sc

*B2TE, BPPT*

Toorsilo Hartadi, MSc.EE

*B2TE, BPPT*

Darmawan, MSc.

*B2TE, BPPT*

Ir. Ahsonul Anam, MT.

*B2TE, BPPT*

Ir. Sugiono

*B2TE, BPPT*

Prof. Ir. Yulianto S. Nugroho, MSc. Phd.

*Dep Teknik Mesin, Universitas Indonesia*

Prof. Dr.Ir. Adi surjosaty, MSc.

*Dep Teknik Mesin, Universitas Indonesia*

## EDITOR

Dr. Cahyadi

## DESAIN SAMPUL

Taopik Hidayat, ST.

## INFORMASI

Bidang Pelayanan Teknologi, Balai Besar Teknologi Energi (B2TE),

Badan Pengkajian dan Penerapan Teknologi (BPPT)

Kawasan Puspiptek, Gd. 620 - 624, Setu (d.h Serpong),

Tangerang Selatan 15314, Banten

Ir. Ari Rahmadi, M.Eng.Sc

Telp. 021-756-0550. Fax. 021-756-0904

E-mail: arie.rahmadi@bppt.go.id

www.b2te.bppt.go.id

## KATA PENGANTAR

Saat ini energi primer untuk pembangkit listrik di Indonesia masih didominasi oleh bahan bakar fosil yaitu minyak, gas dan batubara. Pada tahun 2024 diproyeksikan komposisi produksi energi listrik per jenis energi primer Indonesia akan menjadi 63,7% batubara, 19,2% gas alam (termasuk LNG), 9% panas bumi, 6,6% tenaga air, 1,5% minyak dan bahan bakar lainnya. Pada saat ini energi primer fosil untuk pembangkit sudah 54% batubara, disusul gas 21% dan minyak 2% (RUPTL 2015-2024).

Buku ini menyajikan tentang PLTU batubara dengan teknologi pembakaran batubara halus (*pulverized coal*) yang menggunakan aplikasi teknologi ultra/superkritikal dalam rangka meningkatkan efisiensi pembangkit listrik. Dengan aplikasi PLTU batubara yang efisien diharapkan dapat mengurangi emisi CO<sub>2</sub> dan beban emisi lainnya. Selain itu konsumsi batubara dapat lebih hemat dan juga mengurangi emisi CO<sub>2</sub> di sektor tambang batubara.

Adapun pada buku ini disajikan dalam beberapa bab yaitu sebagai berikut:

- Bab 1 menyajikan tentang peran energi fosil dalam pembangkit listrik di dunia dan di Indonesia, serta emisi CO<sub>2</sub> dan pengaruhnya terhadap lingkungan. Teknologi CCS (*Carbon Capture Storage*) digunakan sebagai usaha penurunan emisi CO<sub>2</sub> tersebut. Status CCS di Indonesia juga dijelaskan pada bab ini.
- Bab 2 menjelaskan tentang klasifikasi batubara, beberapa analisa batubara yang diperlukan dalam mendesain dan mengevaluasi boiler. peran energi fosil dalam pembangkit listrik di dunia dan di Indonesia, serta emisi CO<sub>2</sub> dan pengaruhnya terhadap lingkungan

- Bab 3 menyediakan dasar termodinamik siklus thermal yang dibutuhkan untuk mengkonversi energi hasil pembakaran batubara menjadi energi listrik.
- Bab 4 menerangkan teknologi PLTU ultra/superkritikal yang berefisiensi tinggi yang saat ini sudah banyak diaplikasikan untuk PLTU skala besar.
- Bab 5 lebih banyak memberikan paparan tentang peluang dan tantangan dalam aplikasi PLTU ultra/superkritikal di Indonesia.
- Bab 6 memuat analisa keekonomian dalam aplikasi PLTU ultra/superkritikal yang berbasis pada batubara Indonesia.
- Bab 7 membahas tentang karakterisasi pembakaran batubara dapat dilakukan menggunakan tungku *Drop Tube Furnace* untuk mensimulasikan sesuai kondisi tungku boiler di PLTU batubara. Kegiatan ini diperlukan untuk mendisain dan mengevaluasi burner batubara di boiler pembangkit listrik.
- Bab 8 menyajikan pentingnya karakterisasi pembakaran batubara dalam skala pilot dengan kondisi pembakaran mendekati kondisi boiler PLTU baik karakterisasi penyalaan dan pembakaran dan karakterisasi deposisi abu.

Dengan buku ini diharapkan dapat memberikan pemahaman tentang PLTU batubara dengan teknologi ultra/superkritikal. Selain itu, pentingnya pemahaman bahwa PLTU batubara didisain dalam batas kisaran batubara tertentu, pengujian batubara dalam skala laboratorium diperlukan agar didapatkan disain dan kinerja operasi yang optimal sesuai karakteristik batubara Indonesia. Namun demikian tidak tertutup kemungkinan masih adanya beberapa kekurangan. Oleh karena itu, segala saran dan masukan dari semua pihak selalu diharapkan untuk perbaikan dan penyempurnaannya.

Kepada semua pihak yang ikut berpartisipasi demi terwujudnya buku ini kami ucapkan terima kasih.

November 2015

Editor

Dr. Cahyadi

## Daftar Isi

1. Batubara dan Emisi CO <sub>2</sub> <i>Cahyadi</i>	1
2. Karakterisasi Batubara <i>Cahyadi, Darmawan</i>	17
3. Dasar Termodinamik PLTU <i>Dwika Budianto, Cahyadi</i>	41
4. PLTU Batubara Berefisiensi Tinggi <i>Cahyadi, Ahsonul Anam, Adi Surjosatyo</i>	53
5. Peluang dan Tantangan PLTU Superkritikal <i>Cahyadi, Hari Yurismo</i>	67
6. Kajian Keekonomian PLTU Superkritikal <i>Toorsilo Hartadi</i>	93
7. Pembakaran Batubara Dalam Drop Tube Furnace <i>Dwika Budianto, Cahyadi, Yulianto S Nugroho</i>	115
8. Karakterisasi Pembakaran Batubara <i>S.D. Sumbogo Murti, Cahyadi, Sugiono, Ahsonul Anam</i>	139

(halaman kosong)

# BAB 1

## Batubara dan Emisi CO<sub>2</sub>

---

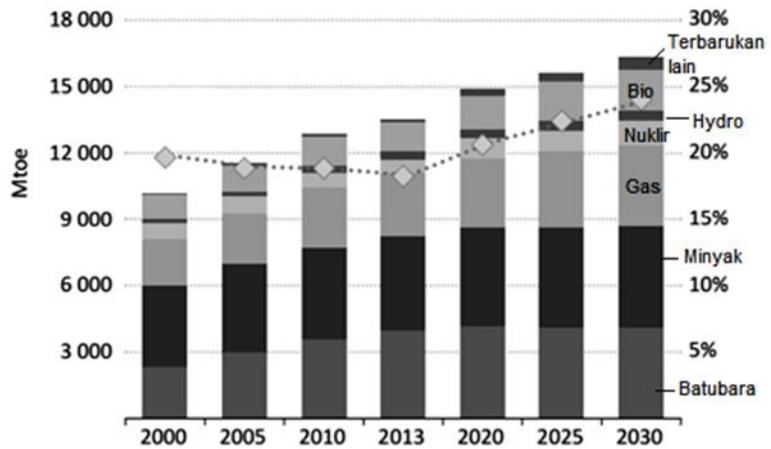
Cahyadi

Pada bab ini menjelaskan tentang peran energi fosil dalam pembangkit listrik di dunia dan di Indonesia, serta emisi CO<sub>2</sub> dan pengaruhnya terhadap lingkungan. Teknologi CCS (*Carbon Capture Storage*) digunakan sebagai usaha penurunan emisi CO<sub>2</sub> tersebut. Beberapa teknologi CCS dijelaskan secara singkat. Status CCS di Indonesia juga dijelaskan pada akhir bab ini.

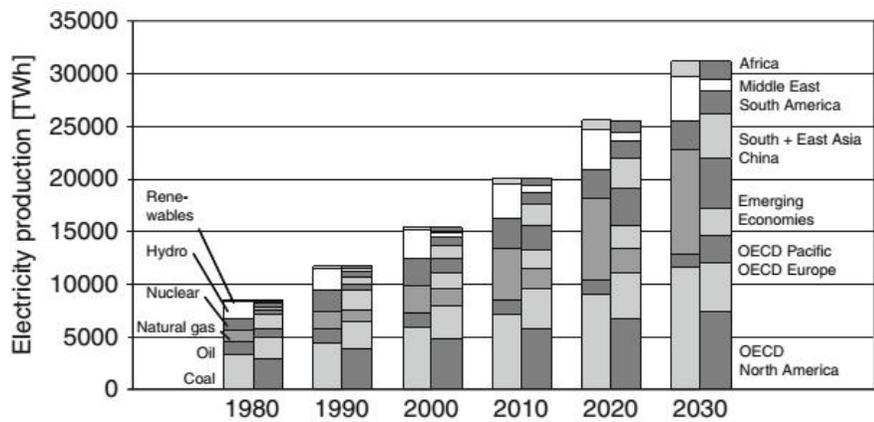
### 1.1 Konsumsi Energi Batubara dan Emisi CO<sub>2</sub>

Suplai energi yang berasal dari energi fosil atau biomassa umumnya melalui proses pembakaran senyawa karbon yang akan menghasilkan emisi gas buang terutama gas CO<sub>2</sub>. Kebutuhan energi primer didunia saat ini masih didominasi oleh energi fosil lebih dari 80% pada tahun 2013 dan diproyeksikan turun menjadi 75% pada tahun 2030. Batubara mendukung 30% dari 80% energi fosil pada tahun 2013.

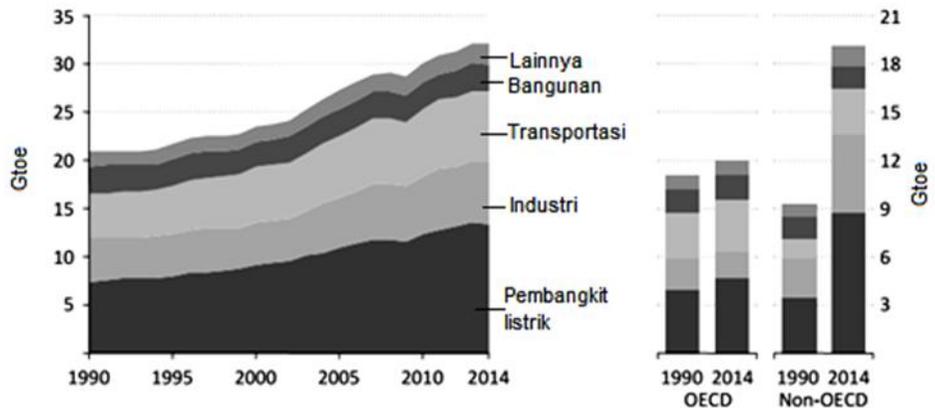
Secara global, sektor pembangkit listrik didunia menyumbang 40% emisi gas CO<sub>2</sub>, kemudian diikuti sektor transportasi dan industri pada tahun 2014. Pada negara uni eropa, emisi CO<sub>2</sub> turun lebih dari 200 Mt (lebih dari 6%) akibat kebutuhan bahan bakar fosil seperti gas alam turun 12% dan bahan bakar terbarukan non-hydro naik 12%. Emisi CO<sub>2</sub> di Jepang telah turun 3% pada tahun 2014 dibandingkan tahun 2013 karena kebutuhan minyak menurun dan import LNG meningkat sebagai akibat tutupnya PLTN. Emisi CO<sub>2</sub> sektor pembangkit listrik di US turun 11% akibat naiknya energi terbarukan non-hydro dan juga kenaikan kebutuhan listrik tidak terlalu besar, namun terjadi kenaikan pemakaian gas alam di sektor industri dan bangunan (IEA, 2015)



**Gambar 1.1** Proyeksi kebutuhan energi primer dunia (IEA, 2015)

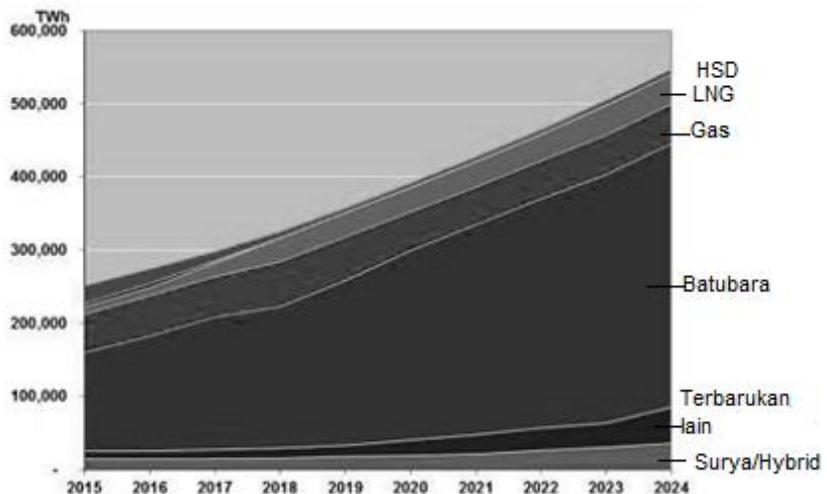


**Gambar 1.2** Produksi energi listrik tahun 1980 – 2030 dengan sumber energi primer. (IEA 2002, 2006b)



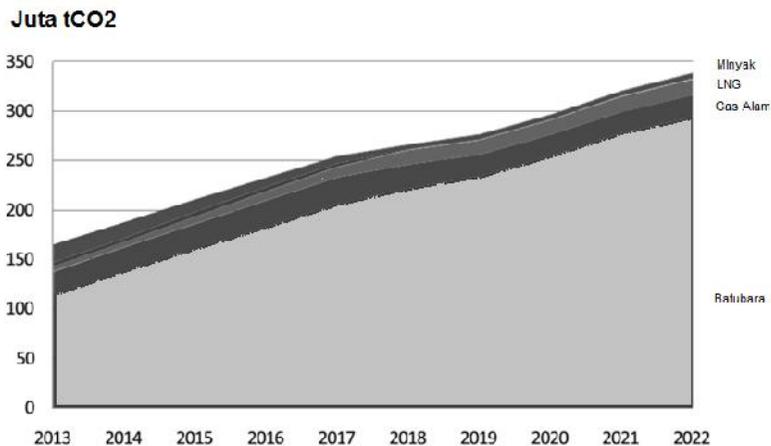
**Gambar 1.3** Kontribusi emisi gas CO<sub>2</sub> per sektor dan daerah negara (IEA, 2015)

Status energi primer untuk pembangkit listrik di Indonesia masih didominasi oleh bahan bakar fosil yaitu minyak, gas dan batubara. Pada tahun 2024 diproyeksikan komposisi produksi energi listrik per jenis energi primer Indonesia akan menjadi 63,7% batubara, 19,2% gas alam (termasuk LNG), 9% panas bumi, 6,6% tenaga air, 1,5% minyak dan bahan bakar lainnya. Pada saat ini energi primer fosil untuk pembangkit sudah 54% batubara, disusul gas 21% dan minyak 2% (RUPTL 2015-2024).



**Gambar 1.4** Proyeksi produksi energi listrik berdasarkan jenis bahan bakar. (RUPTL, 2015-2024)

Gambar 1.5 memperlihatkan emisi CO<sub>2</sub> yang akan dihasilkan apabila produksi listrik Indonesia dilakukan dengan fuel mix seperti pada Gambar 1.4. Proyeksi emisi CO<sub>2</sub> di Indonesia akan meningkat 2 kali lipat dari 201 juta ton pada tahun 2015 menjadi 383 juta ton tahun 2024. Dari 383 juta ton emisi tersebut, 333 juta ton (87%) berasal dari pembakaran batubara.



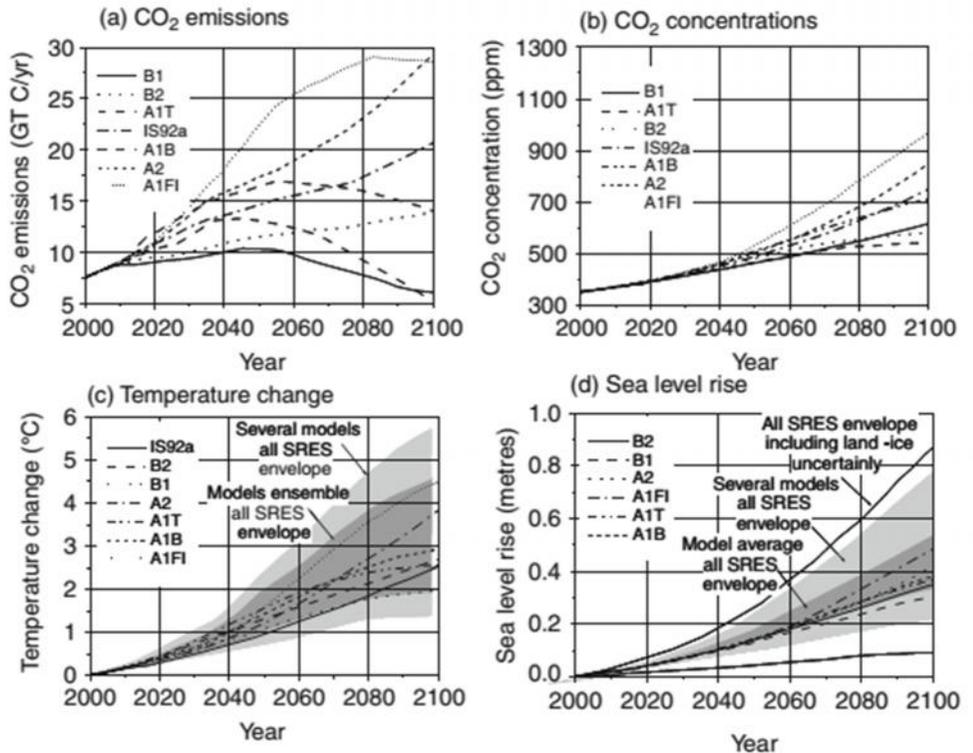
**Gambar 1.5** Proyeksi emisi gas CO<sub>2</sub> sektor ketenagalistrikan terhadap jenis bahan bakar. (RUPTL, 2015-2024)

Faktor emisi rerata pembangkit listrik di Indonesia pada tahun 2015 adalah 0,867 kgCO<sub>2</sub>/kWh, diproyeksikan akan meningkat menjadi 0,934 kgCO<sub>2</sub>/kWh pada tahun 2017 dengan beroperasinya banyak PLTU batubara. Faktor emisi diprediksi akan menurun pada tahun 2024 menjadi 0,758 kgCO<sub>2</sub>/kWh dengan beroperasinya PLTP dan PLTA (RUPTL 2015-2024).

## 1.2 Efek Gas CO<sub>2</sub> dan Pengaruh terhadap Lingkungan

Kenaikan temperatur udara walaupun dalam nilai beberapa derajat dapat menyebabkan perubahan iklim global. Proses pemanasan dapat mengarah ke pergeseran daerah iklim. Sebagai contoh, daerah subtropis yang kering dapat mengembang ke daerah lain di Eropa, US, China, Amerika Selatan dan Australia. Puncak dari perubahan iklim adalah terjadinya badai, gelombang tinggi, hujan lebat akan menjadi lebih sering dan lebih kuat. Muka air laut akan meningkat karena pencairan es di kutub.

Skenario konsumsi energi global dan emisi hingga 2100 (Special Report on Emission Scenarios (IPCC 2001c) (SRES 2001)) disajikan sangat luas terhadap beberapa kemungkinan perkembangan di masa datang. Gambar 1.6 (a) dan (b) menunjukkan masing-masing emisi gas dan konsentrasi CO<sub>2</sub> dengan beberapa skenario yang berbeda.



**Gambar 1.6** Skenario emisi CO<sub>2</sub> global (a) emisi gas CO<sub>2</sub>, (b) konsentrasi CO<sub>2</sub>, (c) kenaikan temperatur (d) tinggi muka air laut. (IPCC, 2001b)

Perbedaan skenario emisi gas CO<sub>2</sub> adalah kenaikan pada konsentrasi CO<sub>2</sub> diatmosfer pada nilai antara 540 ppm dan 970 ppm pada tahun 2100. Berdasarkan laporan kajian 2007 pada gambar 1.6 (c), kenaikan temperatur global permukaan antara 2,5 dan 4,1 °C pada akhir abad ini dibandingkan terhadap nilai rata-rata tahun 1961 dan 1990. Sumber ketidakpastian disebabkan pada ketidakpastian pada perhitungan model iklim dan juga skenario emisi yang lebar.

Berdasarkan gambar 1.6 (d), tinggi rerata air laut akan naik 21-51 cm, pada laut Utara akan naik 50 cm (IPCC 2007b).

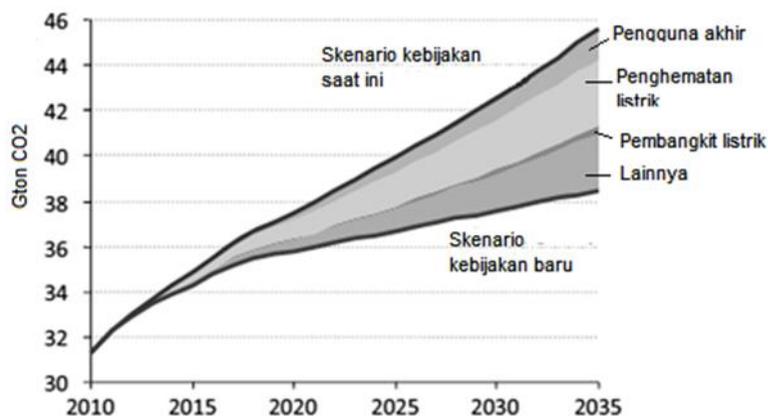
### 1.3 Strategi Penurunan Emisi CO<sub>2</sub>

Pengurangan emisi gas CO<sub>2</sub> dari sektor energi pada prinsipnya ada tiga strategi yang berbeda yaitu:

- Penggunaan teknologi yang hemat energi
- Substitusi bahan bakar dari kandungan karbon (C) rendah ke yang lebih tinggi atau bahan bakar dengan fraksi karbon lebih rendah
- Penangkapan gas CO<sub>2</sub> dan penyimpanan (Carbon capture and storage, CCS)

#### 1.3.1 Penghematan energi

Berdasarkan laporan IEA, usaha efisiensi energi dalam skenario pengurangan emisi gas CO<sub>2</sub> adalah 4,6 gigaton (Gt) pada tahun 2035 dibandingkan dengan skenario saat ini. Penghematan ini 65% dari total penghematan di tahun 2035. Penghematan energi menjadi pilihan yang menarik karena usaha penghematan jauh lebih murah dari usaha pengurangan emisi gas CO<sub>2</sub> lainnya.

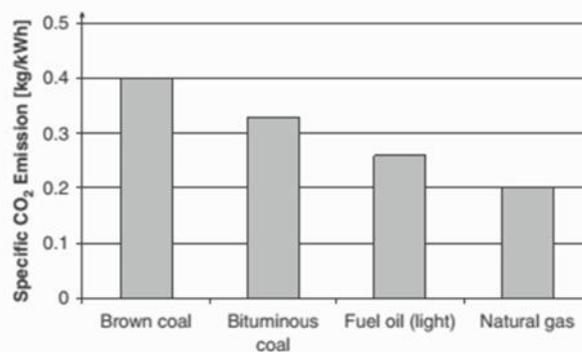


**Gambar 1.7** Kontribusi perubahan emisi CO<sub>2</sub> dari usaha penghematan energi. (IEA, 2012)

Kebutuhan listrik yang lebih rendah dari peralatan rumah tangga, motor induksi dan bangunan yang efisien dapat mengurangi konsumsi bahan bakar di sektor ketenagalistrikan dan menjadi faktor yang besar dalam usaha efisiensi (2,9 Gt penghematan di tahun 2035). Penghematan bahan bakar pada pengguna akhir dari kendaraan yang efisien, proses industri, peralatan pemanas lainnya menambah pengurangan 1,3 Gt CO<sub>2</sub> dalam tahun 2015. Peningkatan efisiensi pembangkit listrik menambah penghematan 0,3 Gt dalam skenario kebijakan yang baru. Kontribusi energi terbarukan dan energi nuklir masing-masing 1,6 Gt dan 0,4 Gt gas CO<sub>2</sub>.

### 1.3.2 Substitusi bahan bakar

Pemanfaatan energi fosil dalam pembangkit listrik akan menghasilkan emisi gas CO<sub>2</sub> sebagai hasil reaksi pembakaran senyawa karbon. Berdasarkan gambar menunjukkan emisi bahan bakar fosil terhadap jenis bahan bakar dan nilai kalornya. Bahan bakar dengan fraksi karbon yang lebih rendah menghasilkan konsekuensi emisi CO<sub>2</sub> yang rendah dibandingkan bahan bakar fosil lain seperti batubara bituminus atau lignit dengan emisi CO<sub>2</sub> yang tinggi.



**Gambar 1.8** Emisi CO<sub>2</sub> energi fosil berdasarkan nilai kalornya. (Spliethoff, 2011)

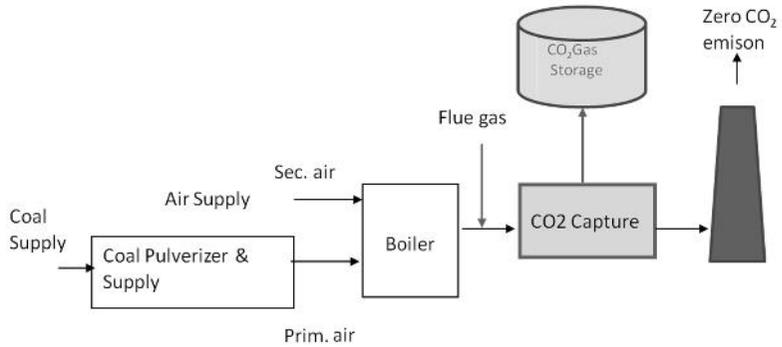
Substitusi gas alam untuk bahan bakar fosil lain seperti batubara dan minyak, dapat mengurangi emisi CO<sub>2</sub>. Energi terbarukan atau nuklir hanya menghasilkan emisi CO<sub>2</sub> yang rendah. Jika energi fosil dapat

digantikan dengan kedua energi tersebut, maka emisi CO<sub>2</sub> dapat diturunkan secara signifikan.

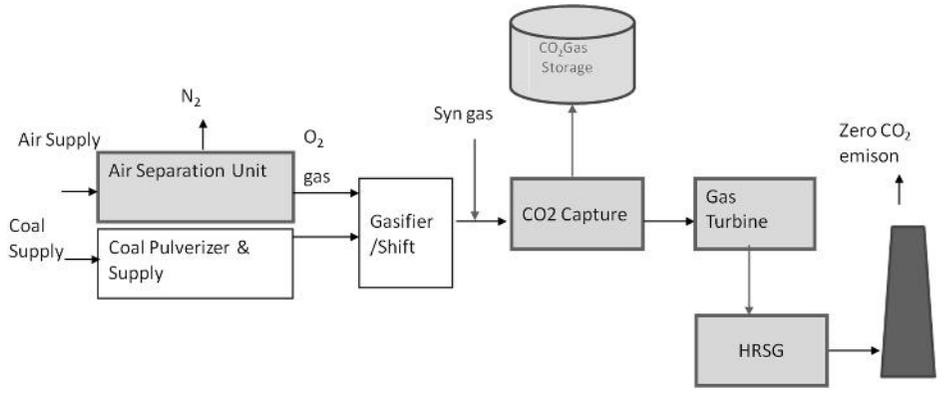
### **1.3.3 Penangkapan Gas CO<sub>2</sub> dan Penyimpanan**

CCS telah digunakan di akhir tahun 70-an sebuah pembangkit listrik di Lubbock Texas, Amerika Serikat telah menginjeksi CO<sub>2</sub> ke dalam sumur-sumur minyak tua guna peningkatan produksi minyak. Disamping itu, CO<sub>2</sub> pada saat itu juga telah digunakan di berbagai proses pada pabrik kimia dan industri makanan. Pemanfaatan CCS untuk mitigasi pemanasan global diawali dengan mega proyek CCS di beberapa negara maju antara lain Norwegia dan Kanada. Disamping itu, satu proyek yang juga berlangsung sukses di negara berkembang antara lain proyek CCS di Algeria. Masing-masing dari proyek CCS tersebut telah berhasil menginjeksi setidaknya 1 juta ton CO<sub>2</sub> per tahun ke dalam struktur geologi.

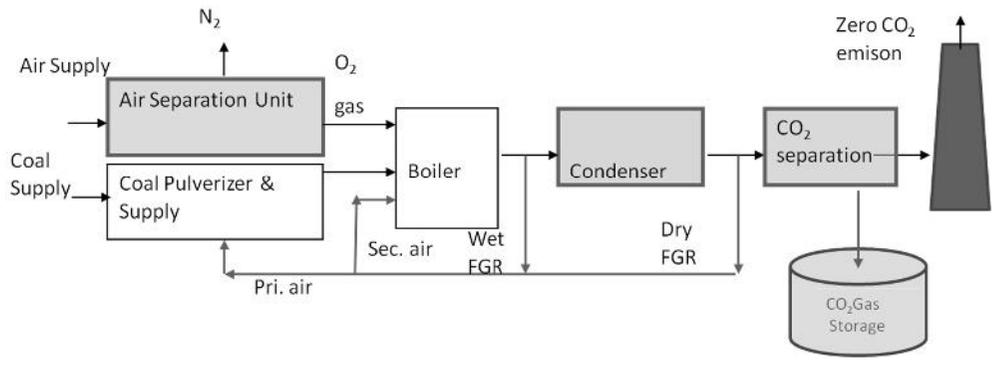
Teknik penangkapan CO<sub>2</sub> sendiri secara umum dapat digolongkan menjadi 3 teknik, yaitu teknik penangkapan paska-pembakaran, pra-pembakaran dan pembakaran dengan oxygen murni (*oxy-fuel*). Teknik penangkapan CO<sub>2</sub> dengan paska-pembakaran sejauh ini merupakan teknik yang paling banyak digunakan dan dianggap paling mapan untuk menangkap CO<sub>2</sub>. Dalam teknik pasca-pembakaran, CO<sub>2</sub> dipisahkan dari gas hasil pembakaran. Cara konvensional yang digunakan adalah penggunaan larutan amine (biasanya *mono ethanol amine*, MEA) sebagai larutan penyerap CO<sub>2</sub>. Teknik penangkapan CO<sub>2</sub> dengan larutan amine membutuhkan sirkulasi amine yang besar karena besarnya volume gas hasil pembakaran (yang sebenarnya didominasi oleh nitrogen). Akibatnya proses ini dapat dikatakan sebagai energi intensif. Namun demikian, berbagai usaha untuk meningkatkan efisiensi penangkapan CO<sub>2</sub> dengan teknik pasca-pembakaran sedang berlangsung, misalnya penggunaan teknologi membran dan adsorpsi.



a. Teknologi setelah pembakaran



b. Teknologi sebelum pembakaran



c. Teknologi pembakaran *oxy-fuel*

**Gambar 1.9** Teknologi penangkapan gas CO<sub>2</sub>

Teknik penangkapan CO<sub>2</sub> dengan teknik pra-pembakaran pada dasarnya menggunakan teknik gasifikasi batubara dalam sebuah *reformer* yang menghasilkan gas campuran CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>. Dalam tahapan berikutnya CO<sub>2</sub> akan dipisahkan dari H<sub>2</sub> untuk selanjutnya siap untuk dikompresi dan diinjeksikan ke dalam titik penyimpanan. Gas H<sub>2</sub> yang dapat dimanfaatkan untuk kepentingan lain. Pemanfaatan teknik penangkapan CO<sub>2</sub> dengan pra-pembakaran dikenal dengan *Integrated Gasification Combined Cycle* (IGCC). Kendala utama dalam pengembangan IGCC adalah tingginya biaya investasi di awal pembangunan.

Teknik pembakaran dengan oksigen murni (*oxy-fuel*) dikembangkan untuk menghindari pengenceran oleh nitrogen dalam gas hasil pembakaran. Oksigen murni diperoleh dengan proses pemisahan oksigen dari udara dalam sebuah *Air Separation Unit* (ASU). Namun demikian, pembakaran dengan oksigen murni menyebabkan temperatur pembakaran menjadi tinggi. Akibatnya, ketahanan material menjadi isu penting dalam pengembangan oxyfuel saat ini. *Vattenfall*, salah satu raksasa energi di Eropa, saat ini berencana membangun sebuah unit pembangkit listrik 30 MW di Schwarze Pumpe Jerman dengan teknik pembakaran *oxy-fuel*.

Teknik pembakaran lain yang masih dalam tahap pengembangan dan belum diaplikasikan dalam skala besar adalah *Chemical-Looping Combustion* (CLC). Dalam klasifikasi awam, CLC sering digolongkan sebagai pembakaran *oxy-fuel*. Pada pembakaran CLC, “oksigen” murni diekstrak dari oksida logam yang mengalami proses reduksi dan oksidasi secara kontinyu. Oksida logam ini selanjutnya dikenal juga sebagai pembawa oksigen. Proses pemisahan dalam fasa gas dengan gas membutuhkan energi yang besar. Selain itu, potensi penggunaan oksida logam dari mineral alami membuat CLC menjadi lebih bersaing dari sisi ekonomi. Dalam perkiraan IEA, CLC diperkirakan akan siap untuk diterapkan dalam pembangkit energi skala besar pada tahun 2020.

### **1.3.1.1 Tinjauan Singkat Teknologi CCS**

US-DOE telah melakukan kajian kinerja dan biaya pada pembangkit listrik superkritikal yang menggunakan batubara bituminus dengan net 550 MW pada tahun 2007. Berdasarkan studi aplikasi teknologi CCS pada pembangkit listrik menimbulkan penalti efisiensi baik pada teknologi oxy-fuel maupun setelah pembakaran. Penurunan efisiensi terjadi dibandingkan PLTU tanpa CCS dengan net efisiensi 39,4% turun menjadi 28,3% untuk teknologi setelah pembakaran dan 29,3% untuk teknologi oxy-fuel (Thiensen et.al. 2011).

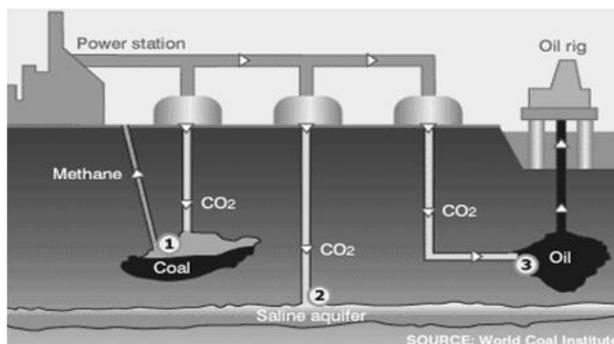
Pada sisi finansial, kebutuhan investasi PLTU superkritikal dengan tanpa CCS adalah 1595 USD/kW. Dengan aplikasi teknologi CCS setelah pembakaran yang menggunakan regeneratif amine membutuhkan investasi 2855 USD/kW dan biaya operasi penangkapan 67 USD/ton CO<sub>2</sub> untuk unit pembangkit 550 MW net. Nilai investasi teknologi oxy-fuel adalah 2660 USD/kW dan biaya penangkapan 47 USD/ton CO<sub>2</sub> (Thiensen et.al. 2011).

Berdasarkan studi Global CCS Institute Tahun 2011, teknologi IGCC tanpa CCS membutuhkan biaya investasi 2618 USD/kW, dan dengan CCS menjadi 3414 USD/kW. Penurunan net efisiensi terjadi 41,1% menjadi 32,0% (Simpson et.al. 2011).

### **1.3.1.2 Status CCS di Indonesia**

CCS membutuhkan tempat penyimpanan gas CO<sub>2</sub>. Ada beberapa jenis penyimpanan gas CO<sub>2</sub> yang mungkin dilakukan di Indonesia. Injeksi gas CO<sub>2</sub> pada lapisan saline aquifer yang salah satunya ditemukan di daerah Natuna. Jenis lapisan lain yang berpotensi adalah pada tambang batubara. Injeksi gas CO<sub>2</sub> pada lapisan batubara dalam yang tidak ekonomis jika ditambang secara terbuka sehingga didapatkan gas metan yang dapat digunakan untuk energi atau proses kimia lainnya. Potensi yang terakhir adalah injeksi pada tambang gas atau minyak yang sudah tidak produktif. Pada bagian teknologi transportasi dan injeksi CO<sub>2</sub> ke

dalam tempat penyimpanan sudah tersedia saat ini. Pemanfaatan sumur-sumur minyak tua, khususnya di Pulau Sumatera dan Kalimantan, berpeluang besar menjadi tempat penyimpanan CO<sub>2</sub>. Tentu saja, hal ini harus dibarengi dengan analisis geologi yang memadai dan peningkatan penerimaan masyarakat terhadap CCS.



**Gambar 1.10** Berbagai alternatif penyimpanan gas CO<sub>2</sub>

Perkembangan CCS di Indonesia diantaranya telah dilakukan oleh Balitbang Kementerian ESDM Lemigas dengan beberapa pihak Jepang telah melakukan beberapa kajian pada tahun 2003-2005 yang menguji potensi penyimpanan gas CO<sub>2</sub> di Kalimantan Timur dan Sumatera Selatan. (Best et.al. 2011). Kajian juga dilakukan oleh pihak ITB (Institut Teknologi Bandung) dan Jepang dengan pilot proyek di daerah Gundih untuk penyimpanan gas CO<sub>2</sub>. Kajian dilakukan terhadap formasi geologi Ngrayong. Pada formasi ini terdapat lapisan batu pasir yang cukup besar dan berpotensi sebagai penyimpanan gas CO<sub>2</sub>. Dan lapisan ini ditutupi oleh batuan kapur yang cukup kuat dan juga lapisan batu lumpur pada bagian atasnya (Kitamura, et.al. 2014).

Kajian teknologi CCS *oxy-fuel* telah dilakukan oleh BPPT dan Universitas Indonesia. Karakterisasi pembakaran batubara Indonesia dalam lingkungan udara dan *oxy-fuel* dilakukan menggunakan TG-DTA-FTIR dan juga *Drop Tube Furnace*. Pada lingkungan *oxy-fuel*, cenderung menimbulkan gas CO lebih tinggi dibandingkan lingkungan udara pada konsentrasi oksigen yang sama. Terjadi pelambatan penyalaan dan pembakaran batubara dilingkungan *oxy-fuel*, sehingga perlu diketahui kelebihan oksigen yang diperlukan untuk masing-

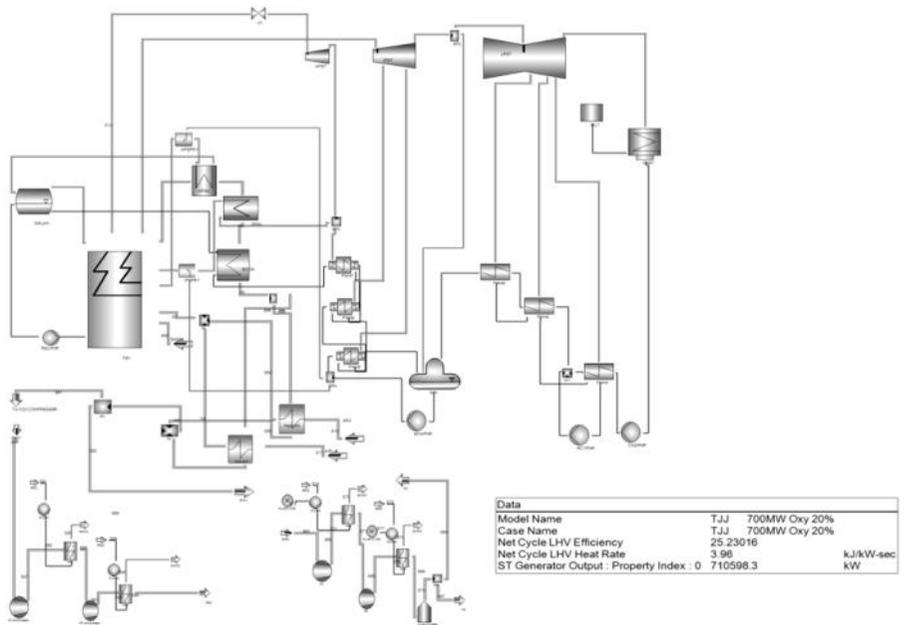
masing jenis batubara dengan menggunakan analisis di TG-DTA (Cahyadi et.al. 2013).

Selain itu, simulasi siklus termodinamik Gate Cycle™ untuk aplikasi teknologi *oxy-fuel* pada PLTU batubara skala 700 MW dengan bahan bakar bituminus yang ada telah dilakukan. Gambar 1.11 adalah siklus uap PLTU 700 MW. Konsumsi energi pada boiler dan siklus uap pada PLTU 700 MW adalah 50 MW. Efisiensi bersih (*net*) pada 700 MW dalam lingkungan udara adalah 39.1%. Kebutuhan energi pada unit pengkondisi CO<sub>2</sub> adalah 87 MW pada PLTU *oxy-fuel* 700 MW. Kebutuhan energi pada unit penghasil oksigen (ASU) bergantung pada konsentrasi oksigen.

**Tabel 1.1** Hasil perhitungan simulasi PLTU 700 MW dalam lingkungan udara dan *oxy-fuel* (21-30% O<sub>2</sub>). (Cahyadi 2015)

Case	700MW baseline	700MW 21%O <sub>2</sub>	700MW 30%O <sub>2</sub>
Gross Power (MW)	711	711	711
Batubara	Bit	Bit	Bit
CO <sub>2</sub> emission (kg/MW)	534.7	0	0
CO <sub>2</sub> capture (%)	0	100	100
ASU (kg/s)	0	149	213
ASU (MW)	0	155.0	223.4
CO <sub>2</sub> compress. (MW)	0	87	87
Net Eff. LHV	39.1	25.2	21.3
BOP	50	50	50

Pada konsentrasi oksigen 21%, kebutuhan listrik pada ASU adalah 155 MW pada PLTU *oxy-fuel* 700MW. Pada konsentrasi oksigen 30%, kebutuhan energi listrik pada ASU akan meningkat menjadi 223,4 MW pada PLTU *oxy-fuel* 700 MW. Pada PLTU *oxy-fuel* (21% O<sub>2</sub>/79% CO<sub>2</sub>) terjadi penurunan efisiensi bersih pada PLTU menjadi 25,2%. Pada PLTU *oxy-fuel* (30% O<sub>2</sub>/70% CO<sub>2</sub>), efisiensi bersih menjadi 21,3 % pada skala 700 MW (Cahyadi, 2015).



**Gambar 1.11** Diagram siklus PLTU Batubara *oxy-fuel* 700 MW (21% O<sub>2</sub>/70% CO<sub>2</sub>) (Cahyadi, 2015)

## Daftar Pustaka

- Best D; Mulyana R; Jacobs B; Iskandar U.P; Beck B. (2011). *Status of CCS Development in Indonesia*, GHGT 10, Energy Procedia (4), Science Direct, Elsevier, Belanda.
- Cahyadi (2015). *Penyalaan dan Pembakaran Batubara dalam Lingkungan Udara dan Oxy-fuel*. Disertasi S3, Departemen Teknik Mesin, Universitas Indonesia, Jakarta, Indonesia.
- Cahyadi, Surjosatyo A., Nugroho Y.S. (2013). *Predicting behaviour of coal ignition in oxy-fuel combustion*, International Green house Gas Control Technology ke-11, Jurnal Energy Procedia Vol 37, Science Direct Elsevier, Belanda.
- IEA (2006a). *Energy Technology Perspectives, Scenarios and Strategies to 2050*. OECD/IEA, Paris, Perancis.
- IEA (2006b). *World energy outlook 2006*. IEA, Paris, Perancis.
- IEA (2013). *Energy Efficiency Market Report 2013*. IEA, Paris, Perancis.
- IPCC (2001a). *Climate change 2001: mitigation*. (Third Assessment report WG3). Cambridge University Press, Cambridge, UK.
- IPCC (2001c). *Special report on emission scenarios (SRES)*. Cambridge University Press, Cambridge, UK.
- IPCC (2007a). *Climate change 2007 – mitigation of climate change*, working group III contribution to the fourth assessment report of the IPCC intergovernmental panel on climate change. Cambridge University Press, Cambridge, UK.
- IPCC (2007b). *Climate change 2007 – the Physical Science Basis*, working group I Contribution to the fourth assessment report of the IPCC intergovernmental panel on climate change. Cambridge University Press. Cambridge, UK.
- IPCC (2013). *Climate change 2013: the Physical Scientific Basis*. (Third Assessment report WG1). Cambridge University Press, Cambridge, UK.
- Kitamura K., Yamada Y., Onishi K., Tsuji T, Chiyonobu S., Sapiie B., Bahar A., Danio H., Muhammad A., Erdi A., Sari V.M., Matsuoka T., Gunawan W, Kadir A. (2014). *Potential Evaluation of CO<sub>2</sub> Reservoir Using the Measured Petrophysical Parameter of Rock Samples in the Gundih CCS Project*, GHGT 12, Energy Procedia 63, Science Direct, Elsevier, Belanda.
- PT.PLN Persero. (2015). *Rencana Usaha Penyediaan Tenaga Listrik (RUPTL) Tahun 2015-2024*, PLN, Jakarta, Indonesia.
- Simpson J., McConnell C., Matsuda Y, Ingram G., Peters D., Kusaka K., Beken A. (2011). *Economic Assessment of Carbon Capture and*

*Storage technologies 2011 update*, Global CCS Institute, Canberra, Australia.

Spliethoff H. (2011). *Power Generation from Solid Fuels*, Springer, NY, US.

Thimsen D., Wheeldon J., Dillon D. (2011). *Economic comparison of oxy-coal carbon dioxide (CO<sub>2</sub>) capture and storage (CCS) with pre- and post-combustion CCS*, EPRI, Woodhead Publishing, London, UK.

## BAB 2

### Karakterisasi Batubara

---

Cahyadi  
Darmawan

Batubara dapat diklasifikasikan berdasarkan nilai kalor dan kandungan karbon tetap. Pada bab ini menjelaskan tentang klasifikasi batubara, metode analisa untuk mengetahui sifat fisis dan kimia. Hasil analisa kimia dan fisika batubara dapat memberikan gambaran pada proses pembakaran batubara di boiler PLTU. Pada akhir bab ini dibahas tentang proses pembakaran batubara halus, yang melibatkan proses pengeringan, penyalaan dan pembakaran zat terbang (*volatile matter*) dan karbon.

#### 2.1 Pengenalan Batubara

Batubara terbentuk melalui proses dekomposisi parsial zat tumbuh-tumbuhan dibawah kondisi udara terbatas dan terakumulasi membentuk lapisan dalam rawa dalam waktu yang lama. Proses deposisi yang berkelanjutan mengakibatkan lapisan sedimen sebelumnya menjadi terpendam lebih dalam dan mengalami tekanan dan temperatur yang semakin besar menghasilkan proses dewatering. Dekomposisi ini dapat terjadi melalui proses biologis yang dilakukan oleh mikroba (*peatification*) dengan bantuan tekanan dan pemanasan (*coalification*). Gambut merupakan proses awal terjadinya batubara. Semakin dalam lapisan sedimen akan mendapatkan tekanan dan temperatur yang semakin tinggi menghasilkan peringkat batubara yang bervariasi. Batubara peringkat tinggi ditemukan pada lapisan paling dalam. Namun, proses geologi berikutnya pada lapisan tanah dapat menjadikan lapisan batubara yang sudah terbentuk dijumpai pada kedalaman yang bervariasi.

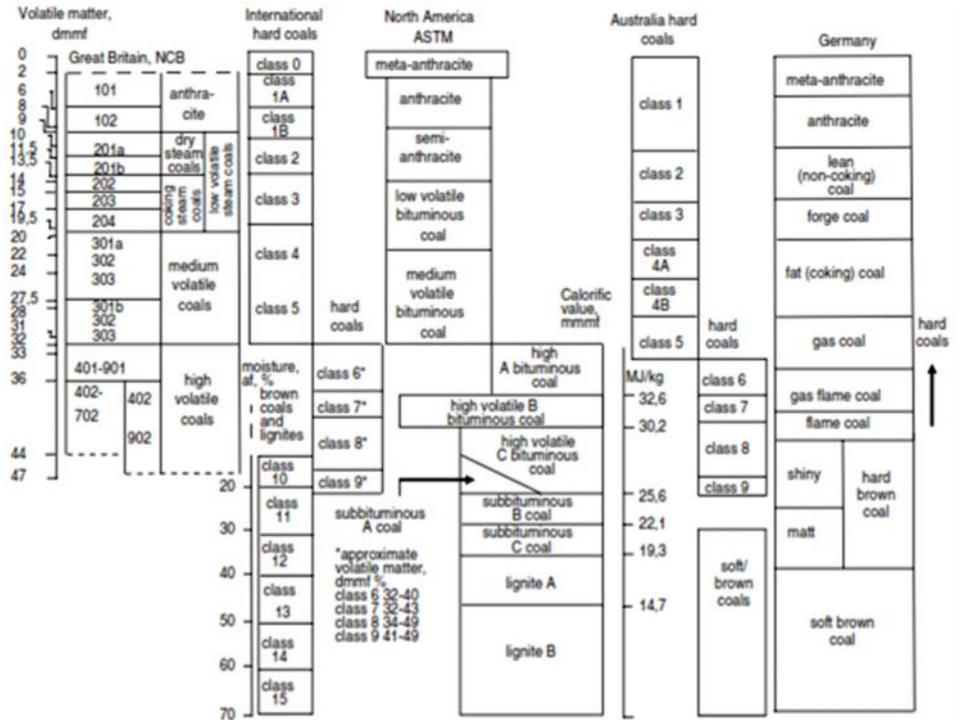
Batubara tidak dibentuk dari campuran homogen unsur-unsur kimia seperti karbon (C), hidrogen (H), oksigen (O), sulfur (S), nitrogen (N) maupun unsur-unsur minor lainnya, namun terdiri dari maseral organik dan kristal mineral anorganik. Maseral organik yang dimiliki batubara diantaranya adalah vinitrit, lipnitit, dan inertinit, sedangkan untuk kristal mineral anorganik seperti kaolin, clay, pyrite, dan calcie.

## **2.2 Klasifikasi Batubara**

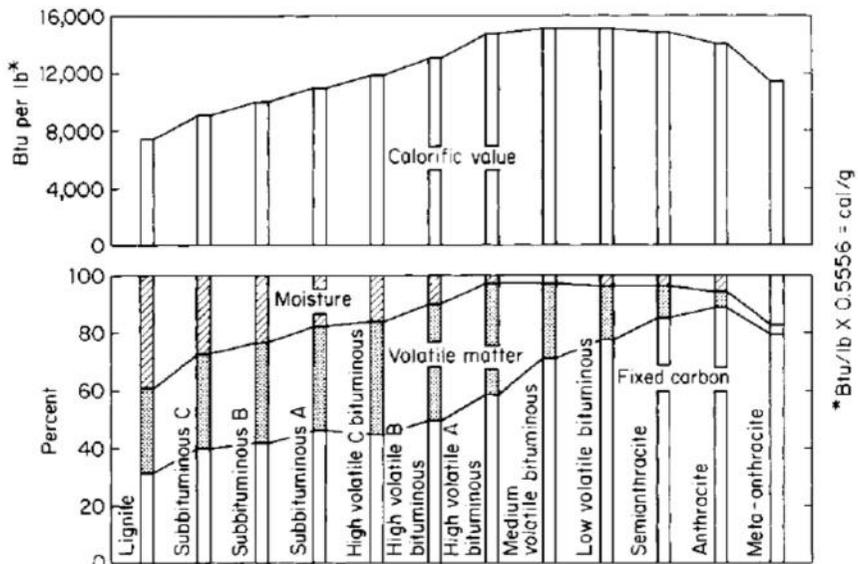
Pengklasifikasian batubara didasarkan pada umur geologi, kandungan petrografis, sifatnya terhadap pelarut atau bahan kimia tertentu, kemampuan untuk teroksidasi, sifat *cooking*, nilai kalor maupun kombinasi beberapa sifat. Beberapa negara telah melakukan klasifikasi peringkat batubara. Adapun klasifikasinya antara lain adalah *American Society of Testing and Materials (ASTM)*, *the National Coal Board of The United Kingdom*, *International Organization for Standardization (ISO)*, *the German DIN System*, *Japan Industrial Standard (JIS)*, dan *the Association Francaise de Normalisation (AFNOR)*. Berikut merupakan contoh pengklasifikasian batubara menurut standar ASTM, pada standar ini dilakukan pengklasifikasian berdasarkan level karbon tetap dan nilai kalor. Terdapat 12 grup batubara mulai dari soft lignit sampai meta-antrasit yang keras seperti yang ditunjukkan pada Gambar 2.1.

### **2.2.1 Peat/Gambut**

Gambut merupakan tahapan awal pembentukan batubara yang memiliki kandungan air sangat tinggi sehingga nilai kalornya rendah. Pada fase ini batubara yang berbentuk gambut masih berwarna kuning hingga kecoklatan yang heterogen. Hal ini dipengaruhi oleh tingkatan proses dekomposisi yang terjadi saat pembentukan gambut.



**Gambar 2.1** Perbandingan beberapa sistem klasifikasi batubara (Skorupka, 1993)



**Gambar 2.2** Profil kandungan air, zat volatile, karbon dan nilai kalor masing-masing peringkat batubara menurut ASTM. (Smoot dan Smith, 1985)

**Tabel 2.1** Sistem Klasifikasi Batubara Menurut ASTM (ASTM, 2009)

Class	Group	Batas Fixed Carbon (FC) (%)		Batas Volatile Matter (VM) (%)		Batas Nilai kalor (MJ/kg) (moist, mineral matter free)	
		(dry mineral matter free)	(dry mineral matter free)	(dry mineral matter free)	(dry mineral matter free)	(dry mineral matter free)	(dry mineral matter free)
		Sama atau lebih besar dari	Kurang dari	Lebih besar dari	Sama atau lebih besar dari	Sama atau lebih besar dari	Kurang dari
I. Antrasit	Meta Antrasit	98			2		
	Antrasit	92					
	Semi Antrasit	86					
II. Bituminus	Low Volatile Bituminus	78	86	14	22		
	Medium Volatile Bituminus	69	78	22	31		
	High Volatile A Bituminus		69	31		32,6	
	High Volatile B Bituminus					30,2	32,6
	High Volatile C Bituminus					26,7	30,2
	Subbituminus A					24,4	26,7
III. Sub-Bituminus	Subbituminus B					22,1	24,4
	Subbituminus C					19,3	22,1
	Lignit A					14,7	19,3
IV. Lignit	Lignit B					14,7	

### **2.2.2 Lignit**

Kata lignit berasal dari bahasa latin *lignum* yang artinya kayu. Batubara level rendah ini memiliki kandungan air dan zat terbang (*volatile matter*) yang tinggi, tetapi nilai kalorinya terendah. Lignit biasanya lunak dan mempunyai warna kecoklatan yang seringkali mengandung bagian-bagian tanaman yang mudah dikenali dari struktur selnya. Karena kandungan zat terbangnya yang tinggi, lignit sangat mudah terbakar, dan sering terjadi pembakaran spontan pada penyimpanan dan pengapalannya. Kandungan airnya yang tinggi menyebabkan transportasi jarak jauh tidaklah ekonomis.

### **2.2.3 Sub-bituminus**

Sub-bituminus merupakan batubara peringkat menengah. Batubara jenis ini sudah tidak memiliki sifat kayu lagi dan berwarna hitam kecoklatan sampai hitam. Batubara ini memiliki kecenderungan merapuh bila diekspos ke udara dan terjadi pembakaran spontan seperti lignit.

### **2.2.4 Bituminus**

Peringkat batubara bituminus merupakan batubara yang memiliki nilai kalor tertinggi. Batubara jenis ini banyak digunakan sebagai bahan bakar PLTU. Batubara ini memiliki karakteristik lain yaitu bila dipanaskan menjadi massa yang kohesif, mengikat dan melekat dengan warna hitam yang mengkilat dan menunjukkan sifat *caking* dan *agglomerating*, sehingga cocok untuk bahan baku pembuatan kokas bagi industri besi baja.

### **2.2.5 Antrasit**

Peringkat batubara tertinggi adalah Antrasit. Batubara ini memiliki kandungan zat terbang yang rendah dan sebagian besar partikelnya berupa karbon tetap sehingga berwarna hitam kemilau. Antrasit memiliki struktur paling padat, keras, dan homogen sehingga menjadi

getas. Batubara jenis ini biasanya digunakan untuk pemanas rumah, kokas maupun untuk memproduksi gas.

## **2.3 Karakteristik Batubara**

Masing-masing jenis batubara memiliki karakteristik yang berbeda-beda. Berdasarkan sifat-sifatnya karakteristik batubara dibedakan menjadi enam bagian yaitu:

### **2.3.1 Sifat kimia**

Sifat kimia yang dimiliki oleh batubara dapat diperoleh dengan menggunakan analisa proksimat dan analisa ultimat.

#### **a. Analisa Proksimat**

Pada analisa proksimat sifat kimia yang didapatkan batubara berupa kandungan air (*moisture*), zat terbang (*volatile matter*), presentase abu atau kadar abu, karbon tetapnya (*fixed carbon*) sehingga dapat digunakan untuk mengevaluasi sifat reaktivitas penyalaan dan pembakaran batubara, basis data dalam perancangan boiler, dan pengklasifikasian batubara.

- **Kandungan air (*moisture*)**

Kandungan air atau *moisture* dalam batubara berpengaruh terhadap kandungan panas per kg batubara. Sampel batubara dipanaskan dalam oven sampai pada suhu sekitar 200°C kemudian didinginkan hingga mencapai suhu kamar. Berat yang hilang ketika dilakukan penimbangan setelah dilakukan pemanasan dan pendinginan merupakan kandungan air yang terkandung dalam batubara.

- **Zat terbang (*volatile matter*)**

Zat terbang atau *volatile matter* merupakan zat hidrokarbon yang mudah menguap atau mudah terbang. Zat terbang yang dimiliki oleh batubara antara lain adalah metan, hidrokarbon, hidrogen,

karbon monoksida dan gas yang mudah terbakar seperti karbon dioksida dan nitrogen. Zat terbang pada batubara mempengaruhi karakteristik pembakaran batubara. Semakin tinggi zat terbang yang dimiliki batubara, maka karakteristik panjang nyala api lebih pendek karena batubara akan lebih cenderung mudah menyala dan cepat terbakar habis.

- Kadar Abu

Kadar abu dalam batubara tidak ikut terbakar selama proses pembakaran, namun komponen abu dapat bereaksi diantara komponen abu tersebut maupun komponen organik batubara. Hal ini akan mempengaruhi karakteristik pembentukan deposi abu pada tungku.

- Karbon Tetap (*Fixed Carbon*)

Karbon tetap merupakan bahan padat berupa karbon yang tertinggal di dalam *furnace* setelah proses pembakaran selesai. Selain karbon didalamnya masih mengandung hidrogen, oksigen, sulfur dan sedikit nitrogen.

#### b. Analisa Ultimat

Pada analisa ultimat, sifat kimia batubara yang diperoleh diantaranya adalah kadar unsur-unsur karbon, hidrogen, nitrogen, dan sulfur sehingga dapat dilakukan penghitungan kebutuhan udara minimum untuk dapat terbakar sempurna, perhitungan presentase udara lebih (*percentage of exces air*), perhitungan konsentrasi gas buang termasuk polutan oksida sulfur dan nitrogen, perhitungan rasio atom oksigen dan karbon, dan rasio atom hidrogen dan karbon.

Selain dua metode di atas dapat pula dilakukan penentuan bentuk sulfur yaitu penentuan kandungan sulfur dalam batubara yang terikat dalam struktur molekul organik dan non organiknya. Selain itu reaktivitas batubara dapat diukur dengan menggunakan alat termogravimetri

sehingga dapat diperoleh profil pembakaran atau *burning profile* batubara yang dibakar.

### 2.3.2 Sifat Fisis

Sifat fisis yang dimiliki oleh batubara dapat diuraikan seperti di bawah ini:

- a. Berat jenis, Pengukurannya dapat dilakukan dengan piknometer cairan atau gas helium. Berat jenis ini digunakan sebagai parameter untuk menentukan ukuran penyimpangan batubara maupun perkiraan jumlah cadangan batubara pada tambang.
- b. Porositas, merupakan perbandingan volume pori batubara terhadap volume total batubara.
- c. Struktur pori atau distribusi ukuran (diameter) pori luas permukaan, yaitu luas permukaan batubara untuk setiap satuan beratnya dengan penyerapan gas nitrogen.
- d. Reflektivitas, merupakan analisa petrografi untuk menentukan kandungan vinitrit batubara.

### 2.3.3 Sifat Mekanis

Sifat mekanis yang dimiliki oleh batubara dapat diuraikan seperti di bawah ini:

- a. *Grindability*, ditunjukkan oleh *hardgrove indeks* yaitu pengukuran empiris kerja yang dibutuhkan untuk menghancurkan batubara yang telah dikeringkan menjadi berukuran 200 mesh pada penggiling dengan putaran 60 rpm. Nilai *indeks hardgrove* yang tinggi menunjukkan kebutuhan kerja yang kecil. Data ini penting dalam persiapan penggilingan batubara.
- b. *Friability*, meliputi tumbler test dan drop shatter test kekuatan, yaitu spesifikasi kekuatan kompresibilitas dalam psi.
- c. *Dustiness index*, yaitu jumlah debu yang dihasilkan bila batubara diperlakukan dengan cara standart
- d. *Hardness/abrasiveness* atau kekerasan diukur dengan *Vickers Hardness Number* dan sifat abrasi batubara.

- e. Elastisitas, yaitu kualitas batubara dalam mempertahankan bentuknya setelah terjadi deformasi.

#### 2.3.4 Sifat Termal

Sifat termal yang dimiliki oleh batubara dapat diuraikan seperti di bawah ini:

- a. Nilai kalor, pengukuran nilai kalor dilakukan dengan pembakaran dalam kalorimeter. Penelitian yang dilakukan *Institute of Gas Technology* terhadap berbagai jenis batubara menghasilkan rumus empiris yang menghubungkan nilai kalor dan presentase unsur-unsur pada analisa ultimat yaitu:

$$\text{HHV (MJ/kg)} = 0.3417C + 1.3221H + 0.1232S - 0.0153A - 0.1198(O+N)$$

dimana C, H, S, A, O, N masing-masing adalah persen berat kering dari karbon, hidrogen, sulfur, abu, oksigen, dan nitrogen pada analisa ultimat. Data nilai kalor batubara berguna untuk mrngitung kebutuhan laju alir batubara bila diinginkan perngoperasian boiler pada kapasitas panas terentu.

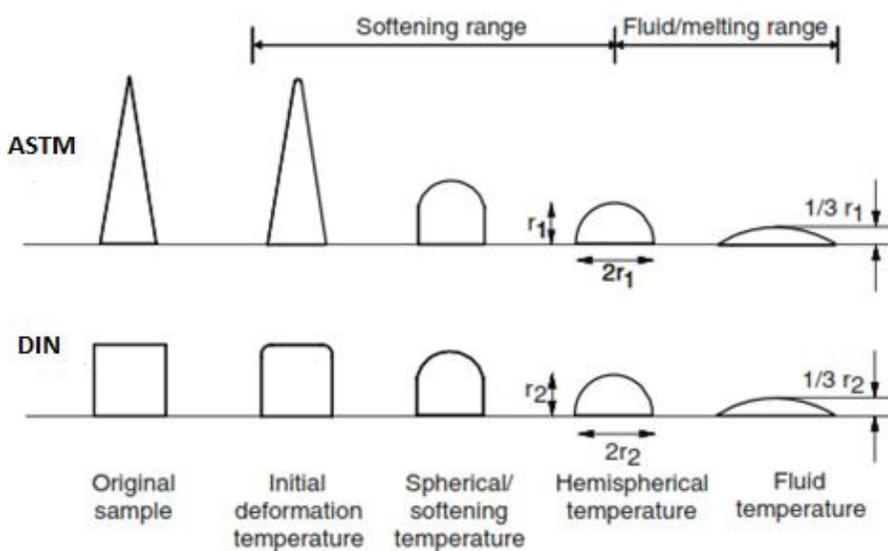
- b. Kapasitas panas, berguna untuk melihat sifat penyalaan batubara (temperatur penyalaan).
- c. Indeks swelling, untuk mengukur kecenderungan batubara untuk membengkak akibat pembakaran. Makin tinggi indeks swelling makin cenerung pembakaran tidak sempurna terjadi. Hal ini dikarenakan pelelehan abu yang menutupi permukaan partikel batubara sehingga menahan masuknya oksigen ke dalam pori batubara, sementara pada kondisi temperatur tinggi terjadi pelepasan zat terbang pada bagian dalam partikel batubara sehingga partikel batubara menggelembung.
- d. Konduktivitas panas berguna untuk melihat waktu penyalaan batubara.
- e. Plastisitas, yaitu sifat perubahan batubara terhadap pemanasan dan sifat caking batubara diukur.

- f. Indeks Agglomerasi. Indeks Agglomerasi atau penggumpalan didasarkan oleh sifat residu dari 1 gram sampel batubara bila dipanaskan pada 950° C yang diukur dengan Roga Index.

### 2.3.5 Sifat Elektrik

Sifat elektrik yang dimiliki oleh batubara dapat diuraikan seperti di bawah ini:

- Resistivitas Elektrik, resistivitas ini diukur dalam satuan Ohm-cm. Resistivitas abu batubara perlu diketahui dalam mendisain dan mengevaluasi alat kontrol polusi partikulat elektrostatik presipitator (ESP).
- Konstanta Dielektrik, dilakukan dengan pengukuran kemampuan polarisasi elektrositas batubara.
- Sifat Magnetik Batubara, meliputi sifat diamagnetik, ferromagnetik.



**Gambar 2.3** Karakteristik temperatur leleh berdasarkan standar ASTM dan DIN (Stultz and Kitto 1992).

### 2.3.6 Sifat Abu

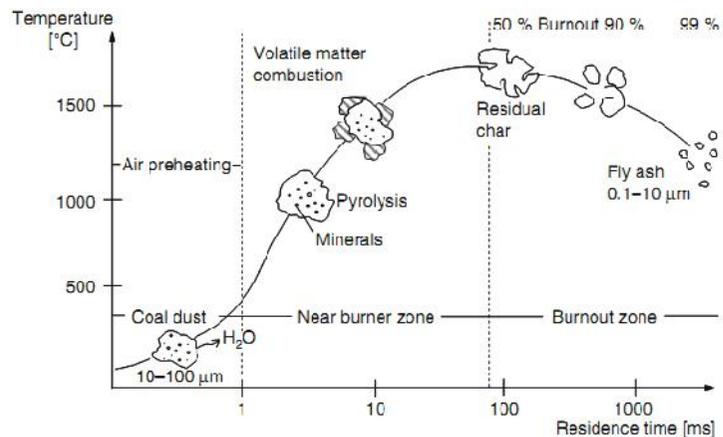
Sifat abu yang dimiliki oleh batubara dapat diuraikan dengan analisa abu seperti di bawah ini:

- a. Analisa oksida logam elemen abu yang mayoritas terdiri dari  $\text{SiO}_2$ ,  $\text{Al}_2\text{O}_3$  dan  $\text{Fe}_2\text{O}_3$ .
- b. Analisa Mineralogi, analisa kandungan mineral dalam bentuk senyawa Kristal.
- c. *Ash Fussibility*, temperatur leleh abu batubara yang diukur dengan menentukan temperature deformasi awal (IDT), temperatur pelunakkan (ST) dan temperatur fluida (FT).
- d. Karakteristik *Slagging* dan *Fouling* adalah karakteristik batubara membentuk deposit abu dan kerak pada pipa dan dinding boiler yang dipengaruhi oleh oksida logam dalam abu batubara.

Temperatur leleh abu di uji menggunakan sampel batubara yang diabukan, kemudian sampel abu dibentuk seperti Gambar 2.3 dipanaskan didalam tungku pada temperatur tinggi  $\pm 1500$  °C Perubahan bentuk seiring kenaikan temperatur dipantau untuk menentukan temperatur awal deformasi (IDT) hingga temperatur leleh (FT). Pengujian temperatur leleh abu ada 2 jenis yaitu oxidising dan reducing. Yang membedakan adalah medium gas didalam tungku tersebut, jika menggunakan udara ambien disebut oxidising atau campuran gas CO dan  $\text{CO}_2$  dinamakan reducing. Metode reducing digunakan agar merepresentasikan kondisi gas didalam tungku selama proses pembakaran yang didominasi oleh CO dan  $\text{CO}_2$  pada daerah radiasi sekitar burner. Metode oxidising menggambarkan jika tungku diberi udara lebih untuk mengurangi efek deposisi abu didaerah tungku. Temperatur leleh abu kondisi reducing cenderung lebih rendah dari kondisi oxidising, karena adanya interaksi kimia gas CO dan  $\text{CO}_2$  terhadap oksida logam di abu batubara yang membentuk campuran oksida logam dengan temperatur leleh lebih rendah.

## 2.4 Pembakaran Batubara Serbuk

Pembakaran merupakan suatu proses oksidasi yang mengubah ikatan kimiawi yang terikat dalam bahan bakar menjadi panas. Proses pembakaran batubara mampu menghasilkan produk seperti hidrokarbon, karbon dioksida, hidrogen, sulfur, nitrogen, dan karbon. Di dalam sistem pembakaran batubara terdapat beberapa subsistem yaitu persiapan, *furnace* (tungku pembakar), sistem transportasi dan distribusi bahan bakar, udara pembakaran, gas buang, abu, maupun panas (Spliethoff, 2010). Pembakaran bahan bakar batubara padat berkembang secara parsial yang terdiri dari beberapa tahapan yaitu *drying* (pengeringan), *pyrolysis* (pirolisis), *ignition* (penyalaan), *combustion of volatile matter* (pembakaran zat terbang), dan *combustion of the residual char* (pembakaran karbon sisa) (Dolezal 1990; van Heek dan Muhlen 1985). Berikut ini merupakan skema pembakaran untuk bahan bakar batubara berupa bubuk.



**Gambar 2.4** Skema proses pembakaran bahan bakar batubara bubuk (Spliethoff, 2010).

Pada skema di atas, dua proses pertama merupakan dekomposisi termal yang terjadi akibat pemanasan bahan bakar. Kandungan air dalam batubara menurun, dan senyawa kimia dirubah menjadi energi panas. Sedangkan dua proses terakhir merupakan pembakaran zat terbang dan karbon sisa yang mempengaruhi *burnout* (waktu pembakaran total) dan merupakan awal terbentuknya *fly ash* (abu terbang). Adapun lebih

detail tentang proses pembakaran batubara bubuk diuraikan seperti di bawah ini.

#### **2.4.1 Pengerinan**

Pengerinan merupakan proses pertama yang harus dilakukan dalam pembakaran batubara. Pengerinan pada material padat melalui tiga fase yaitu, fase cair, uap, dan pengeroposan padatan. Air mulai menguap pada suhu di atas 100°C, pada saat ini batubara mengalami penurunan kandungan air. Air di dalam pori-pori batubara terlepas dan berubah fasenya menjadi uap. Selain itu terjadi pula pengeroposan padatan sehingga gas-gas seperti metana, karbon dioksida, dan nitrogen ikut terlepas ke udara. Pengerinan dilakukan sampai kandungan air dalam batubara turun mencapai 10-15% dari kondisi awal bubuk dengan cara meniupkan udara panas berkisar 70-150°C di atasnya. Waktu yang digunakan untuk melakukan pengerinan disesuaikan dengan tipe batubara. Semakin banyak kandungan air yang terkandung dalam batubara, maka proses pengerinannya pun semakin lama.

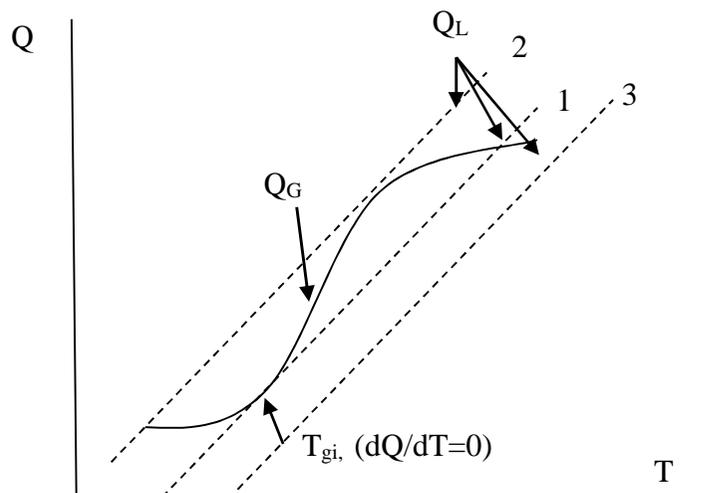
#### **2.4.2 Pirolisis**

Langkah selanjutnya adalah terjadinya pirolisis atau disebut juga dengan devolatalisasi. Pirolisis merupakan proses kompleks yang terdiri dari beberapa reaksi, mencakup transfer panas dan massa yang dihasilkan dari percampuran gas organik dan anorganik dan larutan dari partikel yang berada di dalam atmosfer. Terdapat tiga fraksi yang terbentuk selama proses pirolisis yaitu gas ( $H_2$ , CO,  $CO_2$ ,  $H_2O$ , dan  $CH_4$ ), tar, dan *char* atau karbon (sisa padatan). Kandungan air dalam batubara akan menurun drastis seiring dengan adanya kenaikan suhu. Tingkatan pirolisis dapat bervariasi dari beberapa persen hingga 70-80% dari total berat partikel dan dapat terjadi pada beberapa milidetik atau beberapa menit tergantung pada ukuran partikel, tipe batubara, dan kondisi temperatur (Smoot dan Smith, 1985).

### 2.4.3 Penyalaan

Penyalaan partikel batubara adalah langkah awal yang sangat penting dalam proses pembakaran batubara. Banyak penelitian yang telah dilakukan pada mekanisme penyalaan partikel batubara dimana dapat diklasifikasikan dalam 3 (tiga) (Essenhight, 1989) jenis yaitu:

- Penyalaan *homogenous*, yaitu penyalaan yang melibatkan pelepasan zat volatil (*volatile matter*) dari batubara;
- Penyalaan *heterogeneous*, yaitu penyalaan yang terjadi pada permukaan batubara;
- Penyalaan *hetero-homogeneous*, yaitu penyalaan yang terjadi secara simultan pada zat volatil dan permukaan batubara.



**Gambar 2.5** Hubungan panas yang dibangkitkan dan panas yang hilang ke lingkungan sebagai fungsi dari temperatur untuk menentukan kriteria temperatur penyalaan partikel batubara

Gambar 2.5 mengilustrasikan pendekatan Semenov tentang teori penyalaan termal pada partikel batubara ditentukan oleh interaksi panas yang dibangkitkan oleh reaksi kimia dengan panas tambahan atau panas yang hilang oleh partikel yang disebabkan emisi panas dan perpindahan panas radiasi. Kondisi yang menyebabkan terpenuhinya kondisi penyalaan adalah (a) panas yang hilang ke lingkungan sekitar sama

dengan panas yang timbul yang disebabkan energy kinetik. (b) kurva panas yang hilang berpotongan dengan profil panas yang dibangkitkan.

$$Q_G = k_o p_o h_c e^{-E/R} \quad (2.1)$$

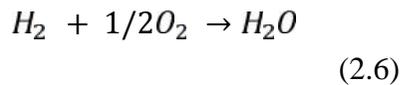
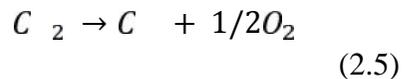
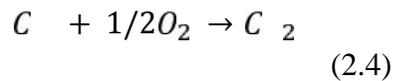
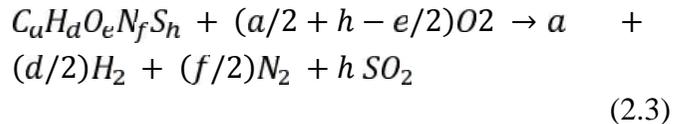
$$Q_L = 2\left(\frac{\lambda}{d}\right)(T_s - T_g) \quad (2.2)$$

Cassel dan Liebman (1959), Essenhigh (1989) mengembangkan model matematik berdasarkan pendekatan analisa Semenov. Model penyalan melibatkan panas yang dibangkitkan dan panas yang hilang. Panas yang dibangkitkan terutama sebagai fungsi reaksi kinetik partikel batubara dan panas hilang sebagai fungsi konduktivitas termal gas disekitar partikel dan juga ukuran partikel. Penyalan terjadi ketika panas yang dibangkitkan meningkat melebihi panas yang hilang atau kurva  $Q_{G,L}$  saling berpotongan dengan  $Q_T$ , seperti ditunjukkan dalam Gambar 2.5 pada kasus  $Q_L$  adalah garis 1. Jika  $Q_L$  pada garis 2 apabila nilai temperatur lingkungan dibawah temperatur penyalan, maka panas yang hilang lebih besar dari panas yang dibangkitkan oleh partikel batubara, sehingga tidak terjadi penyalan.

#### **2.4.4 Pembakaran Zat Terbang**

Zat volatile terbakar melalui proses pembakaran homogen. Pembakaran ini ditandai dengan kecepatan reaksi yang sangat tinggi sehingga waktu pembakaran ditentukan oleh pencampurannya dengan udara. Zat volatil menempel secara merata pada permukaan partikel. Pada posisi ini, zat terbang berada pada kondisi dengan konsentrasi yang tinggi. Semakin jauh jaraknya dengan partikel maka konsentrasi zat terbang semakin berkurang. Pembakaran zat terbang stabil di dalam nyala api difusi ketika terdapat konsentrasi stokiometri pada zat terbang dan oksigen.

Mekanisme pembakaran zat terbang hidrokarbon dapat direpresentasikan menggunakan pendekatan mekanisme reaksi 3 tahap (Toporov, 2008). Laju kinetik produksi volatil dihitung dari eksperimen yang dilakukan oleh (Shaw, 1991). Reaksi oksidasi H<sub>2</sub> diasumsikan irreversibel dimana parameter kinetik yang diperoleh dari eksperimen (Ruckert, 2003). Mekanisme reaksi dapat dijelaskan dalam Persamaan (2.3-2.6) dibawah.



Laju kinetik masing-masing reaksi dihitung dengan persamaan *Arrhenius* dan bergantung temperatur partikel batubara dari komponen zat terbang dan reaksi gas dalam Persamaan (2.3)-(2.6) menunjukkan persamaan *Arrhenius*.

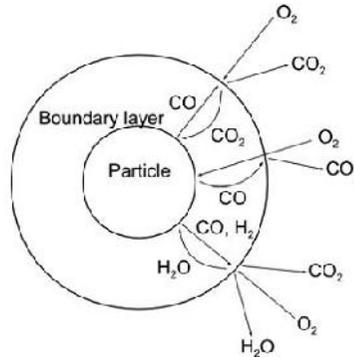
$$k = A_g \exp[-E_g/(R T)] \quad (2.7)$$

dimana A<sub>g</sub> faktor pre-eksponensial reaksi volatile dan gas, E<sub>g</sub> energi aktivasi masing-masing pers 2.3-2.6, gas, J/kmol, T temperatur gas, K.

#### 2.4.5 Pembakaran Karbon

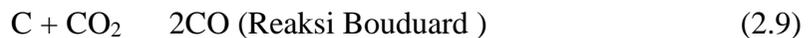
Ketika zat terbang telah dibebaskan dari partikel, partikel batubara masih memiliki struktur berpori yang hampir semuanya hanya terdiri dari karbon dan abu. Karbon, pada temperatur permukaan partikel yang cukup tinggi dioksidasi oleh oksigen, karbon monoksida, karbon dioksida dan uap air. Dan pada temperatur yang sama terjadi pembakaran heterogen karbon sisa (*char*) dengan kecepatan reaksi yang lebih rendah dibandingkan pembakaran homogen pada zat

terbang. Pembakaran karbon sisa menentukan waktu pembakaran total (*burnout*) yang sangat menentukan untuk desain sistem pembakaran.



**Gambar 2.6** Pembakaran proses partikel karbon(Spliethoff, 2010).

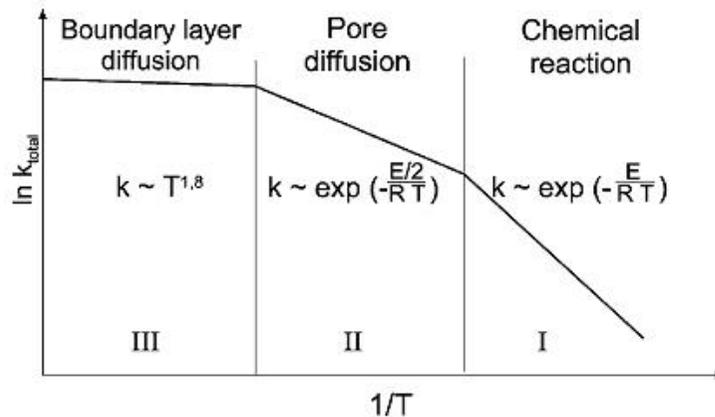
Skema di bawah merupakan proses pembakaran karbon sisa. Adapun reaksi oksidasi heterogen yang terjadi pada karbon sebagai berikut:



Sedangkan oksidasi homogenya seperti diuraikan di bawah ini:



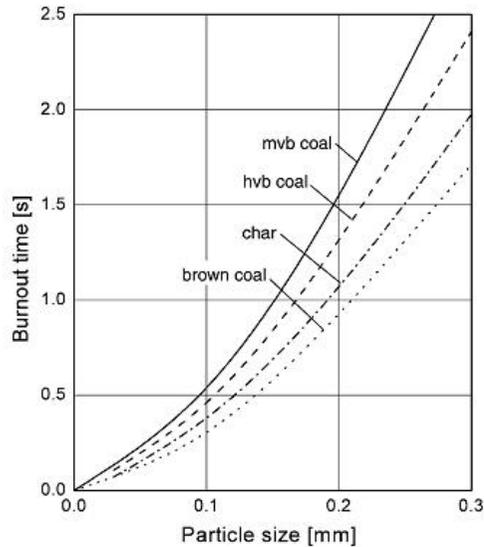
Kecepatan pembakaran karbon ditentukan oleh reaksi kimia yang terjadi, difusi pada pori, dan difusi pada batas lapisan. Tiga daerah yang ditunjukkan dalam diagram Arrhenius dalam Gambar 2.7 menunjukkan kecepatan pembakaran yang dipengaruhi oleh reaksi kimia oksigen dengan permukaan pori-pori karbon.



**Gambar 2.7** Diagram Arrhenius pembakaran karbon (Spliethoff, 2010).

Pergeseran zona temperatur tergantung pada ukuran partikel dan tipe batubara. Dimana pori dan lapisan kulit berdifusi tergantung pada kecepatan reaksi pada level temperatur di atas 1450°C atau untuk partikel batubara 20µm dan dijaga di suatu tempat dengan temperatur 1150°C dengan ukuran partikel lebih besar dari 200µm.

Selama proses pembakaran, partikel batubara yang mengandung zat terbang dan karbon semakin berkurang dan fraksi abu relatif dalam partikel batubara meningkat. Lapisan abu membungkus sisa pembakaran secara terus menerus sehingga oksigen agak terhambat lapisan abu sehingga kecepatan pembakaran semakin menurun. Pembakaran melambat, abu lebih banyak, pori dan bahan bakar berkurang. Batubara dengan kandungan zat terbang lebih tinggi, cenderung lebih mudah terbakar menyebabkan permukaan partikel batubara lebih porous dan memberikan lebih banyak area permukaan yang lebih besar pada karbon sisa (*char*) dibandingkan pirolisis pada karbon sisa batubara bituminus.



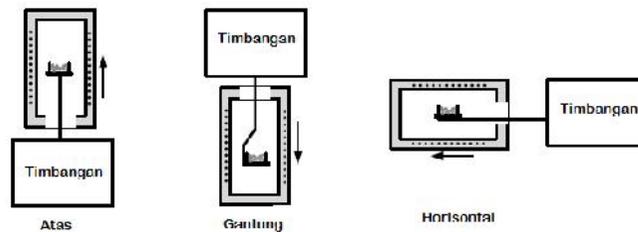
**Gambar 2.8** Waktu terbakarnya batubara bubuk sebagai fungsi ukuran ( $T = 1300^{\circ}\text{C}$  dan  $n = 1,2$ ) (Spliethoff, 2010).

## 2.5 Analisis Termal Gravimetri

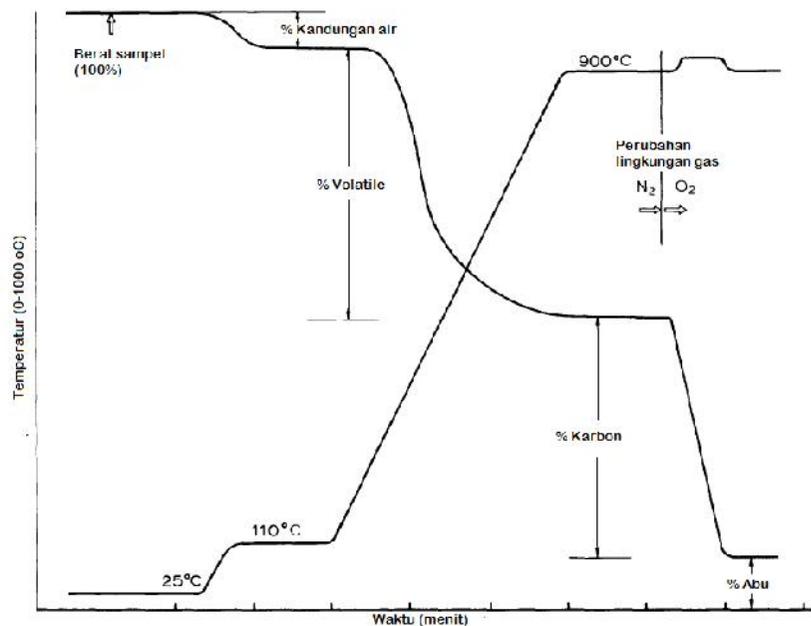
Analisis termal telah didefinisikan oleh *International Confederation of Thermal Analysis (ICTA)* sebagai kegiatan yang mencakup berbagai macam teknik yang memantau perubahan fisik dan kimia didalam suatu sampel material sebagai fungsi dari temperatur. Banyak teknik analisis termal konvensional yang banyak digunakan seperti *thermogravimetry (TG)*, *differential thermal analysis (DTA)* dan *differential scanning calorimetry (DSC)*. Teknik analisis termal yang moderen diantaranya adalah *thermomechanical analysis (TMA)* dan *dynamic mechanical analysis (DMA)* (Cahyadi, 2015).

*TGA* adalah teknik analisis termal yang memantau perubahan berat terhadap fungsi temperatur dan waktu. Sampel dipanaskan menggunakan pemanas listrik pada laju pemanasan yang konstan atau pada temperatur konstan. Pada penelitian menggunakan *TGA*, medium gas yang digunakan juga memerankan fungsi yang sangat penting untuk melihat perilaku oksidasi, reaktivitas atau *inert*. Hasil pengukuran *TGA* ditunjukkan dalam kurva *TGA* dengan plot

perubahan massa terhadap waktu dan temperatur. Pengolahan kurva TGA juga dimungkinkan menggunakan derivatif kurva TGA terhadap waktu atau temperatur yang dikenal dengan DTG (*differential thermogravimetric*) (Gabbott, 2008).



**Gambar 2.9** Sistem penimbangan pada TGA dengan berbagai model (Gabbott,2008)



**Gambar 2.10** Analisis termal TGA pada batubara (Ottaway, 1982)

Ottaway (1982) telah menggunakan TGA untuk menentukan kandungan air, volatile, karbon dan abu dalam batubara sebagai metode alternatif analisa proksimat sesuai ASTM. Penentuan berat air dengan memanaskan sampel hingga 110°C pada laju pemanasan

25°C/min dan ditahan selama 1 menit untuk menghitung kandungan air yang hilang didalam lingkungan gas N<sub>2</sub>. Penentuan kandungan volatil dilakukan dengan memanaskan lebih lanjut sampel yang sama hingga 900°C pada laju pemanasan 25°C/min dan ditahan hingga 1 min. Berat yang hilang hingga tahap ini dianggap kandungan volatil yang terbakar. Penentuan karbon adalah dengan mengganti gas nitrogen dengan oksigen dan temperatur tetap dipertahankan hingga tidak terjadi penurunan massa. Berat yang tersisa dianggap sebagai kandungan abu.

Analisis kimia yang dapat dilakukan dengan menggunakan *TG analyzer* adalah analisa proksimat. Seperti yang telah diuraikan sebelumnya, analisa proksimat ini dapat digunakan untuk mencari kandungan air pori dalam batubara, zat terbang, kadar abu, dan karbon tetapnya. Pada dasarnya terdapat dua metode yang dapat digunakan untuk melakukan analisa proksimat. Metode pertama dapat dilakukan perhitungan manual dengan menggunakan metode standar nasional maupun internasional seperti ASTM. Standar yang digunakan untuk mencari kandungan air di dalam batubara adalah ASTM D 3173, zat terbang dengan standar ASTM D 3175, kadar abu dengan ASTM D 3174, dan untuk karbon tetap dapat dihitung dengan cara mengurangi 100% dengan% berat yang hilang dari kandungan air, zat terbang, dan abu. Sedangkan metode kedua dapat dilakukan dengan cara memanfaatkan *TG analyzer*. Analisis proksimat dengan menggunakan metode standar membutuhkan waktu yang lebih lama dibandingkan dengan *TG analyzer*. Hal ini dikarenakan dalam melakukan analisa dengan metode standar, sampel harus di oven satu persatu untuk mendapatkan masing-masing parameter yang diinginkan. Penimbangan berat awal dan akhir pun harus menunggu batubara dingin terlebih dahulu. Analisis proksimat dengan menggunakan *TG analyzer* tidak tidak membutuhkan tenaga kerja yang banyak, proses sederhana, dan cepat. Dengan menggunakan alat ini, parameter pembakaran dapat dicari secara kontinyu tanpa mematikan tungku. Setelah satu parameter didapatkan, secara langsung alat akan mengkondisikan untuk mendapatkan parameter lain yang diinginkan. Besarnya masing-masing parameter secara otomatis akan dicetak

dengan pada printer yang terkoneksi langsung dengan *TG analyzer*. Prosedur ini juga dapat merekan secara kontinyu weight loss dalam fungsi waktu dan temperatur. Berbeda dengan metode standar yang harus melakukan perhitungan secara manual.

Berikut merupakan parameter yang terukur ketika melakukan analisis proksimat dengan *TG analyzer*. Berdasarkan prosedur standar, sampel batubara yang ditimbang langsung dengan *crucibel* seberat 5-20mg. Pemanasan dilakukan dengan cara mengalirkan nitrogen di dalam tungku pada suhu 110°C dan laju panas dari 10-150°C/min (ASTM,1998) atau 250°C/min (Otaway, 1982) dan perawatan pada temperatur ini untuk waktu tertentu. *Weight loss* atau berat yang hilang pada suhu ini mengandung kandungan air. Temperatur kemudian naik hingga 900°C (atau 950°C) dan ditahan pada temperatur ini untuk memperoleh hasil *volatile matter* atau zat terbang. Setelah ditahan selama 7 menit, temperatur turun menjadi 750°C. Pada saat ini aliran udara diganti dengan oksigen. Berat yang hilang ini setara dengan kandungan *fixed carbon* atau karbon tetap. Berat residunya mengandung kandungan abu.

## Daftar Pustaka

- ASTM (2009) *Gaseous fuels; Coal and Coke Vol 05.06*, Annual book of ASTM Standards, ASTM, US.
- Cahyadi (2015). *Penyalaaan dan Pembakaran Batubara dalam Lingkungan Udara dan Oxy-fuel*. Disertasi S3, Departemen Teknik Mesin, Universitas Indonesia, Jakarta, Indonesia.
- Cahyadi, Surjosatyo A., Nugroho Y.S. (2013). *Predicting behaviour of coal ignition in oxy-fuel combustion*, International Green house Gas Control Technology ke-11, Jurnal Energy Procedia Vol 37, Science Direct Elsevier, Belanda.
- Cassel H and Liebman. (1959). *The cooperative mechanism in the ignition of dust dispersions*, Combustion and Flame Vol. 3, p.467-475.
- Essenhig R.H., Misra M.K, Shaw, D.W.(1989). *Ignition of Coal Particle: A Review*, Journal of Combustion and Flame. Vol. 77. p 3-30.
- Gabbott, P. (2008). *Principle and Application of Thermal Analysis*, Blackwell Publishing, UK
- Ottaway. (1982). *Use of thermogravimetry for proximate analysis of coals and cokes*, Fuel, Volume 61, Issue 8, p713-716
- Rickert, F.U., Sabel, T., Schell U., Hein KRG, Risio, B. (2003) *Comparison of different global reaction mechanism for coal fired utility boiler*, Progress in Computational Fluid Dynamics.
- Shaw, D.W.,Zhu, X., Misra, Essenhig, R.H.(1991) *Determination of global kinetics of coal volatile combustion*. Symposium (International) on Combustion.
- Skorupska, N. M. (1993). *Coal specifications – impact on power station performance*. London, IEA Coal Research.
- Smooth, I.D., Smith P.J. (1985) *Coal combustion and gasification*, New York, Plenum Press.
- Spliethoff H. (2010). *Power Generation from Solid Fuels*, Springer, NY, US.
- Stultz, S. C. and Kitto, J. B. (1992). *Steam, its generation and use*. Barberton, OH, The Babcock & Wilcox Company.
- Thimsen D., Wheeldon J., Dillon D. (2011). *Economic comparison of oxy-coal carbon dioxide (CO<sub>2</sub>) capture and storage (CCS) with pre- and post-combustion CCS*, EPRI, Woodhead Publishing, London, UK.
- Toporov, D, Bocian P, Heil P, Kellemann,A., Stadler H., Tschunko, S.(2008), *Detailed investigation of a pulverized fuel swirl flame in CO<sub>2</sub>/O<sub>2</sub> atmosphere*, Combustion and Flame.

(halaman kosong)

## BAB 3

### Dasar Termodinamika PLTU

---

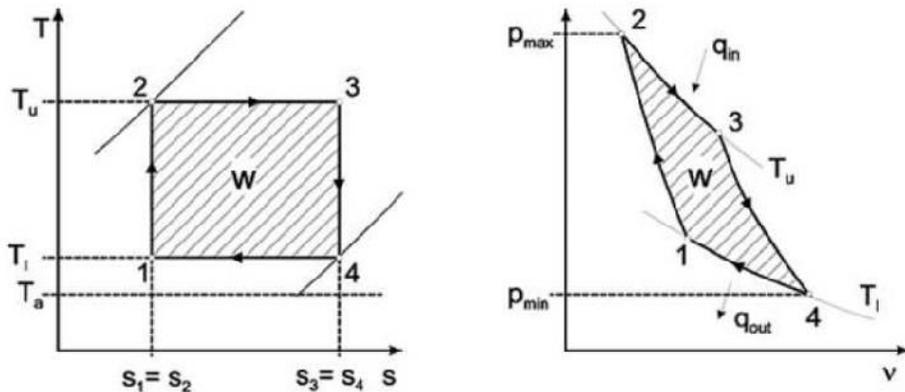
Dwika Budianto  
Cahyadi

Bab ini menampilkan siklus *carnot* dan siklus *clasius rankine* sebagai dasar dari siklus termodinamika PLTU. Beberapa parameter kinerja PLTU seperti efisiensi boiler, *turbine heat rate*, *net plant heat rate* dijelaskan pada bab ini sebagai dasar pada pembahasan bab berikutnya tentang kinerja PLTU.

#### 3.1 Siklus Termodinamika

##### 3.1.1 Siklus *Carnot*

Siklus *Carnot* merupakan siklus yang paling ideal dalam proses konversi energi dimana panas yang diperoleh dari hasil reaksi pembakaran dimanfaatkan sepenuhnya menjadi langkah kerja tanpa adanya kerugian-kerugian. Sebagai referensi proses, siklus *Carnot* menggambarkan pengetahuan dasar tentang termodinamika dari proses konnversi energi (Spliefhoff, 2011). Siklus *Carnot* mengkombinasikan dua langkah proses kondisi isentropik dan dua langkah proses kondisi isothermal dalam siklus tertutup yang *reversible*. Beberapa tahapan dasar siklus *Carnot* dijelaskan dalam Gambar 3.1



**Gambar 3.1** Diagram  $T - s$  dan  $p - V$  siklus *Carnot* (Spliethoff, 2011)

- 1 – 2 : kompresi isentropis dengan langkah kerja masuk  $w_{12}$
- 2 – 3 : ekspansi isothermal pada kondisi temperatur konstan  $T_u$  dengan panas masuk  $q_{23} = q_{in}$
- 3 – 4 : ekspansi isentropis dengan langkah kerja keluar  $w_{34}$
- 4 – 1 : kompresi isothermal pada kondisi temperatur konstan  $T_l$  dengan panas keluar  $q_{41} = q_{in}$

Penambahan energi dalam siklus dalam bentuk panas hanya sebagian dikonversikan kedalam langkah kerja sedangkan sisanya dilepaskan ke lingkungan. Berdasarkan diagram  $T - s$  siklus *Carnot* besarnya panas yang masuk dihitung dengan persamaan berikut

$$q_{in} = T_u(s_3 - s_2) \tag{3.1}$$

Besarnya panas yang keluar pada kondisi isothermal  $T_l$  dihitung dengan persamaan berikut

$$|q_{out}| = T_l(s_4 - s_1) = T_l(s_3 - s_2) \tag{3.2}$$

Besarnya langkah kerja pada siklus *Carnot* dihitung berdasarkan luasan area yang dibatasi oleh garis – garis pada masing-masing keadaan pada diagram  $T - s$ .

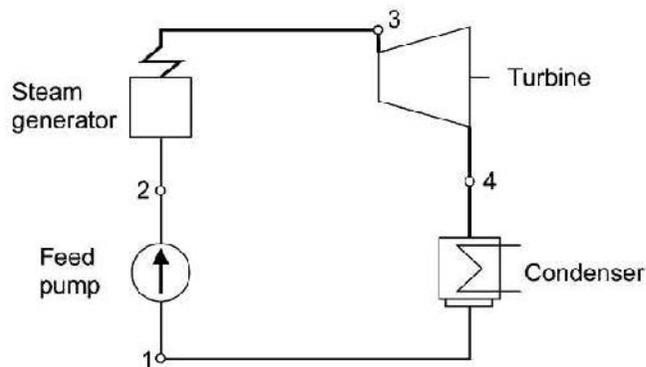
$$|w| = q_{i1} - |q_o| \quad (3.3)$$

Sehingga efisiensi thermal untuk siklus *Carnot* diperoleh dengan membandingkan hasil langkah kerja terhadap panas yang masuk.

$$\eta_{th} = \frac{|w|}{q_i} = \frac{q_{i1} - |q_o|}{q_{i1}} = 1 - \frac{|q_o|}{q_{i1}} \quad (3.4)$$

Efisiensi thermal pada siklus *Carnot reversible* disebut juga faktor Carnot yang hanya bergantung pada temperatur konstan pada panas masuk dan panas keluar. Nilai faktor *Carnot* selalu kurang dari 1 karena temperatur panas yang dilepaskan selalu diatas temperatur ambien 300 K. Pada kenyataannya tidak ada siklus yang memiliki efisiensi yang lebih baik dengan mempertimbangkan gradien temperatur  $T_{max} - T_{min}$ . Untuk mencapai efisiensi yang tinggi maka beberapa penelitian yang nyata dilakukan mendekati siklus *Carnot*.

### 3.1.2 Siklus *Clausius - Rankine*



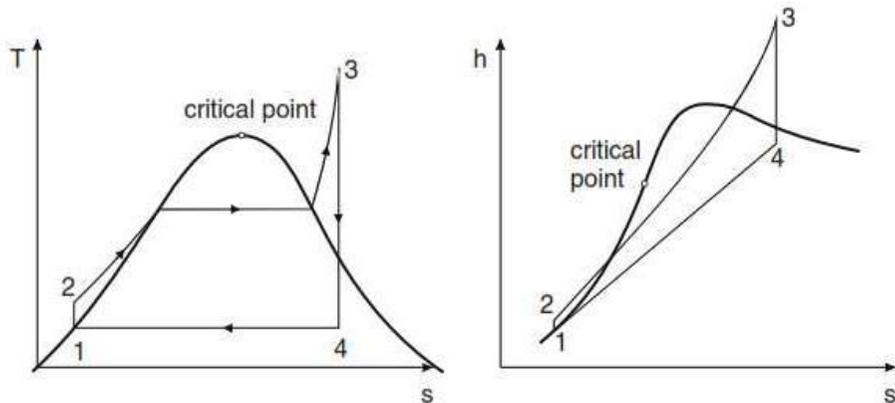
**Gambar 3.2** Skema diagram pembangkitan uap pada power plant (Spliethoff, 2011)

Prinsip siklus ini merupakan proses pembuatan uap untuk menghasilkan daya listrik dengan memanfaatkan air dan uap sebagai media kerja. Perubahan fase air dari fase cair menjadi fase gas terjadi dalam pembangkit uap (boiler) sedangkan perubahan fase dari gas ke cair terjadi didalam

kondenser. Media air disirkulasikan oleh pompa umpan boiler ke dalam pembangkit uap melalui proses pemanasan awal, kemudian dipanaskan lebih lanjut berubah menjadi fase uap jenuh dan uap panas lanjut atau superheated. Uap panas lanjut pada entropi tetap diarahkan pada sudu-sudu turbin untuk memutar turbin. Proses ini memberikan kerja mekanikal didalam siklus. Pada akhirnya, uap dari turbin dikirimkan kedalam kondenser untuk proses kondensasi, selanjutnya air kondensat diresirkulasi kedalam proses oleh pompa umpan.

Siklus *Clausius-Rankine* digunakan sebagai referensi proses pembangkitan tenaga uap. Tahapan proses siklus *Clausius-Rankine* mencakup :

- 1 – 2 : kompresi isentropis pada feed waterpump sebagai kerja input
- 2 – 3 : suplai panas secara isobarik  $q_{2-3} = q_{in}$  pada steam generator (preheating, evaporation, superheated)
- 3 – 4 : ekspansi isentropis pada turbin sebagai kerja output  $w_{34}$
- 4 – 1 : disipasi panas isobarik  $q_{41} = q_{out}$  pada kondenser



**Gambar 3.3** Diagram T – s dan h – s siklus ideal Clausius-Rankine (Spliethof, 2011)

Didalam turbin, uap memberikan kerja mekanikal, sedangkan kenaikan tekanan air melalui pompa air umpan (*feedwater pump*) merupakan kerja yang harus disuplai. Sehingga hasil kerja didalam siklus proses diperoleh sebagai berikut :

$$|w| = |w_3| - w_1 = (h_3 - h_4) - (h_2 - h_1) \quad (3.5)$$

Efisiensi thermal dari siklus *Clausius-Rankine* :

$$\eta_{th} = \frac{|w|}{q_i} = \frac{(h_3-h_4)-(h_2-h_1)}{(h_3-h_2)} \quad (3.6)$$

Bila dibandingkan dengan perhitungan efisiensi thermal pada siklus *Carnot*, maka perhitungan termodinamika didasarkan pada temperatur rata-rata panas masuk dan temperatur rata-rata keluar, seperti pada persamaan berikut:

Besarnya panas masuk

$$T_{m,i} = \frac{q_{in}}{s_3-s_2} = \frac{h_3-h_2}{s_3-s_2} \quad (3.7)$$

Besarnya panas yang keluar

$$T_{m,o} = \frac{|q_o|}{s_4-s_1} = \frac{h_4-h_1}{s_4-s_1} \quad (3.8)$$

Jadi untuk siklus Rankine reversible, faktor Carnot dapat dihitung dengan persamaan sebagai berikut:

$$\eta_{th} = \frac{T_{m,i} - T_{m,o}}{T_{m,i}} = 1 - \frac{T_o}{T_i} \quad (3.9)$$

Hasil perhitungan efisiensi thermal siklus *Clausius Rankine* tersebut menjadi lebih besar nilainya bila dihitung dengan siklus *Carnot* oleh karena pasokan panas yang masuk maksimal dan kerugian panas sangat minimal. Hasil pertukaran panas isothermal yang ideal pada siklus *Carnot* menghasilkan efisiensi thermal yang tinggi. Di dalam siklus *Clausius Rankine*, pemanasan awal air masuk, penguapan dan pemanasan lanjut pasti akan menghasilkan temperatur rata-rata yang rendah pada panas masuk sehingga menghasilkan efisiensi siklus Rankine lebih rendah dari faktor Carnot. Oleh karena itu pengukuran kenaikan efisiensi thermal pada siklus tenaga uap dapat dikaji kewajarannya dengan cara menghitung termodinamika temperatur rata-rata panas yang masuk.

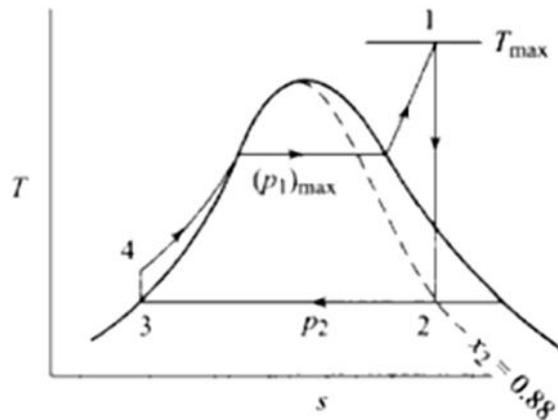
Pada setiap pembangkit memiliki kerugian di bagian proses uap maupun listrik, menjadikan asumsi *reversible* pada siklus *Clausius-Rankine* merupakan hal yang tidak mungkin. Perhitungan secara irreversible dalam bentuk kerugian tekanan oleh karena gesekan, turbulensi dan kerugian

campuran didalam siklus *turbomachinery*, serta dalam bentuk kerugian perpindahan panas dalam proses dengan perbedaan temperatur tertentu mulai dipertimbangkan. Hasil dari asumsi *irreversible* akan meningkatkan entropi. Kenaikan entropi dalam turbin termasuk dalam perhitungan efisiensi isentropis berikut:

$$\eta_{i,T} = \frac{h_3 - h_4}{h_3 - h_{4,i}} \quad (3.10)$$

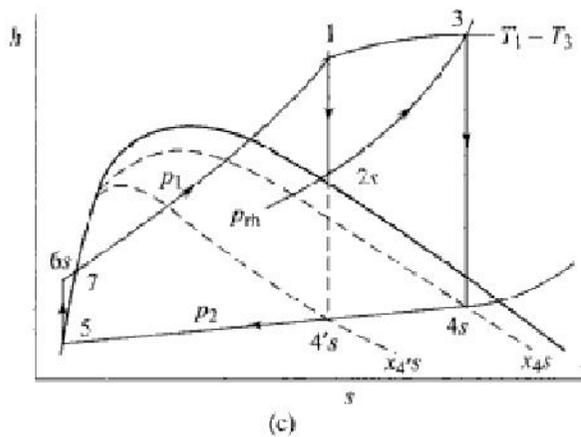
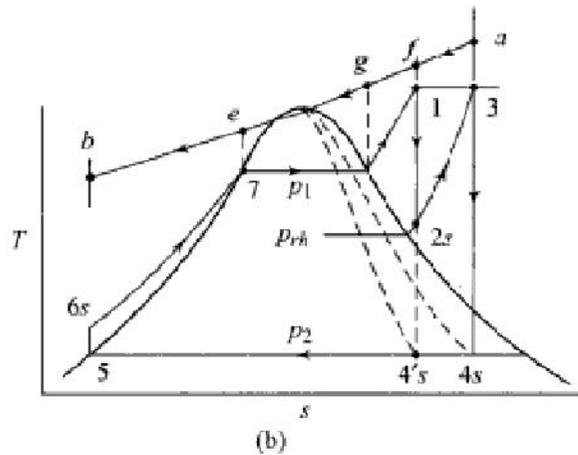
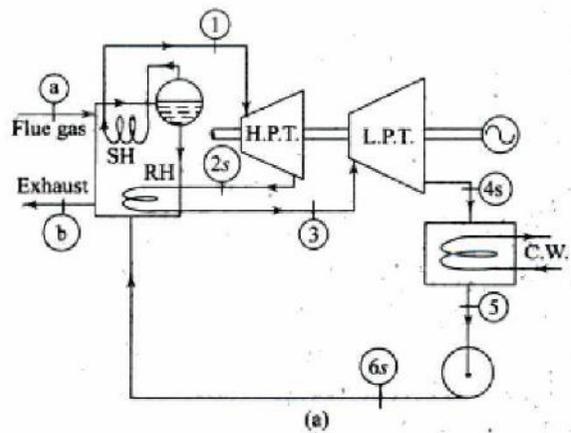
### 3.1.3 Pemanasan Ulang Uap (*Reheating Steam*)

Proses pemanasan ulang pada siklus *Rankine* ditambahkan ke sistem apabila tekanan steam lebih tinggi dari yang diijinkan ( $>p_1 \text{ max}$ ) dan kualitas steam pada keluaran turbin 0.88 dalam Gambar 3.4 . Pada sistem pemanasan ulang, seluruh uap yang telah diekspansikan ke turbin akan disirkulasikan kembali ke dalam boiler untuk dipanaskan ulang dalam gas pembakaran kemudian steam tersebut diekspansikan kembali ke turbin seperti yang dijelaskan dalam Gambar 3.5.



**Gambar 3.4** Tekanan maksimum steam pada inlet turbin  
(Nag P.K, 2008)

Pada langkah permulaan steam bertekanan tinggi (*High Pressure/ HP*) diekspansikan ke turbin bertekanan tinggi (*High Pressure Turbin/ HPT*) pada proses 1-2s. keluaran dari turbin, steam selanjutnya dipanaskan ulang dalam pipa reheat pada tekanan konstan (proses 2s-3). Steam reheat diekspansikan menuju turbin tekanan rendah (*Low Pressure Turbin/ LPT*) pada proses 3-4s.



**Gambar 3.5.** Siklus pemanasan ulang (Reheat Cycle) pada siklus Rankine (Nag P.K, 2008)

Untuk siklus Rankine dengan penambahan sistem pemanasan ulang maka perhitungan efisiensinya sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 Q_1 &= h_1 - h_{6s} + h_3 - h_{2s} \\
 Q_2 &= h_{4s} - h_5 \\
 W_T &= h_1 - h_{2s} + h_3 - h_{4s} \\
 W_p &= h_{6s} - h_5 \\
 \eta &= \frac{W_T - W_p}{Q_1} = \frac{(h_1 - h_{2s} + h_3 - h_{4s}) - (h_{6s} - h_5)}{h_1 - h_{6s} + h_3 - h_{2s}} \quad (3.11)
 \end{aligned}$$

dalam Gambar 3.4 c menunjukkan bahwa area luasan siklus Rankine dasar tanpa pemanasan ulang mencakup titik 1-4's-5-6s sedangkan siklus Rankine dengan sistem pemanasan ulang mencakup area luasan Rankine dasar ditambah titik 2s-3-4s-4's. Hal tersebut terbukti bahwa kerja output net pembangkit meningkat dengan sistem pemanasan ulang oleh karena kenaikan enthalpi. Selain itu juga meningkatkan kualitas steam pada keluaran turbin dari  $x_{4's}$  menjadi  $x_{4s}$ . Penambahan jumlah sistem pemanasan ulang dengan tekanan steam yang lebih tinggi masih dapat digunakan akan tetapi tegangan pada material memiliki proporsi yang lebih besar daripada tekanan oleh karena temperatur tinggi pembakaran. Umumnya penambahan sistem pemanasan ulang berjumlah 2, selebihnya belum pernah dipergunakan oleh karena komplikasi siklus dan peningkatan biaya modal yang tidak diinginkan dengan peningkatan efisiensi

### 3.2 Siklus Tenaga Uap

Dalam pembangkitan tenaga uap, energi bahan bakar digunakan secara khusus untuk produksi tenaga listrik. Kapasitas listrik dari pembangkit listrik dijelaskan melalui kapasitas gross terpasang dan kapasitas produksi net. Kapasitas gross terpasang ( $P_{gr}$ ) adalah kapasitas yang diukur pada generator sedangkan kapasitas produksi net ( $P_{net}$ ) merupakan besarnya produksi tenaga yang dikirimkan ke jaringan listrik. Perbedaan antara kapasitas gross dan net diberikan sebagai istilah pada tenaga listrik auxiliary ( $P_{aux, el}$ ) yang diperlukan untuk mensuplai keseluruhan peralatan listrik seperti untuk menghancurkan batubara, menggerakkan pompa (listrik) masuk, *fan* untuk udara pembakaran (FD fan) dan gas buang (ID fan) serta menghindari kerugian pada station servis transformer.

$$P_n = P_g - P_{a,e} \quad (3.11)$$

Efisiensi total atau efisiensi net pembangkit ditentukan berdasarkan keluaran tenaga listrik yang didistribusikan ke jaringan listrik, sehingga dapat pula dinyatakan sebagai hasil pembagian dari keluaran tenaga listrik terhadap suplai energi bahan bakar. Total energi bahan bakar yang disuplai ditentukan dari jumlah aliran bahan bakar ( $\dot{m}_F$ ) dan nilai kalor atas (HHV) bahan bakar.

$$\eta_n = \frac{P_n}{\dot{m}_F \cdot H} \quad (3.12)$$

Efisiensi dari pembangkit listrik terdiri dari beberapa variasi item efisiensi yang ditentukan dengan mengalikan masing-masing item efisiensi.

$$\eta_n = \eta_B \cdot \eta_{th} \cdot \eta_m \cdot \eta_G \cdot \eta_a \cdot \eta_P \quad (3.13)$$

Dimana, ( $\eta_n$ ) total efisiensi, ( $\eta_B$ ) efisiensi steam generator, ( $\eta_{th}$ ) efisiensi thermal, ( $\eta_m$ ) efisiensi akibat kerugian mekanikal pada turbin, ( $\eta_G$ ) efisiensi generator, ( $\eta_a$ ) efisiensi auxiliary power. Untuk pembangkit uap, efisiensinya ditentukan dengan persamaan berikut:

$$\eta_B = \frac{\sum \dot{m}_{S,j} \cdot \Delta h_j}{\dot{m}_F \cdot H} \quad (3.14)$$

Dimana ( $\dot{m}_{S,j}$ ) adalah aliran individual massa dari media kerja (air/uap) yang disuplai oleh karena panas dari pembakaran dalam pembangkit uap, ( $\Delta h_j$ ) merupakan kenaikan entalpi dalam aliran massa.

$$\eta_B = \frac{\dot{m}_S \cdot (h_3 - h_2)}{\dot{m}_F \cdot H} \quad (3.15)$$

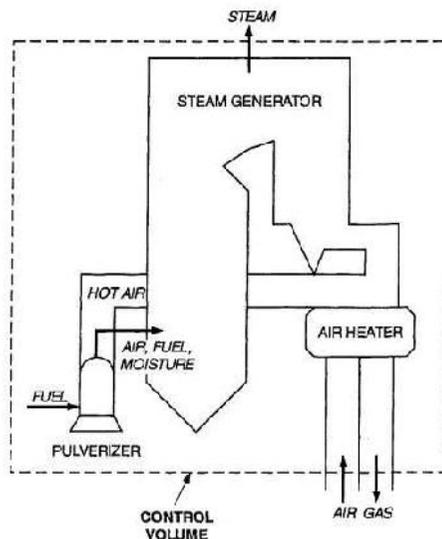
Efisiensi untuk pembangkit uap kebanyakan ditentukan dengan metode tidak langsung yaitu mempertimbangkan rugi-rugi pada steam generator. Kerugian tersebut antara lain: kerugian karena pembakaran karbon yang tidak terbakar ( $K_U$ ), kerugian karena panas sensible pada slag ( $K_S$ ), kerugian karena gas buang ( $K_F$ ) dan kerugian karena radiasi dan konveksi

( $K_R$ ). Berdasarkan beberapa kerugian tersebut maka efisiensi pembangkit uap dapat dihitung dengan persamaan berikut:

$$\eta_B = 1 - K_U - K_S - K_F - K_R \quad (3.16)$$

### 3.3 Plant Heat Rate

Selain perhitungan efisiensi, parameter lain yang digunakan untuk menentukan kinerja PLTU yaitu *Net Plant Heat Rate* (NPHR). *Net Plant Heat rate* adalah besarnya energi bahan bakar atau panas yang masuk boiler yang digunakan untuk menghasilkan energi listrik sebesar 1 kWh dan didistribusikan ke jaringan transmisi. NPHR dinyatakan dalam satuan Btu/kWh atau kJ/kWh atau kcal/kWh. NPHR dijadikan dasar acuan penentuan besarnya jumlah bahan bakar yang diperlukan dan digunakan pula untuk menentukan biaya bahan bakar dalam studi kelayakan finansial. Untuk pembangkit listrik tenaga uap berbahan bakar batubara, penentuan NPHR merupakan bagian nilai dari keluaran turbin yang melibatkan *Net Turbin Heat Rate*, *Auxiliary power* dan efisiensi boiler.



**Gambar 3.6** Skema kontrol volume pada termodinamika peralatan PLTU (B&V, 1996)

$$N = \frac{Q_B}{N} \quad (3.17)$$

$$N = \frac{Q_T}{N} \quad (3.18)$$

$$N = N - A \quad (3.19)$$

$$\eta_B = \frac{Q_T}{Q_B} \quad (3.20)$$

Selain NPHR juga ada istilah *Gross Plant Heat Rate* (GPHR) yang digunakan untuk pertimbangan besarnya panas yang masuk untuk menghasilkan kWh listrik pada terminal *generator* dan mengabaikan pengaruh *auxiliary power*. GPHR dapat dihitung dalam persamaan berikut:

$$G = \frac{Q_B}{N} = \frac{N}{\eta_B} \quad (3.21)$$

Dimana,

NPHR = *Net Plant Heat Rate*, Btu/kWh (J/kWh)

NTHR = *Net Turbin Heat Rate*, Btu/kWh (J/kWh)

NPO = *net plant output*, kW

NTO = *net turbine output*, kW

AP = *auxiliary Power*, kW

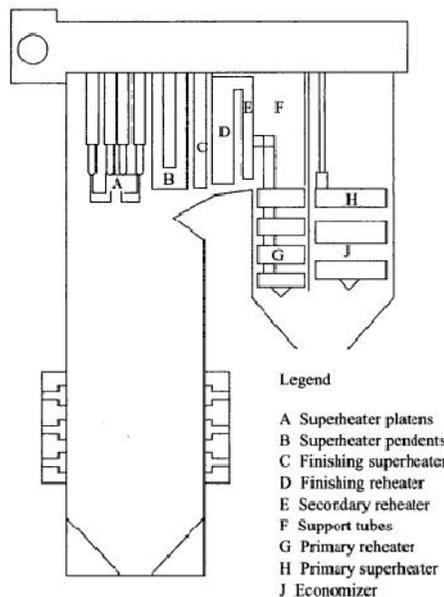
$Q_B$  = panas masuk ke boiler, Btu/h (J/h)

$Q_T$  = panas masuk ke siklus turbin, Btu/h (J/h)

$\eta_B$  = efisiensi boiler

Besarnya panas yang dipindahkan didalam pembangkit uap harus memenuhi 3 persyaratan siklus turbin yaitu panas harus mampu mengkonversi air umpan menjadi uap, uap berubah menjadi *superheat* dan proses *reheat* (pemanasan ulang) dari steam yang keluar dari turbin tekanan tinggi. Oleh karena itu desain pembangkit uap harus konsentrasi pada pengaturan pendekatan perpindahan panas permukaan unit pembangkit uap untuk memastikan bahwa kuantitas panas mampu terserap seluruhnya. Permukaan *waterwall* (pipa air yang melingkupi ruang boiler) didalam tungku menyerap panas dari hasil pembakaran untuk mendidihkan air umpan boiler. Permukaan *economizer* ditempatkan pada bagian keluaran

aliran konveksi boiler untuk memanaskan awal air umpan sebelum memasuki *waterwall*. Permukaan *superheat* biasanya ditempatkan pada bagian atas tungku dan bagian belakang belokan aliran terutama daerah radiasi. Permukaan *reheat* ditempatkan yang sama yaitu setelah posisi *superheater*. Lokasi aktual penempatan komponen steam generator bervariasi bergantung dari manufaktur boiler, jenis bahan bakar dan kelas tekanan (*pressure vessel part*). Gambar 3.7 menggambarkan tipikal pengaturan lokasi komponen pembangkit uap.



**Gambar 3.7** Komponen pembangkit uap (Nag P.K, 2008)

### Daftar Pustaka

- ASME. (1997) Performance Test Code (PTC) 4. Steam Generating Units. American Society of Mechanical Engineers.
- Spliethoff H. (2011). Power Generation from Solid Fuels, Springer, NY, US.
- Black & Veatch. (1996). *Power Plant Engineering*. Springer, New York, US.
- Nag P.K. (2008). *Power Plant Engineering*, Tata Mc Graw Hill, New Delhi, India.

## BAB 4

### PLTU Batubara Berefisiensi Tinggi

---

Cahyadi  
Ahsonul Anam  
Adi Surjosatyo

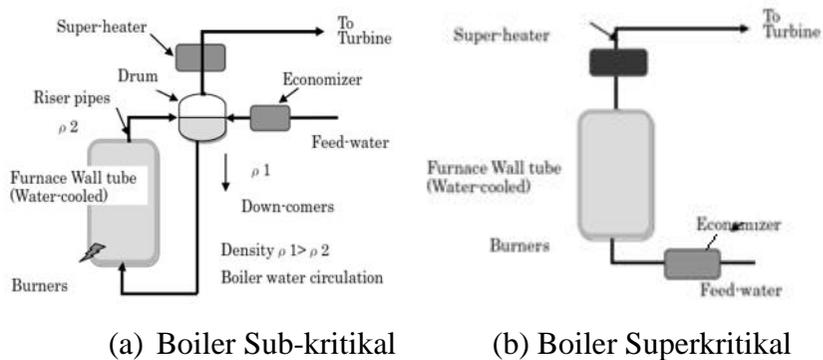
PLTU batubara dengan teknologi superkritikal semakin menarik untuk dikembangkan karena efisiensi pembangkit meningkat, biaya bahan bakar berkurang dan beban emisi menurun. Pada bab ini menjelaskan tentang teknologi superkritikal dan status aplikasinya di beberapa negara dan khususnya di Indonesia.

#### 4.1 Sejarah Singkat Boiler Superkritikal

*Boiler once-through* (lalu-lalang sekali) yang menjadi dasar teknologi *superkritikal* telah lama menjadi perhatian para peneliti. Di Amerika Serikat, konsep *boiler* lalu-lalang sekali telah dipatenkan di awal tahun 1824. Penemu awal termotivasi oleh keinginan untuk meningkatkan keamanan produk karena kegagalan bejana tekan terkait dengan boiler pipa api dan pipa air. Sementara kemajuan dalam industri boiler pada 1800-an seperti pengembangan oleh *Babcock & Wilcox Company* (didirikan pada tahun 1867) secara signifikan meningkatkan keamanan produk, usaha pengembangan *boiler* lalu-lalang sekali terus dilakukan baik sebagai cara untuk menghilangkan kebutuhan drum uap dan dengan harapan bahwa desain yang lebih baik akan mengatasi kotoran yang terkandung dalam air. Penelitian B & W boiler lalu-lalang sekali dimulai tahun 1916 ketika penelitian *boiler* dimulai di perusahaan *Bayonne*, Laboratorium *New Jersey*. Sesuai dengan teknologi waktu itu, unit penelitian awal ini dioperasikan pada tekanan 4 MPa.

Aplikasi komersial pertama yang signifikan dari *boiler* lalu-lalang sekali dibuat oleh Mark Benson, seorang penemu dari Ceko-Slowakia, ketika pada tahun 1923 membuat Unit 4 ton/jam untuk *English*

*Electric Co, Ltd* di Rugby, Inggris. Unit ini dirancang untuk beroperasi pada tekanan kritis dengan keyakinan bahwa operasi pada tekanan ini, di mana tidak ada perbedaan antara densitas uap dan air, akan menghindarkan tabung boiler dari *overheating* dan deposisi padatan. Mark Benson (B&W, 1998) melanjutkan pengembangannya termasuk instalasi unit 113 ton/jam di Belgia pada tahun 1930. Salah satunya unit di *English Electric*, yang beroperasi pada tekanan kritis. Dengan harapan dapat beroperasi pada tekanan kritis, namun tidak terpenuhi sehingga diperlukan pengurangan tekanan operasi boiler untuk mengatasi masalah kegagalan pipa boiler. Aplikasi teknologi ini membutuhkan pengendalian kualitas material pipa dan kimia air. Konsep Mark Benson akhirnya diakuisisi oleh Siemens dan dari konsep-konsep ini dikembangkan teknologi boiler Benson berlisensi Siemens di seluruh dunia.



**Gambar 4.1** Perbandingan teknologi boiler sub-kritikal dilengkapi drum dan superkritisal dengan laluan sekali (ACE, JCOAL, 2014)

Pada tahun 1920, B&W melanjutkan pekerjaan eksperimental boiler laluan sekali, pembangkit listrik dapat mencapai efisiensi yang menguntungkan dengan menggunakan siklus tekanan ultra superkritisal. Tahun 1928 memulai eksperimental dengan parameter operasi di 34,5 MPa dan 520°C (B&W, 1998).

Selama kurun waktu tahun 1930-an dan 1940-an kondisi operasi pembangkit listrik terbatas pada kondisi sub-kritikal karena keterbatasan metalurgi dan teknologi kontrol kimia air. Di Eropa, teknologi boiler dengan filosofi laluan sekali mulai diterima karena adanya keunggulan boiler laluan sekali umumnya menggunakan tabung dengan diameter yang lebih kecil dan berdinging tipis dibandingkan yang digunakan pada boiler sirkulasi alami. Selain itu, boiler laluan sekali menghilangkan kebutuhan pelat baja tebal untuk *steam drum*.

Era setelah Perang Dunia kedua yang membawa perkembangan ekonomi yang pesat di Amerika Serikat. Perkembangan ekonomi yang cepat meningkatkan keinginan untuk operasi pembangkit listrik yang lebih efisien. Hal ini juga diikuti dengan perbaikan di bidang metalurgi pipa boiler dan teknologi kimia air, sehingga membawa minat baru dalam siklus superkritis. B & W meningkatkan penelitian dan pada tahun 1951 mendirikan fasilitas uji perpindahan panas 34,5 MPa yang lain di Pusat Penelitian *Alliance* (Ohio). Selain itu, untuk mengasimilasi teknologi boiler laluan sekali Eropa, B&W bekerja sama dengan Perusahaan *Siemens-Schuckertwerke*, pemegang teknologi Benson, dan Perusahaan *Durrwerke*, yang membangun lebih banyak boiler dari lisensi Benson, keduanya dari Jerman. Sementara pengalaman Eropa itu semua untuk siklus subkritis, perpindahan teknologi ini sangat berharga dalam mempercepat pengembangan aplikasi superkritis B&W.

Visi pembangkit listrik superkritis juga dikerjakan oleh *American Electric Power* dan *General Electric* (untuk turbin uap). *American Electric Power* menandatangani kontrak dengan B&W dan *General Electric* untuk membangun pembangkit listrik *ultra supercritical* pertama di dunia. Instalasi 125 MW di Plant Philo dioperasikan pada kondisi uap utama 31 MPa dan 621°C dengan dua tahap pemanasan ulang, pertama 565°C dan kedua 538°C. Keputusan untuk melanjutkan pembangkit ini dibuat pada tahun 1953 dan operasi dimulai pada tahun 1957. Sementara maksud dari pembangkit ini adalah untuk menunjukkan kelayakan dari siklus tekanan superkritis,

unit ini secara komersial dioperasikan sampai tahun 1979 (B&W, 1998).

## 4.2 Prinsip teknologi superkritikal

Pada boiler jenis sub-kritikal, air dipanaskan pada tekanan sub-kritikal (dibawah 22,1 Mpa) temperatur akan naik hingga mulai menguap. Saat air mendidih terjadi dua fasa yaitu cair dan gas yang masing-masing memiliki densitas yang berbeda hingga temperatur konstan yang dikenal dengan temperatur saturasi. Jika seluruh cairan menguap berubah menjadi fasa gas maka temperatur uap akan terus naik pada tekanan tetap yang dikenal dengan uap *superheated*.

Boiler sub-kritikal secara spesifik masih memisahkan fasa cair dan gas sehingga memungkinkan untuk terjadi proses yang kontinyu. Proses separasi tersebut terjadi pada *steam drum* yang bagian dalamnya dilengkapi dengan rangkaian siklon dan *baffle* untuk pemisahan fasa cair dari gas. Fasa cair akan diresirkulasi ke *water wall*.

Pada kondisi *boiler superkritikal* (Ketel superkritis), air dipanaskan pada tekanan konstan diatas tekanan kritis sehingga tidak ada perbedaan antara gas dan cair, karena densitas massanya sama. Pada *boiler superkritikal* tidak ada tahapan air berada dalam dua fasa yang membutuhkan separasi. Sehingga boiler tidak dilengkapi dengan drum. *Boiler superheater* menggunakan *boiler* sekali lalu yaitu air umpan yang dipompa oleh *boiler feed pump* hingga air dapat melalui tahapan pemansan di boiler dan uap yang dihasilkan langsung dikirim ke turbin uap tanpa adanya resirkulasi.

Pada kondisi sebenarnya, transisi dari cair menjadi uap prinsip sekali lalu didalam boiler superkritikal bergerak bebas tergantung kondisi. Hal ini berarti perubahan beban boiler dan tekanan proses dapat mengoptimasi jumlah daerah cairan dan gas untuk perpindahan panas yang efisien.

Perbedaan antara proses sub-kritikal dan superkritikal ditunjukkan pada Gambar 4.2 dan 4.3. Diagram temperatur-entropi (diagram T-s) menunjukkan kondisi temperatur terhadap perubahan keadaan energi yang melalui boiler dan turbin.

Secara umum diagram T-s menjelaskan sebagai berikut:

- Garis horisontal menunjukkan air berubah menjadi uap (evaporasi) atau keadaan uap berubah menjadi air (kondensasi) pada temperatur konstan.
- Garis miring menggambarkan fluida mendapatkan kenaikan temperatur pada tekanan konstan. Garis vertikal adalah perubahan dalam tekanan.
- Garis saturasi merupakan titik air berubah menjadi uap (jika arah panah kearah kanan) atau uap mulai terjadi kondensasi (jika arah panah ke kiri).

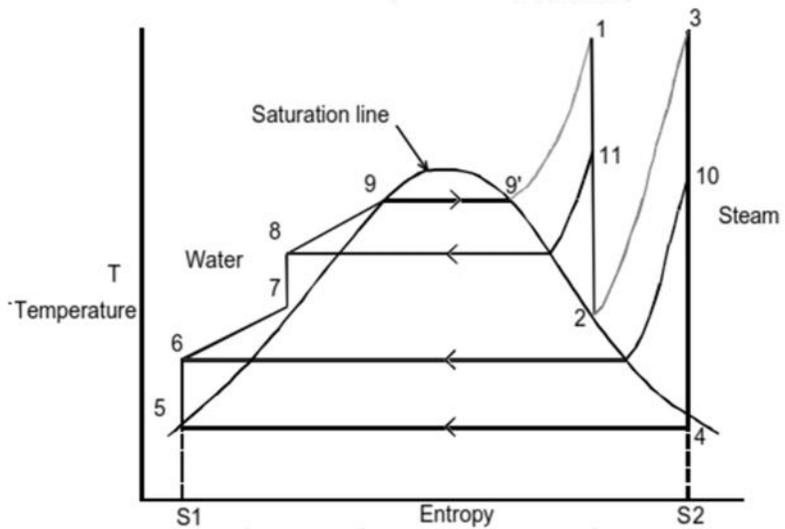
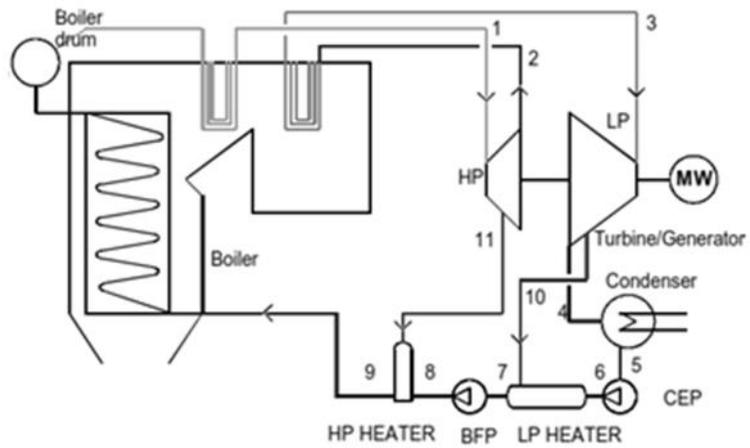
Kondisi pada masing-masing tahap pada diagram siklus PLTU diberikan penomoran yang direpresentasikan pada diagram T-s sesuai dengan masing-masing nomor. Kedua PLTU *sub-kritikal* dan *superkritikal* menggunakan pemanasan umpan dari air kondensat pada nomor 5 untuk dipanaskan pada *feedwater heater (High Pressure heater dan Low Pressure heater)*. LP heater mendapatkan suplai energi panas dari aliran bleeding no. 10 dan HP heater dari aliran bleeding no. 9. Kedua PLTU tipikal menggunakan 7 hingga 8 tahap pemanasan air kondensat sebelum diumpankan kedalam boiler pada aliran no.9. Dengan adanya tahapan pemanasan awal ini akan meringankan kerja boiler dengan keluaran aliran uap supeheat no.1 dan aliran reheat no. 3. Aliran uap superheat no. 1 disuplai ke turbin uap pada tahap tekanan tinggi menjadi energi gerak, sehingga terjadi penurunan tekanan dan temperatur pada no.2. Aliran no.2 akan dinaikkan temperatur dan tekanan uap melalui pipa reheater boiler, sehingga naik menjadi no.3 untuk disuplai ke tahap tekanan intermediate turbin uap.

Pompa ekstraksi kondensat (CEP) dan pompa umpan boiler (BFP) pada PLTU sub-kritikal memberikan umpan air kedalam drum

melalui HP dan LP *heater*, serta *economizer* pada temperatur saturasi. Air umpan tersebut disirkulasikan melalui tahap evaporasi pada *waterwall* pada temperatur saturasi hingga kembali ke drum dalam dua fasa gas dan cair. Drum boiler dibutuhkan untuk memisahkan uap dan air, yang masih fasa cair akan disirkulasikan ke evaporasi dan fasa uap diumpankan ke *superheater*. Uap *superheated* pada tekanan dan temperatur penuh menggerakkan turbin uap tahap high pressure menjadi energi mekanik yang menggerakkan generator. Uap yang keluar dari HP turbin diumpankan kembali ke boiler (aliran no.2) untuk dinaikkan temperatur dan tekanan uap yang dikenal dengan “reheat” menjadi aliran no. 3. Uap reheat diekspansi kedalam tahap IP turbin dan LP turbin setelah itu keluar menuju kondenser aliran no. 4.

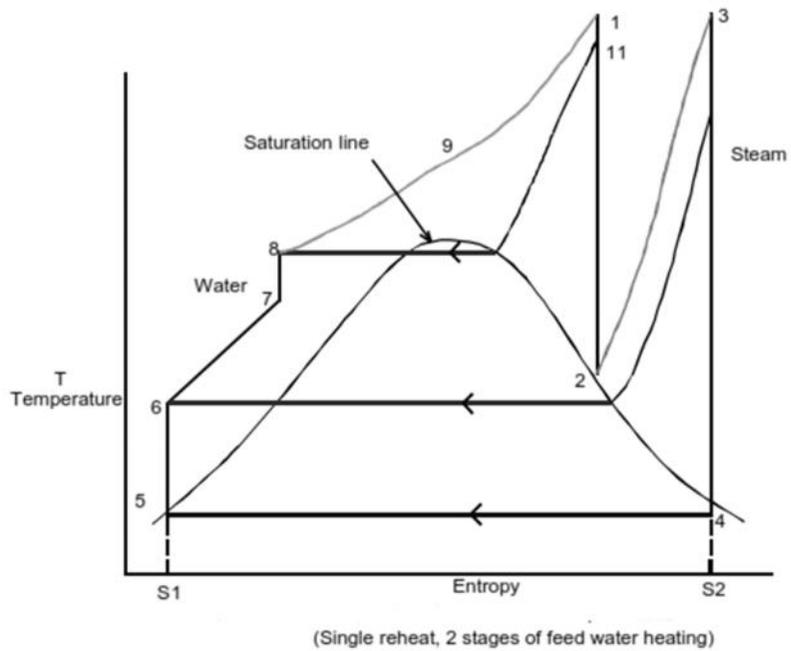
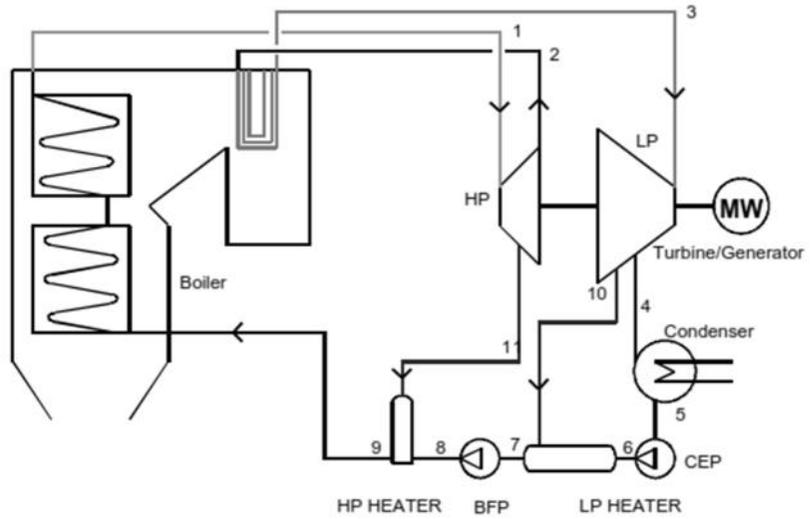
Pada proses PLTU superkritikal menggunakan proses pemanasan air umpan yang sama seperti sub-kritikal. Perbedaannya adalah pada CEP dan BFP menaikkan tekanan umpan boiler diatas tekanan kritikal. Saat air boiler dinaikkan padda tekanan tinggi tersebut maka tidak dijumpai kondisi dua fasa gas dan cair, sehingga tidak membutuhkan separasi drum boiler dan juga resirkulasi fasa cair ke tahap evaporasi. Pada gambar 4.3 dapat dilihat garis proses di diagram T-s tidak menyentuh garis saturasi seperti pada sub-kritikal. Uap menjadi kondisi *superheat* setelah mencapai temperatur kritikal.

Uap pada temperatur final diekspansi kedalam HP turbin seperti pada proses PLTU sub-kritikal. Keluaran HP turbin, uap akan di reheat kedalam boiler untuk dinaikkan tekanan dan temperatur. Proses siklus dengan reheat ini dapat meningkatkan efisiensi siklus uap seperti dibahas pada sub.bab 3.2. Pada proses tekanan yang tinggi seperti superkritikal menggunakan reheat satu hingga dua tahap.



(Single reheat, 2 stages of feed water heating)

**Gambar 4.2** Siklus uap sub-kritikal dan diagram temperatur-entropi PLTU sub-kritikal (Buhre, 2002).



**Gambar 4.3** Siklus uap super-kritikal dan diagram temperatur-entropi PLTU superkritikal (Buhre, 2002)

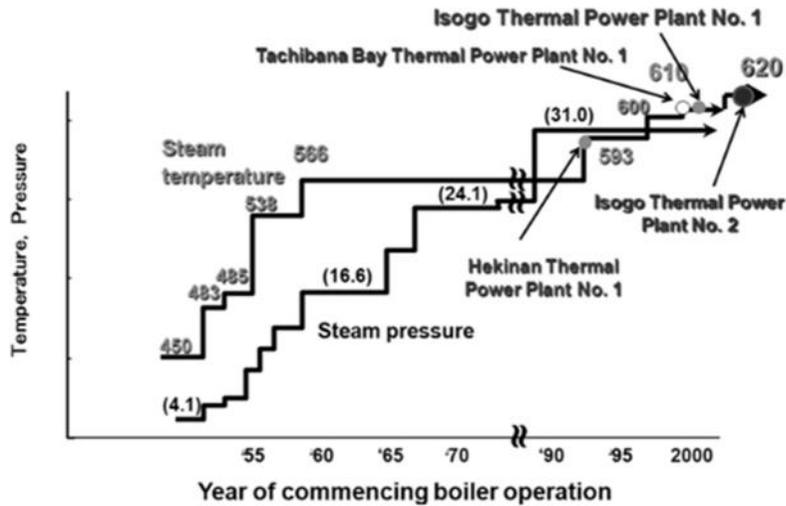
### 4.3 Status PLTU Superkritikal di Beberapa Negara Lain

Sebelum tahun 1990, Cina telah banyak mengembangkan PLTU sub-kritikal yang distandarisasi kapasitas 100 MW, 200 MW, 300 MW dan 600 MW units. Semua PLTU diproduksi domestik. Beberapa memerlukan lisensi untuk ukuran PLTU kapasitas besar yang dikerjakan oleh manufaktur besar seperti *Harbin Boiler Group*, *Shanghai Boiler Group* and *Dongfang Boiler Industrial Group*.

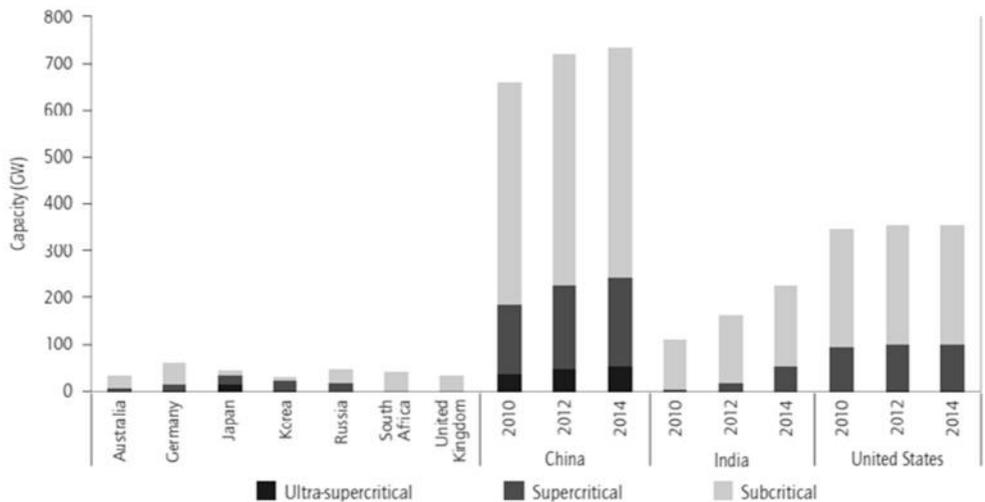
Cina memulai teknologi superkritikal mulai tahun 1990 dengan pengadaan 10 unit (4x320MW; 4x500MW; and 2 x 800MW) dari Rusia. Parameter uap adalah 23.5 MPa/540°C/540-570°C. Sedangkan teknologi negara barat dibangun di *Shi Dong Kou*, dikomisioning tahun 1992 yang terdiri dari 2x600 MW units dengan parameter uap 25.4 MPa/538°C/565°C. Sedangkan PLTU dengan teknologi ultra superkritikal (USC) adalah PLTU *Huadian's Zouxian* dan *Huaneng's Yuhuan* yang beroperasi akhir tahun 2006. Kapasitas unit PLTU masing-masing 1.000 MW dengan parameter uap 26.2 MPa/605°C/605°C.

Malaysia telah memiliki 1 unit PLTU 1000MW dengan teknologi ultra superkritikal di Manjung Unit 4. PLTU ini beroperasi pada april 2015. Boiler didisain oleh Alstom's dengan *sliding pressure, once through, vertical tube furnace wall*, burner menggunakan Low NOx *Tangential Firing* dengan *Twin Fire Balls*. Batubara didisain menggunakan batubara sub-bituminus.

Perkembangan PLTU superkritikal di Jepang telah dimulai pada tahun 1967 dengan bahan bakar minyak dan gas. PLTU batubara superkritikal dimulai pada tahun 1983 dengan parameter uap tekanan 24.1 MPa dan temperatur 538 °C/538 °C (uap *superheated* dan *reheated*). Teknologi ultra superkritikal dimulai tahun 1993 dengan tekanan 24.1 MPa dan 538 °C/ 593°C. Mulai Tahun 2000, dibangun PLTU ultra superkritikal dengan tekanan dan temperatur yang lebih tinggi yaitu 25 MPa dan 600°C/620°C di PLTU Tachibana dan Isogo.



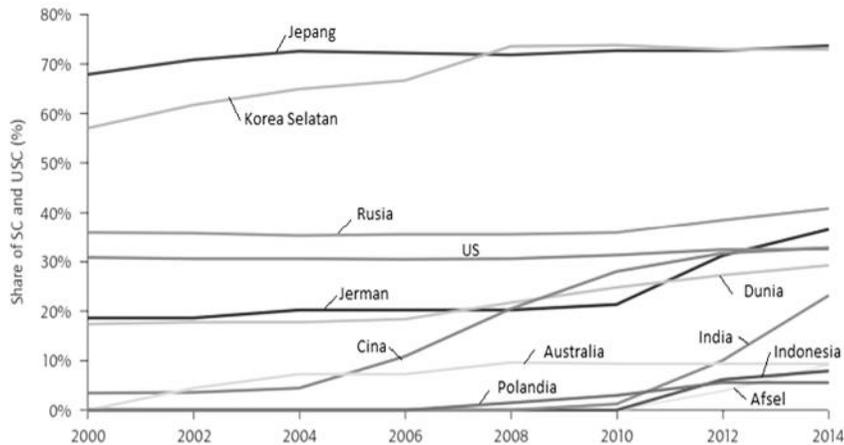
**Gambar 4.4** Perkembangan teknologi PLTU di Jepang (ACE, JCOAL, 2014)



**Gambar 4.5** Kapasitas teknologi PLTU sub-kritikal, superkritikal, dan ultra superkritikal di beberapa negara, (IEA, 2012)

Gambar 4.5 menunjukkan kapasitas PLTU batubara yang telah dibangun dengan teknologi sub-kritikal, superkritikal dan ultra superkritikal di beberapa negara. Cina menjadi negara yang sangat agresif dalam pembangunan PLTU batubara. PLTU batubara dengan teknologi superkritikal dan ultra superkritikal di Cina meningkat signifikan mulai

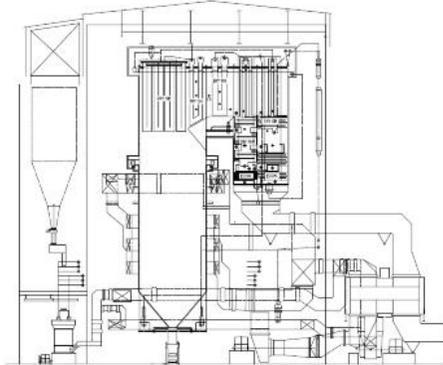
tahun 2010 hingga 2014 dan teknologi sub-kritikal peningkatannya tidak terlalu besar. Pada Gambar 4.6 dapat dilihat perkembangan kontribusi teknologi ultra/superkritikal di beberapa negara. Selain Cina, Jerman dan India juga menunjukkan kenaikan yang signifikan mulai tahun 2010.



**Gambar 4.6** Perkembangan kontribusi teknologi ultra/superkritikal pada masing-masing negara (IEA, 2012)

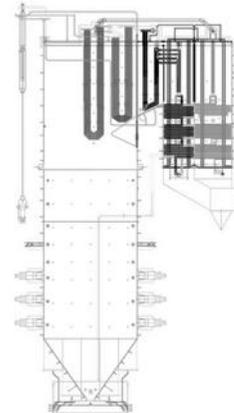
#### 4.4 Status PLTU Superkritikal di Indonesia

Berdasarkan RUPTLPT.PLN Tahun 2015 -2024, pada sistem kelistrikan Jawa-Bali, PLN telah merencanakan PLTU batubara kelas 1.000 MW dengan teknologi ultra super kritikal untuk memperoleh efisiensi yang lebih baik dan emisi CO<sub>2</sub> yang lebih rendah. Saat ini PLTU batubara di Jawa telah mengaplikasikan teknologi superkritikal pada kapasitas dibawah 1000MW yaitu PLTU Paiton III 865MW dan PLTU Cirebon 700MW.



**Gambar 4.7** PLTU 3 Paiton dan Tampak samping PLTU 3 Paiton (MHI, 2013)

Proyek PLTU Paiton Unit 3 resmi beroperasi pada 18 maret 2012 menggunakan skema *independent power producer/IPP* (pembangkit listrik swasta). Pembangunannya dilaksanakan konsorsium International Power Plc dengan porsi kepemilikan 40,5%, Mitsui & Co Ltd (40,5%), Tokyo Electric Power Company (14%), dan PT Batu Hitam Perkasa (5%) (PLN, 2012). PLTU III Paiton ini menggunakan batubara sub-bituminus. PLTU ini dibangun oleh Mistrubishi Heavy Industry. Boiler menggunakan jenis *supercritical vertical furnace waterwall* dengan *sliding pressure*. Parameter uap adalah 2.695 ton per jam, tekanan 25,8 MPa (g) dan temperatur 542 °C. Bahan bakar menggunakan batubara jenis sub-bituminus. Total kandungan air 30%, nilai kalor 4.500 kcal/kg a.r., kandungan abu maksimum 3% dan temperatur leleh abu minimal 1.150°C. Sistem pendingin kondenser menggunakan air laut dengan siklus terbuka yaitu air laut dipompakan kedalam kondenser dan dikeluarkan melalui kanal terbuka.



**Gambar 4.8** PLTU Cirebon dan Tampak samping PLTU Cirebon (CPS dan Doosan, 2015)

PLTU Cirebon 700MW resmi beroperasi pada 27 Juli 2012. PLTU Cirebon dimiliki oleh *Cirebon Electric Power* berupa *joint venture company* dengan beberapa kepemilikan yaitu Marubeni (32,5%), Komipo (27,5%), Samtan (20%), dan Indika Energi (20%) (CPS, 2015). Boiler superkritikal dibangun oleh Doosan Korea Selatan. Sistem pembakaran menggunakan sistem tangential. Parameter uap adalah 2.200 ton per jam, tekanan 26,9 MPa (g) dan temperatur 569 °C. Bahan bakar menggunakan batubara jenis sub-bituminus dari Kideco dan Adaro. Batubara ini juga berkisar 30% kandungan air a.r., dan nilai kalor  $\pm 4.500$  kcal/kg a.r. PLTU ini menggunakan sistem pendingin kondenser menggunakan siklus tertutup. Berbeda dengan siklus terbuka, pada siklus tertutup membutuhkan beberapa unit *cooling tower* (menara pendingin) untuk mendinginkan medium air laut yang bertugas mendinginkan kondenser. Pada sistem tertutup air laut ini ada yang hilang ke udara  $\pm 5\%$  sehingga dibutuhkan tambahan air (*make-up water*) secara kontinyu kedalam sistem pendingin tersebut. Pada sistem ini tidak ada pembuangan air laut melalui kanal terbuka.

Pada program 35.000 Megawatt (MW), rencana PLTU ultra superkritikal yang siap dibangun adalah PLTU Jawa-1 atau lebih dikenal sebagai PLTU Cirebon Ekspansi kapasitas  $1 \times 1.000$  MW. Kepastian pembangunan diperoleh setelah ditandatanganinya dokumen *Power Purchase Agreement* (PPA) antara PLN dengan kontraktor

pembangunan pembangkit, yakni Konsorsium *Marubeni Corporation*, *Indika Energy Tbk*, *Samtan Co. Ltd*, *Korea Midland Power Co. Ltd*, dan *Chubu Electric Power Co. Inc*. Konsorsium ini merupakan pembangkit listrik swasta (*Independent Power Producer/IPP*). Penandatanganan kontrak dilakukan oleh Direktur Utama PLN dengan Presiden Direktur Cirebon Energy Prasarana mewakili konsorsium, pada 23 Oktober 2015 di PLN Kantor Pusat (PLN, 2015). Selain PLTU Cirebon Ekspansi, menyusul pula PLTU Tj. Jati Ekspansi di Jawa Tengah 2x1000 MW, PLTU Batang 2x1000 MW dan PLTU Cilacap Ekspansi di Jawa Tengah 1x1000 MW. Beberapa industri dalam negeri yang terlibat dalam pengembangan PLTU superkritikal adalah PT. Alstom Indonesia dan PT. Cilegon Fabricator dibawah IHI Jepang yang memproduksi bagian boiler yang bertekanan untuk pangsa ekspor.

## Daftar Pustaka

- ACE, JCOAL (2014). *Asean Clean Coal Technology (CCT)*, Handbook for Power Plant, Asean Center for Energy, Jakarta, Indonesia
- Babcock & Wilcox Company. (1998), *Supercritical (Once Through) Boiler Technology*, J.W. Smith, Babcock & Wilcox, Barberton, Ohio, USA
- Buhre BJP, Gupta R., Richardson S., Sharma A., Spero C. Wall T. (2002). PF-Fired Superkritikal Boilers, operational Issues and Coal Quality Impacts, Technical Note 20, CCSD, Newcastle University, 2002.
- CPS.(2015). *Cirebon Coal Fired Power Plant*. Paparan presentasi, Cirebon, Indonesia.
- Doosan (2015). *Doosan Steam Generator*, Doosan Heavy Industry & Construction, Korea Selatan.
- MHI,(2013). *Indonesia's First Super Critical Subbituminous Coal-Fired Power Plant Commences Operation (815MW Expansion Project for PT Paiton Energy)*, MHI Technical report Vo.50. no.3. Jepang.
- PLN.(2012). *PLTU 3 Paiton resmi beroperasi*, website: <http://www.pln.co.id/blog/pltu-paiton-3-resmi-beroperasi/>, Jakarta, Indonesia.
- PLN.(2015). *Proyek 35.000 MW : PLTU Cirebon Ekspansi 1x1.000 MW Siap Dibangun*, website: <http://www.pln.co.id/blog/pltu-paiton-3-resmi-beroperasi/>, Jakarta, Indonesia.
- PT.PLN Persero. (2015). *Rencana Usaha Penyediaan Tenaga Listrik (RUPTL) Tahun 2015-2024*, PLN, Jakarta, Indonesia.

## BAB 5

### Peluang dan Tantangan PLTU Superkritikal

---

Cahyadi  
Hari Yurismono

PLTU batubara dengan teknologi superkritikal memiliki peluang yang besar dalam peningkatan efisiensi, waktu start-up yang lebih cepat, mengurangi emisi dan penghematan biaya bahan bakar. Namun, ada beberapa tantangan tentang material pipa yang khusus, persyaratan air umpan boiler yang ketat dan potensi korosi semakin tinggi dan lainnya. Pada bab ini membahas pula upaya untuk menghadapi tantangan tersebut dan upaya mitigasi dengan pengujian laboratorium.

#### 5.1 Pendahuluan

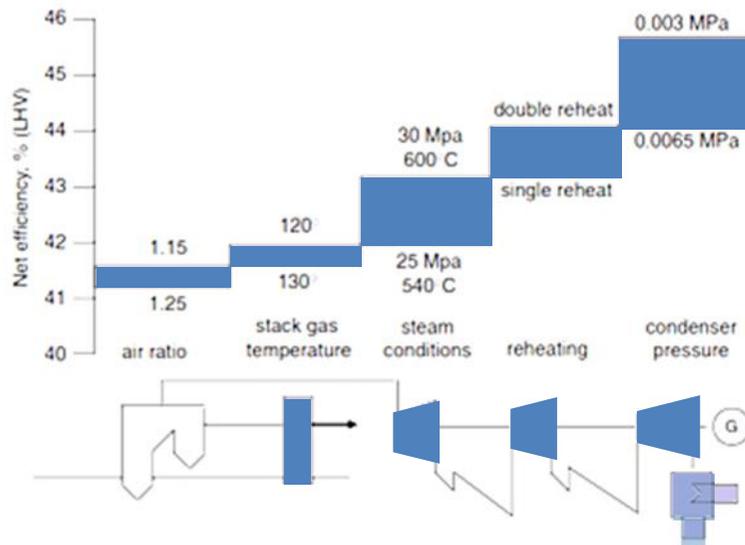
Salah satu peluang aplikasi teknologi superkritikal adalah peningkatan efisiensi pembangkit. Efisiensi pembangkit ( $\eta\%$ ) adalah fraksi energi listrik yang dihasilkan terhadap energi bahan bakar yang masuk, umumnya disebut dalam prosentase. Parameter lain yang biasanya digunakan adalah *heat rate* (HR) yang didefinisikan sebagai laju energi bahan bakar yang masuk ke sistem pembangkit untuk membangkitkan satuan energi listrik (btu/kWh, kJ/kWh atau kcal/kWh).

Hubungan antara efisiensi pembangkitan dengan *heat rate* dapat dinyatakan bahwa: Efisiensi pembangkitan ( $\eta\%$ ) adalah  $3.600 \text{ (kJ/kWh)}$  dibagi dengan  $\text{HR (kJ/kWh)} \times 100$ , atau  $3.414 \text{ Btu/kWh}$  dibagi dengan  $\text{HR(Btu/kWh)} \times 100$ . Masukan energi dari bahan bakar dinyatakan dalam nilai kalor dari bahan bakar tersebut dan dapat berupa *higher heating value* (gross) atau *lower heating value* (net) (HHV atau LHV). Apabila kita akan membandingkan efisiensi dari

beberapa pembangkit, maka harus pada asumsi yang sama dari nilai kalor yaitu dalam HHV atau LHV. Perbedaan efisiensi antara HHV dan LHV untuk batubara bituminus sekitar 2% dan batubara sub-bituminus dan lignit 3-4% (Beer, 2007).

Nilai kalor bahan bakar dari analisa yang keluar dari hasil laboratorium adalah nilai HHV, sedangkan nilai LHV perlu perhitungan untuk mengkonversi dari HHV ke LHV. Untuk menghitung LHV ini menurut *International Energy Agency* (IEA) maka:  $LHV = HHV - (91.14 \times H + 10,32 \times H_2O + 0.35 \times O)$ , jika LHV dan HHV dalam Btu/lb maka  $LHV = HHV - (0,2121 \times H + 0,02442 \times H_2O + 0,0008 \times O)$  dan jika LHV dan HHV dalam MJ/kg, H (hidrogen), H<sub>2</sub>O (kandungan air) dan O (oksigen) dalam % *as received*.

Upaya untuk meningkatkan efisiensi pembangkit thermal dapat dilakukan dengan berbagai cara seperti disajikan dalam gambar skematis berikut.



**Gambar 5.1** Beberapa ilustrasi upaya peningkatan efisiensi pembangkit dengan menurunkan rasio udara, temperatur gas buang, menaikkan tekanan/temperatur uap, menambah reheat dan menurunkan tekanan kondenser. (Beer, 2007).

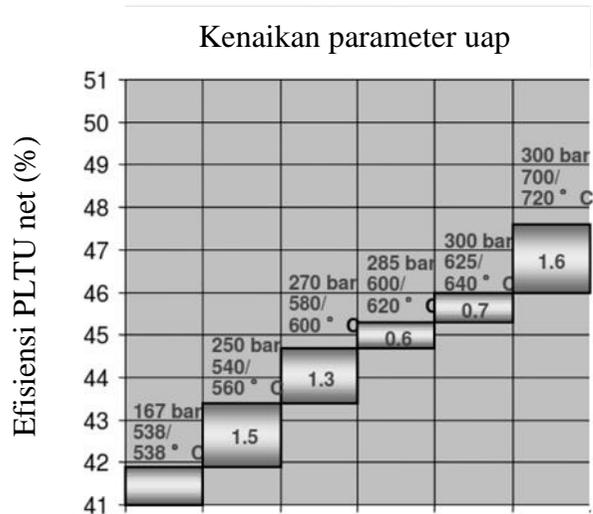
Ilustrasi peningkatan efisiensi pada Gambar 5.1 menunjukkan beberapa upaya peningkatan efisiensi pembangkit. Dua tahap pertama adalah fokus pada kehilangan panas pada gas buang. Upaya pengaturan rasio udara excess air (udara lebih) agar mencapai kebutuhan stokimetrik pembakaran dan kebutuhan udara tambahan agar pembakaran dapat terjadi sempurna. Rasio udara menunjukkan fraksi kelebihan udara pembakaran terhadap kebutuhan pembakaran teoritik (stokiometrik). Rasio udara yang tinggi pada akhirnya menyebabkan kehilangan panas gas buang yang lebih tinggi. Peningkatan efisiensi pada sistem pembakaran seperti menaikkan kinerja pulverizer sehingga batubara yang dihasilkan menjadi lebih halus akan memudahkan terjadinya pembakaran sehingga rasio udara pembakaran bisa dikurangi tanpa mengorbankan kebutuhan pembakaran dengan sempurna. Peningkatan efisiensi juga dapat diupayakan dengan penurunan temperatur gas buang hingga batas temperatur *dew point* yang bergantung pada kandungan sulfur di batubara. Upaya dari sisi sistem siklus uap adalah menaikkan parameter uap yaitu pada tekanan dan temperatur yang lebih tinggi, menggunakan sistem *reheat*, dan menurunkan tekanan kondenser.

## 5.2 Peluang PLTU teknologi superkritikal

Aplikasi teknologi superkritikal telah terbukti meningkatkan efisiensi pembangkit berdasarkan beberapa PLTU superkritikal dan ultra superkritikal yang telah beroperasi di beberapa negara seperti Amerika Serikat, Jepang, Jerman, Korea Selatan, India, Afrika Selatan, Malaysia dan Indonesia.

Pada sub bab ini dibahas perbandingan PLTU Sub-kritikal 660 MW, PLTU Superkritikal 660 MW, 800 MW dan PLTU Ultra superkritikal 1000 MW. Pembahasan variasi kapasitas tersebut berdasarkan fakta kapasitas yang umumnya banyak dipasang di dunia. Efisiensi PLTU yang banyak dibahas adalah berdasarkan batubara di negara masing-masing atau campuran dari beberapa negara. Pada subbab ini digunakan 3 (tiga) jenis batubara Indonesia

berdasarkan nilai kalor 3.300 kcal/kg, 4.100 kcal/kg dan 5.500 kcal/kg dalam kondisi as received.



**Gambar 5.2** Tipikal peningkatan efisiensi pembangkit terhadap kenaikan temperatur dan tekanan uap (Busekrus, 2012)

Tabel 5.1 adalah analisa komposisi batubara pada tipikal 3 variasi nilai kalor tersebut. Batubara CV 5.500 merepresentasikan batubara nilai kalor tinggi yang umumnya digunakan di PLTU di Indonesia. Sedangkan nilai CV 4.100 adalah yang saat ini banyak digunakan PLTU hasil program 10.000 MW fase I dan II. Sedangkan CV 3.300 adalah bahan bakar masa depan, yang belum banyak dimanfaatkan dan saat ini memiliki cadangan yang cukup besar.

Gambar 5.3 menunjukkan potensi kenaikan efisiensi PLTU dengan teknologi superkritikal dan ultra superkritikal dibandingkan dengan sub-kritikal. Pada PLTU 660 MW sub-kritikal efisiensi (HHV) adalah 36,3%, 37,6 dan 38,9 % untuk masing-masing batubara jenis CV 3.300, 4100 dan 5.500. Dengan aplikasi PLTU 660 MW superkritikal efisiensi (HHV) adalah 38,1%; 39,5 dan 40,9 % untuk masing-masing batubara jenis CV 3.300, 4100 dan 5.500. Aplikasi teknologi superkritikal berpotensi naiknya efisiensi PLTU yaitu: 1,8%, 1,9% dan 2,0% untuk masing-masing jenis CV 3.300, CV

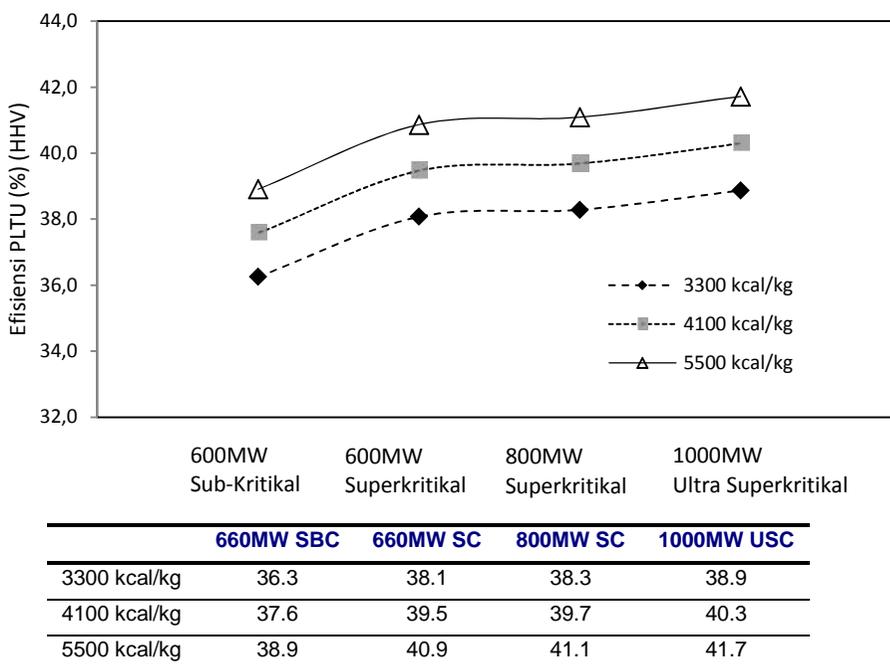
4.100 dan CV 5.500 bila dibandingkan terhadap PLTU sub-kritikal. Pemilihan kapasitas PLTU yang lebih besar menjadi 800 MW dengan teknologi superkritikal terlihat cukup signifikan bila dibandingkan dengan kapasitas 660 MW sub-kritikal menjadi 2,0%; 2,1% dan 2,2% untuk masing-masing jenis CV 3.300, CV 4.100 dan CV 5.500. Sedangkan pemilihan kapasitas 1000 MW dengan ultra superkritikal apabila dibandingkan dengan 660 MW sub-kritikal maka kenaikannya 2,6%; 2,7% dan 2,9% untuk masing-masing CV 3.300, CV 4.100 dan CV 5.500.

**Tabel 5.1** Analisa batubara Indonesia dengan 3 jenis nilai kalor.

<b>Parameter</b>	<b>CV 3300 (%) a.r.</b>	<b>CV 4100 (%) a.r.</b>	<b>CV 5500 (%) a.r.</b>
<b>Analisa Proksimat</b>			
Moisture	45.9	40.0	20.4
Ash	3.7	2.2	3.8
Volatile Matter	28.1	31.6	37.7
Fixed Carbon	22.3	26.2	38.1
<b>Analisa Ultimat</b>			
Moisture	45.90	40.00	20.40
Ash	3.70	2.20	3.80
Carbon	34.90	41.00	55.50
Hydrogen	2.60	3.00	4.80
Nitrogen	0.31	0.19	1.05
Sulfur	0.34	0.07	1.51
Oxygen	12.25	13.54	12.94
Heating Value (kcal/kg)	3333.9	4127.0	5576

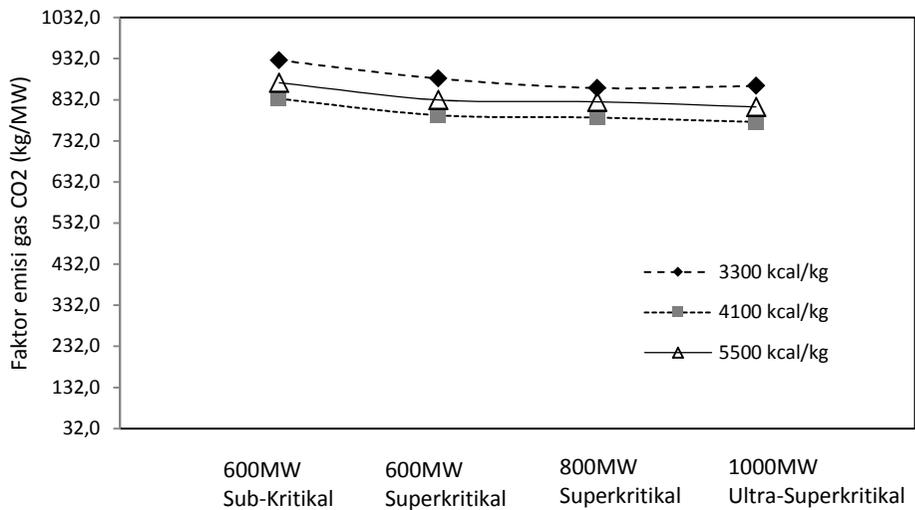
Untuk PLTU di P.Jawa yang menggunakan batubara dari Sumatera dan Kalimantan sangat direkomendasikan menggunakan PLTU kapasitas yang besar dengan teknologi ultra superkritikal dengan parameter uap minimal 25 MPa /600°C/620°C dengan pertimbangan efisiensi pembangkit yang tinggi. PLTU dengan kapasitas yang besar dan teknologi USC memiliki emisi CO<sub>2</sub> yang lebih rendah. Nilai kalor sebaiknya tidak terlalu rendah agar emisi CO<sub>2</sub> dapat serendah

mungkin. Konsumsi batubara yang lebih rendah juga mengurangi emisi CO<sub>2</sub> pada sektor transportasi dan pertambangan.



**Gambar 5.3** Potensi kenaikan efisiensi dengan PLTU superkritikal

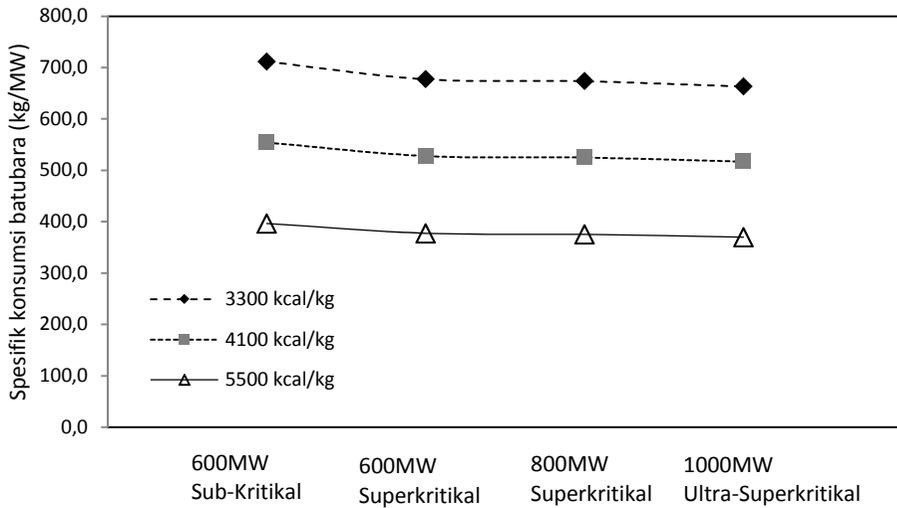
Pada gambar 5.4 menunjukkan potensi penurunan faktor emisi CO<sub>2</sub> dengan aplikasi teknologi superkritikal. Pada PLTU 660 MW sub-kritikal faktor emisi CO<sub>2</sub> adalah 928,8 kg/MWh, 834,5 kg/MWh dan 873,4 kg/MWh untuk masing-masing batubara jenis CV 3.300, 4100 dan 5.500. Dengan aplikasi PLTU 660 MW superkritikal, faktor emisi CO<sub>2</sub> menjadi 884,3 kg/MWh, 794,5 kg/MWh dan 831,6 kg/MWh untuk masing-masing batubara jenis CV 3.300, 4100 dan 5.500. Terjadi penurunan 44,5 kg/MWh, 40,0 kg/MWh dan 41,8 kg/MWh untuk masing-masing CV 3.300, 4100 dan 5.500. Jika PLTU 660 MW sub-kritikal digantikan dengan PLTU 1000 MW ultra superkritikal terjadi penurunan faktor emisi yang signifikan yaitu: 62,6 kg/MWh; 56,3 kg/MWh dan 58,9 kg/MWh.



	660MW SBC	660MW SC	800MW SC	1000MW USC
3300 kcal/kg	928.8	884.3	879.4	866.2
4100 kcal/kg	834.5	794.5	790.1	778.2
5500 kcal/kg	873.4	831.6	827.0	814.6

**Gambar 5.4** Penurunan emisi CO<sub>2</sub> terhadap efisiensi PLTU Ultra/Superkritikal

Pada konsumsi batubara juga menunjukkan potensi penurunan yang ditunjukkan pada Gambar 5.5. Pada PLTU 660 MW sub-kritikal spesifik konsumsi batubara adalah 711,5 kg/MWh, 554,5 kg/MWh dan 396,4 kg/MWh untuk masing-masing batubara jenis CV 3.300, 4.100 dan 5.500. Dengan aplikasi PLTU 660 MW superkritikal, spesifik konsumsi batubara menjadi 677,4 kg/MWh, 527,9 kg/MWh dan 377,4 kg/MWh untuk masing-masing batubara jenis CV 3.300, 4100 dan 5.500. Penurunan konsumsi batubara 34,1 kg/MWh, 26,6 kg/MWh dan 19,0 kg/MWh untuk masing-masing CV 3.300, 4100 dan 5.500. Jika PLTU 660 MW sub kritikal digantikan dengan PLTU 1000 MW ultra superkritikal terjadi penurunan faktor emisi yang signifikan yaitu: 48,0 kg/MWh, 37,4 kg/MWh dan 26,7 kg/MWh.



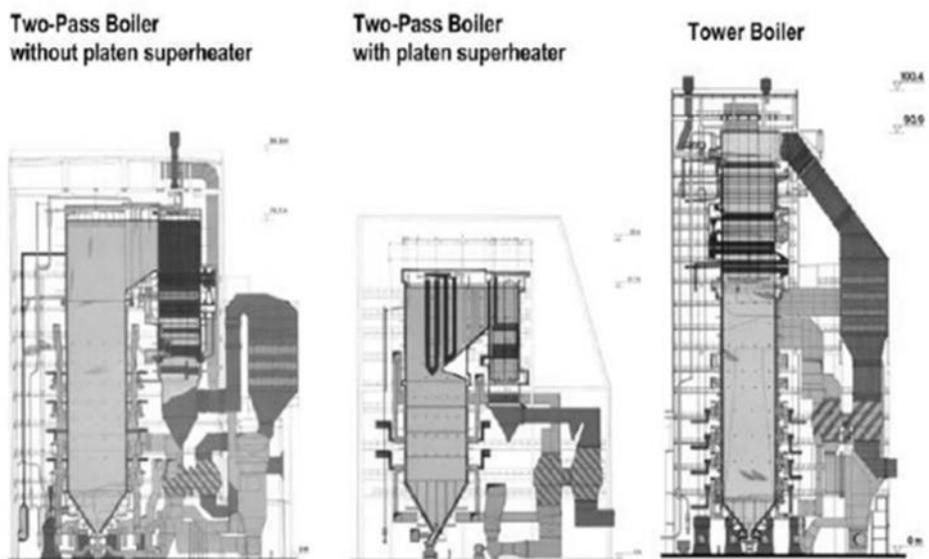
	660MW SBC	660MW SC	800MW SC	1000MW USC
3300 kcal/kg	711.5	677.4	673.7	663.6
4100 kcal/kg	554.5	527.9	525.0	517.1
5500 kcal/kg	396.4	377.4	375.3	369.7

**Gambar 5.5** Penurunan spesifik konsumsi batubara pada PLTU superkritikal

Pada PLTU ukuran yang besar memiliki keunggulan pada tapak PLTU yang lebih ringkas. Pada gambar 5.6 sebagai salah satu contoh tapak PLTU di kawasan Paiton Jawa Timur. Pada unit 1 dan 2 berkapasitas 2x400 MW, sedangkan Unit 3&4 dengan kapasitas 1x815 MW dengan teknologi superkritikal. Unit 5&6 dan Unit 7&8 PLTU berkapasitas masing-masing 660 MW per unit. Dengan luasan yang lebih ringkas untuk tapak boiler dan bangunan turbin dapat dibangun dengan kapasitas total yang sama untuk khususnya Unit 1&2 dan Unit 3&4 yaitu 800 MW. Tapak PLTU yang ringkas ini sangat diperlukan khususnya untuk pembangunan PLTU di Jawa.



**Gambar 5.6** Tipikal tapak PLTUdi kawasan paiton, Jawa Timur (dari kanan unit 1&2 hingga ke sebelah kiri unit 7&8).



**Gambar 5.7** Tiga tipe pada boiler laluan sekali superkritikal (Nielsen, 2012)

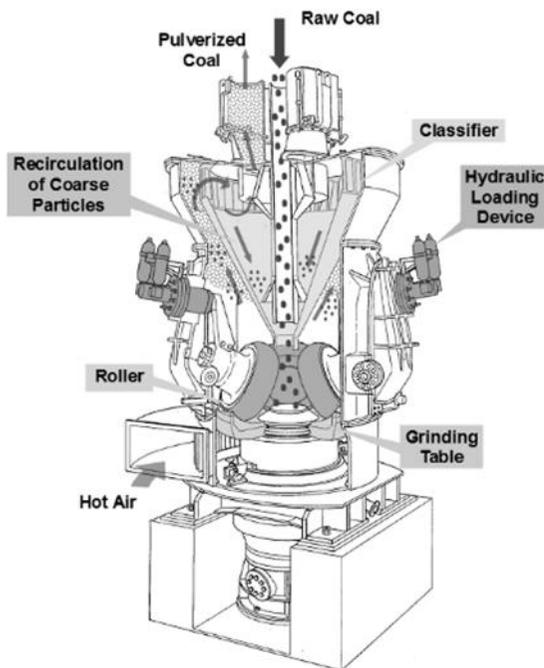
Boiler superkritikal memiliki tiga tipe seperti ditunjukkan dalam Gambar 5.7 yaitu *boiler two pass* tanpa *platen super-heater*, *boiler two pass* dengan *platen superheater* dan *boiler tower*. *Boiler tower* tentunya memiliki tapak yang lebih ringkas dibandingkan dua tipe boiler lainnya, namun perlu struktur boiler yang lebih tinggi. Saat ini PLTU superkritikal di Indonesia menggunakan tipe *two pass* dengan *platen superheater*.

### **5.3 Tantangan PLTU teknologi superkritikal**

#### **5.3.1 Batubara peringkat rendah**

Pemanfaatan batubara peringkat rendah dengan kandungan air tinggi menjadi tantangan tersendiri dari pengembangan PLTU Batubara Indonesia dengan teknologi batubara halus ini. Salah satu tantangan adalah pada kinerja pulverizer yang perlu didisain khusus untuk batubara dengan kandungan air tinggi. Batubara kandungan air tinggi cenderung lunak dan mudah hancur, sehingga batubara yang sedang digiling didalam pulverizer akan mudah menempel pada roller atau meja penggiling lihat Gambar 5.8. Selain itu, uap air yang tinggi didalam pulverizer bisa menyebabkan butiran halus teraglomerasi sehingga sebagian tidak keluar namun teresirkulasi didalam pulverizer. Ini mengakibatkan kapasitas produksi batubara halus dari pulverizer menurun.

Metode lain adalah menggunakan sistem pengeringan batubara sebelum diumpankan ke sistem PLTU. PLTU 2x800 MW Schwarze Pumpe di Jerman adalah salah satu PLTU superkritikal dengan batubara peringkat rendah dengan kapasitas yang besar. Parameter uap dari PLTU ini adalah  $p=26,8$  MPa,  $T=545^{\circ}\text{C} / 560^{\circ}\text{C}$ . PLTU ini dilengkapi dengan sistem pengering batubara yang memanfaatkan panas gas buang dengan sistem fluidisasi. Tabel 5.2 memuat daftar PLTU superkritikal yang menggunakan bahan bakar lignit di Jerman.



**Gambar 5.8** Tipikal pulverizer batubara dengan vertikal spindle  
(Abe, 2013)

**Tabel 5.2** Beberapa PLTU superkritikal di Jerman yang menggunakan batubara lignit

<b>Lokasi</b>	<b>Kapasitas per unit</b>	<b>Parameter Uap</b>	<b>Tahun operasi</b>
Schopau A,B	450	28.5/545/560	1995–96
Boxberg Q,R	818	26.8/545/583	1999–2000
Schwarze Pumpe A,B	800	26.8/545/560	1997–98
Lippendorf R,S	900	26.8/554/583	1999–2000
Niederausem	1000	26.5/576/599	2002

### 5.3.2 Pengembangan jenis pipa dan tungku

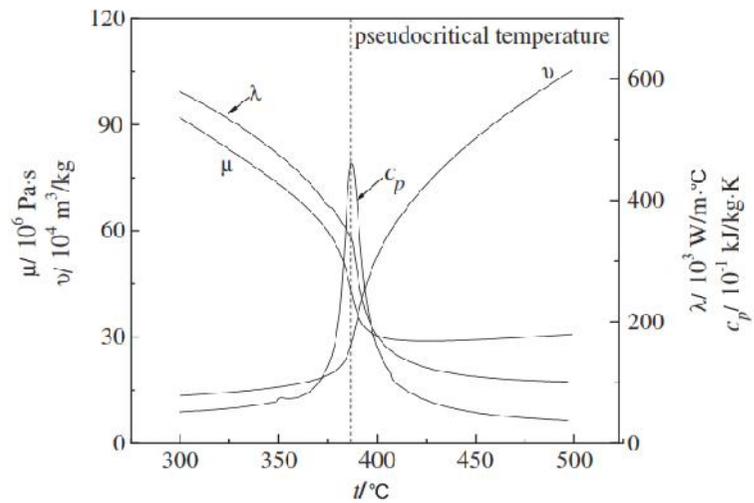
Pada teknologi superkritikal tidak memiliki batas yang jelas untuk fasa cair dan gas. Tidak seperti sub-kritikal, pada kondisi superkritikal akan menghadapi tekanan dan temperatur kritis yang

disebut temperatur pseudokritikal yaitu pada kondisi 22.1 MPa and 374.15 °C. (Wang, 2012). Pada titik ini parameter uap akan berubah secara drastis seperti ditunjukkan pada Gambar 5.9. Pada kondisi tersebut suplai air yang mencukupi menjadi sangat penting, karena kesetimbangan panas pada daerah tersebut perlu tetap stabil dan memastikan bahwa fluks panas dapat diserap oleh air. Lokasi pipa dimana terjadinya kondisi anomali tersebut bisa bergeser bergantung beban dan tidak sama dari satu pipa dengan pipa yang lain. Dengan adanya ketidakstabilan pada daerah pipa yang terjadi anomali tersebut maka akan mengalami masalah yang dikenal dengan DNB (*Departure from Nucleat Boiling*) dan *drying out*. Pada kondisi *drying out*, terjadi hilangnya kontak antara pipa dan air yang disebabkan keterpurukan perpindahan panas dan temperatur pipa meningkat drastis seperti ditunjukkan pada Gambar 5.10.

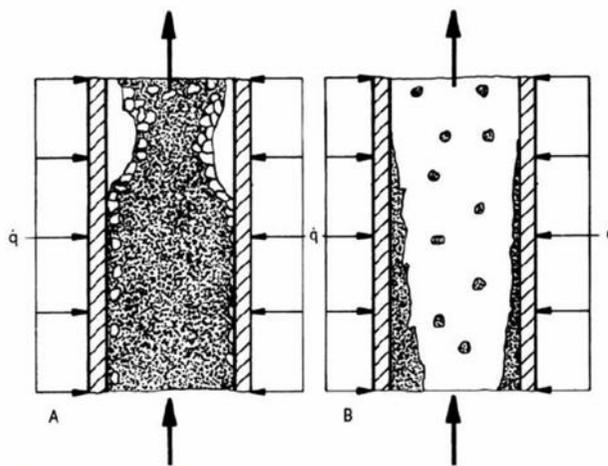
Pada kondisi tertentu fluks panas, fluks massa, geometri pipa, kualitas uap dan tekanan, gelembung uap terbentuk didalam pipa tidak hilang namun membentuk lapisan tipis pada dinding pipa bagian dalam. Kondisi ini disebut film boiling atau dikenal dengan DNB. Apabila ini terjadi berakibat pada temperatur pipa meningkat drastik. DNB dapat terjadi pada kualitas uap yang rendah.

Masalah yang timbul dari kondisi ini apabila terjadi adalah temperatur pipa akan tinggi dan cenderung *overheat* pada titik tersebut. Titik tersebut bisa bergeser bergantung beban dan juga semua pipa akan mengalami hal tersebut. Hal ini akan sangat berbahaya karena akan menyebabkan kerusakan struktur mikro pada pipa dan umur pipa cenderung cepat menurun.

Pada teknologi superkiritikal generasi pertama, masih menggunakan pipa dengan bagian dalam yang polos seperti pada pipa boiler sub-kritikal. Untuk menjamin bahwa kesetimbangan panas pada masing-masing pipa terjaga dengan baik, maka susunan pipa dinding air pada tungku dibuat spiral. Pada generasi berikutnya, bagian dalam pipa dibuat ulir (pipa ulir).

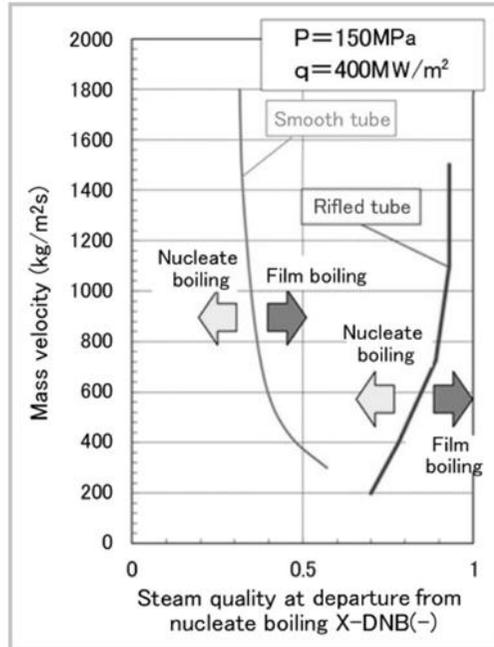


**Gambar 5.9** Kondisi temperatur pseudocritical pada kondisi superkritik (Wang, 2011)



A: Film Boiling (Departure from Nucleate Boiling, DNB)  
 B: Heating Surface Dryout (Dryout)

**Gambar 5.10** Kestimbangan panas antara fluks panas masuk dengan media air tidak baik sehingga bisa terjadi DNB dan dryout (Franke, 2013)

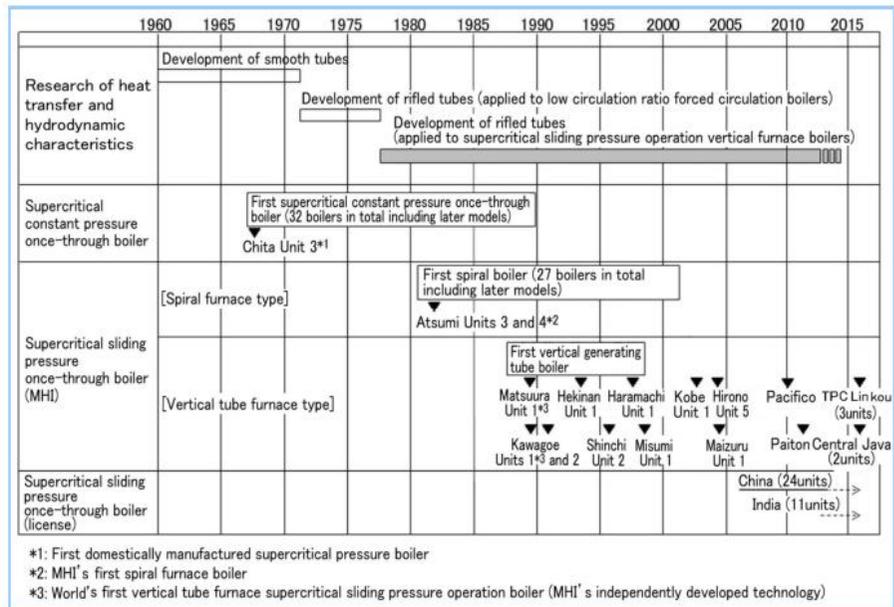


**Gambar 5.11** Perbedaan kinerja pipa polos dan pipa ulir (Yamamoto, 2013)

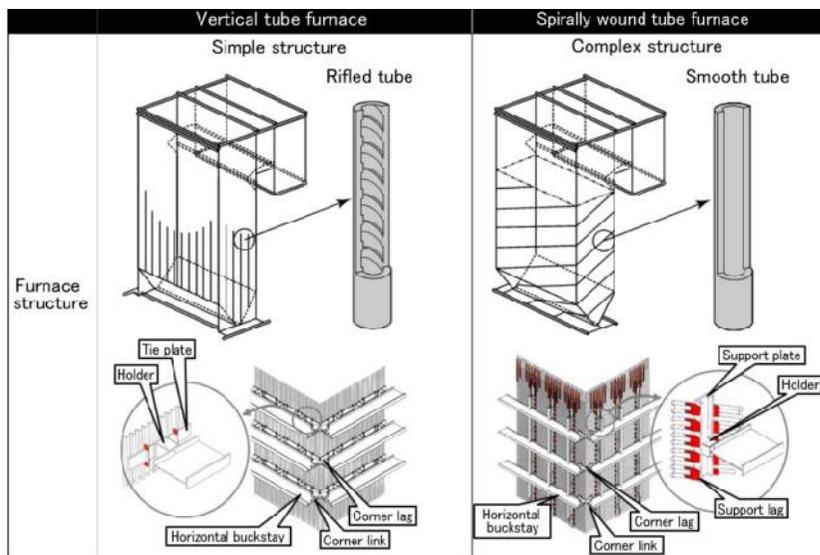
Pada generasi awal pipa tipe polos (pipa bagian dalam permukaannya mulus) digunakan untuk boiler superkritikal dan jenis tungku menggunakan tipe spiral. Pada pipa polos dengan tipe spiral, pemasangan dan perawatan lebih sulit dibandingkan tipe vertikal yang biasa digunakan pada boiler sub-kritikal. Slag yang menempel pada dinding pipa dan mencair akan lebih sulit mengalir turun. Dengan perkembangan penelitian, pipa tipe ulir (permukaan bagian dalam berulir) telah dikembangkan menggantikan tipe polos, sehingga disain tungku bisa dibuat tipe vertikal.

Gambar 5.12 menunjukkan evolusi penggunaan pipa polos dengan spiral dan pipa ulir dengan vertikal di MHI Jepang. Pipa ulir dengan tungku vertikal sangat mendukung moda operasi sliding pressure karena fleksibilitas dalam variasi beban lebih mudah dan lebih stabil dalam perpindahan panasnya dalam kondisi superkritikal. Pipa ulir dengan jenis tungku vertikal dengan *sliding pressure* mulai diaplikasikan tahun 1990-an oleh MHI Jepang. Gambar 5.12

menunjukkan perbedaan pipa polos menggunakan tungku spiral dan pipa ulir menggunakan tungku vertikal.

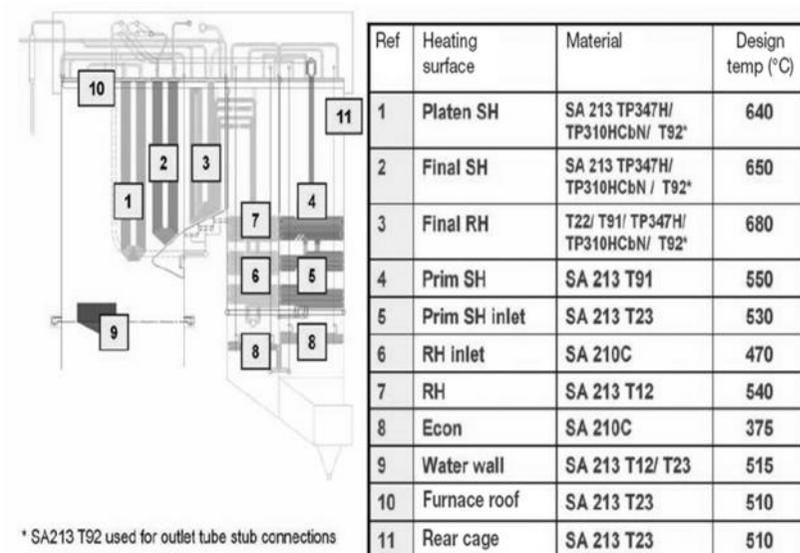


**Gambar 5.12** Tipikal evolusi jenis pipa *water wall* dan jenis furnace di boiler superkritikal oleh MHI (Yamamoto, 2013)



**Gambar 5.13** Perbedaan jenis tungku tipe spiral dengan pipa polos dan tungku vertikal dengan pipa ulir (Yamamoto, 2013)

Pada awalnya, disain PLTU superkritikal menggunakan sistem operasi tekanan tetap. Boiler selalu mengoperasikan pada tekanan penuh dari penyalaan dan hingga beban penuh. Pada saat penyalaan, sistem operasi tekanan tetap membutuhkan sistem *bypass* yang melibatkan konfigurasi yang rumit dan operasional yang lama dibandingkan sistem tekanan sliding. Akhirnya, waktu penyalaan pada boiler tekanan konstan menjadi lebih lama dan beban minimal harus dijaga lebih tinggi dari pada sistem tekanan sliding. Selain itu, laju *ramping* beban pada tekanan konstan dibatasi karena toleransi variasi temperatur masuk turbin uap juga terbatas.



Advanced supercritical (ASC) boiler tube materials

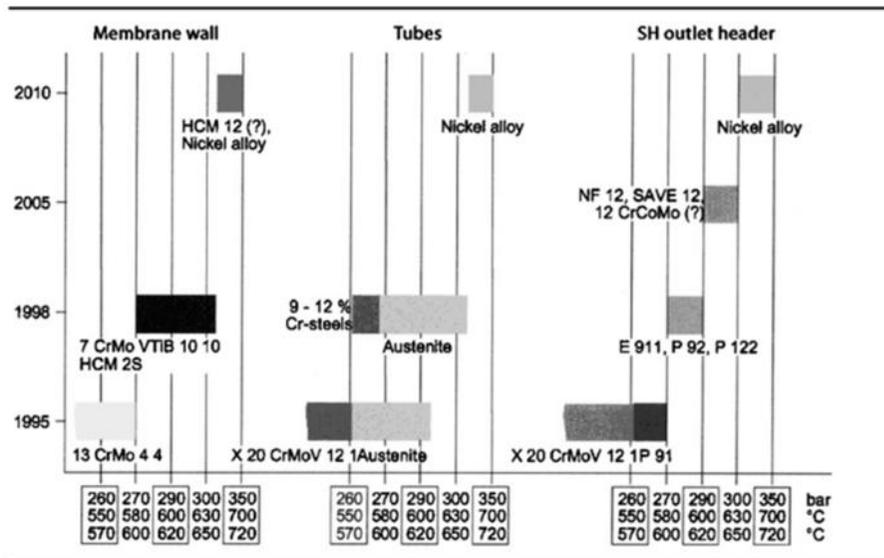
Dimana:

- Code Case 2115 25Cr Austenitic
- Code case 2328 18Cr Austenitic
- SA-213T92 and SA-335P92 9Cr Ferrite
- Code Case 2199 (SA-213T23) 2 1/4Cr Ferrite

**Gambar 5.14** Tipikal jenis pipa boiler pada masing-masing bagian boiler (Beer, 2007).

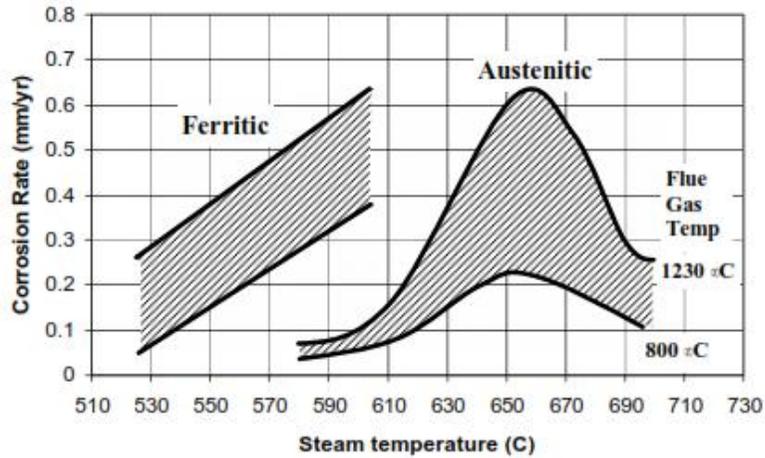
Boiler superkritikal beroperasi pada tekanan dan temperatur yang lebih tinggi dari sub-kritikal, sehingga diperlukan material pipa yang

lebih kuat. Beberapa material yang perlu perhatian khusus adalah *water wall*, *superheater*, *platen superheater* dan *reheater*. Gambar 5.14 menggambarkan jenis pipa yang dibutuhkan pada masing-masing bagian boiler ultra-superkritikal. Gambar 5.15 merupakan arah pengembangan jenis pipa yang mendukung perkembangan boiler superkritikal, ultra-superkritikal hingga advanced superkritikal yang mengarah ke *Nickel Alloy*.



**Gambar 5.15** Tahap pengembangan material yang berhubungan sesuai dengan parameter uap lanjut (Beer, 2007).

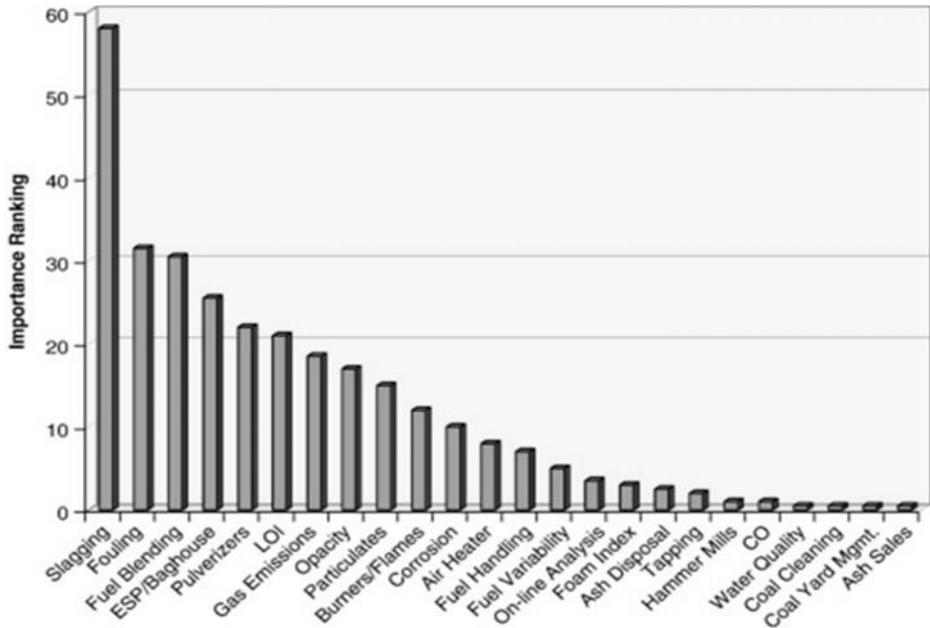
Gambar 5.16 menunjukkan perbedaan laju korosi baja ferritic dan austenitic. Baja ferritic menunjukkan kenaikan laju korosi berhubungan secara linier terhadap temperatur uap atau gas buang, sedangkan austenitic menunjukkan puncaknya pada temperatur sekitar 680 °C.



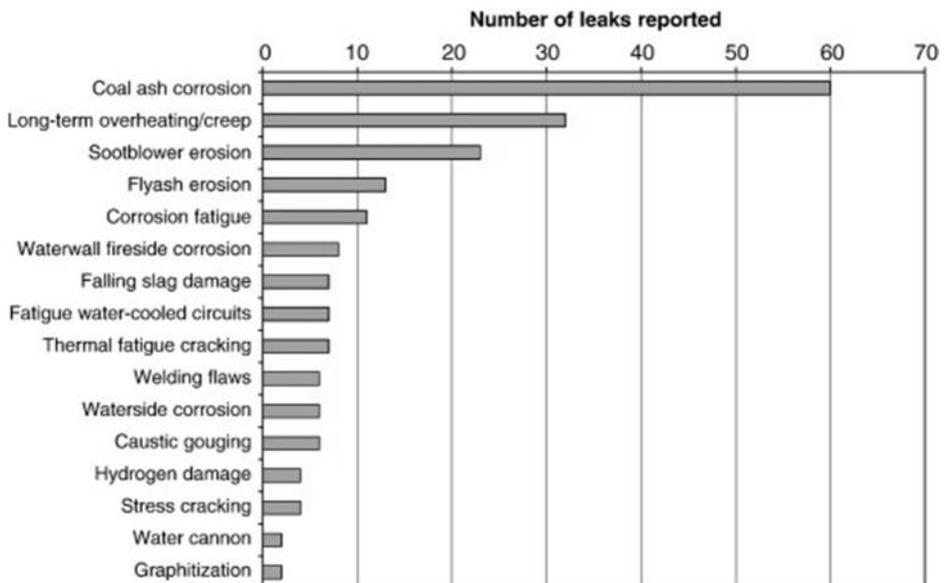
**Gambar 5.16** Kecendrungan laju korosi pada waterwall pada berbagai variasi temperatur uap (Buhre, 2002).

### 5.3.3 Permasalahan berhubungan dengan abu batubara

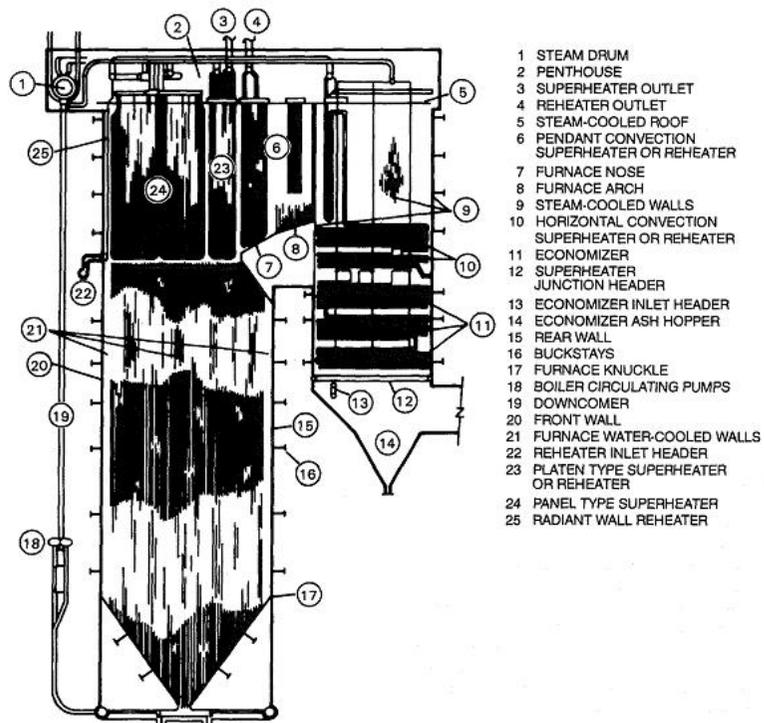
Pembakaran batubara bertujuan untuk melepaskan energi panas untuk pembangkitan uap. Namun produk pembakaran selain panas adalah abu batubara yang tidak terbakar akan sebagian kecil jatuh didasar tungku sebagai abu dasar dan sebagian besar akan terbang mengikuti gas buang sebagai abu terbang. Abu terbang tidak semuanya keluar tetapi ada yang terdeposisi di pipa-pipa boiler. Berdasarkan survey yang dilakukan oleh EPRI pada PLTU di US, menunjukkan bahwa masalah yang berkaitan dengan deposisi abu batubara menjadi masalah utama dalam operasional dan perawatan PLTU. Gambar 5.17 menunjukkan 5 masalah utama adalah *slagging*, *fouling*, *fuel blending*, *pulverizer* dan *ESP/baghouse*.



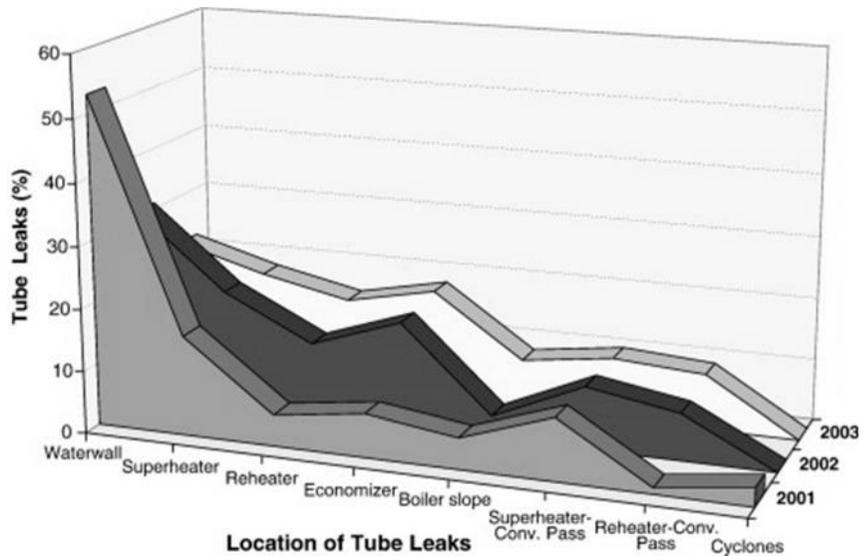
**Gambar 5.17.** Permasalahan batubara pada PLTU berdasarkan kajian EPRI (Harding, 2007)



**Gambar 5.18** Penyebab kebocoran pada pipa boiler di PLTU (Harding, 2007)

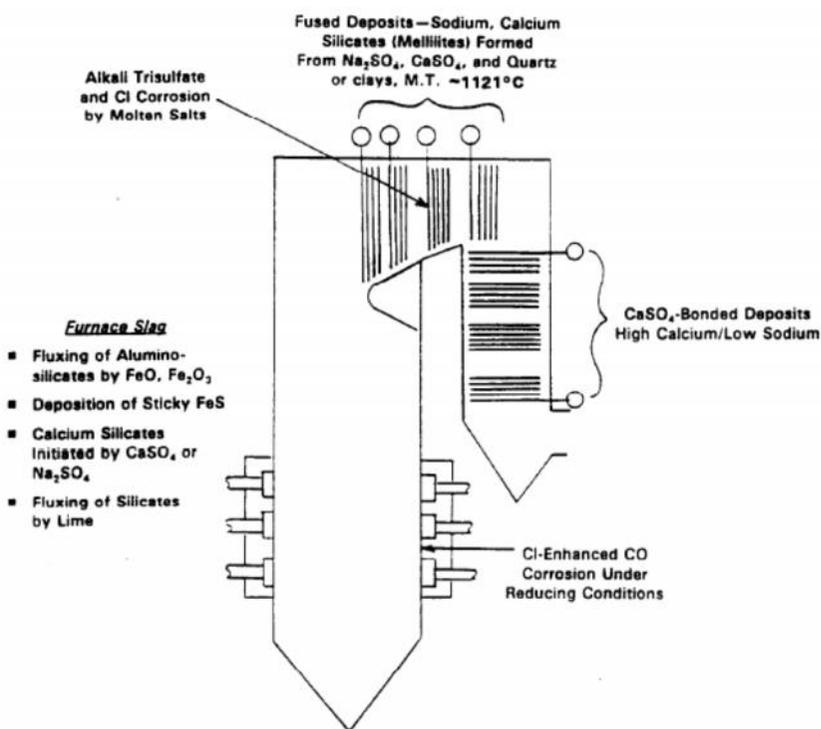


**Gambar 5.19** Tipikal komponen boiler PLTU (B&V, 1996)



**Gambar 5.20** Lokasi kebocoran PLTU selama 3 (tiga) tahun berdasarkan studi EPRI. (Harding, 2007)

Gambar 5.18 menunjukkan beberapa penyebab kebocoran dimana tiga penyebab utama adalah korosi akibat abu batubara, *overheating*, erosi *sootblower*. Gambar 5.19 adalah tipikal komponen pembangkit uap dengan batubara halus. Korosi yang berhubungan dengan kualitas batubara mendominasi penyebab kegagalan pada pipa boiler. Berdasarkan lokasi kebocoran dapat dilihat pada Gambar 5.20. Lokasi kebocoran pada pipa dinding air di daerah tungku dan pipa superheater dan economizer mendominasi selama periode 3 tahun studi. Penyebab kebocoran pada pipa tersebut umumnya disebabkan oleh deposisi abu dan usaha pembersihan deposisi abu dengan wall blower dan sootblower. Kebocoran pada economizer umumnya disebabkan oleh erosi akibat kecepatan yang tinggi disebabkan sebagian area tertutupi abu.



**Gambar 5.21** Tipikal permasalahan slagging, fouling dan korosi pada pembangkit uap batubara (Bryer 1995)

### 5.3.3.1 Mekanisme deposisi abu

Slagging dan fouling adalah fenomena deposisi abu pada masing-masing daerah radiasi dan konveksi suatu boiler. Slagging dan fouling dapat menutupi permukaan pipa boiler yang mengakibatkan perpindahan panas dari gas pembakaran ke dalam air/uap di dalam pipa menjadi berkurang sehingga dapat mengurangi produksi atau kualitas uap. Seperti yang dikemukakan (Bryers,1996), Fouling dan slagging adalah fenomena yang kompleks dan tergantung pada beberapa hal diantaranya:

- transformasi komponen anorganik abu dalam bahan bakar;
- reaksi kimia antara gas, cairan, dan fase padat dalam suspensi serta pada permukaan;
- kinetika reaksi serta tingkat transport spesies, dan
- zat partikel abu pada permukaan dan pelepasan yang tersimpan dalam bentuk padat maupun cair.

Dengan demikian, jelas bahwa masalah deposisi abu pembakaran batubara tidak bisa hanya diwakili oleh satu sudut pandang yakni deposisi pada target momentum yang partikel abu yang akan menempel pada Steam-Tube hanya dengan ditandai analisis unsur tunggal. (Baxter,1993) mencoba mengemukakan bahwa deposisi terbentuk oleh setidaknya lima mekanisme yakni: (1) impak inersia, (2) thermophoresis, (3) kondensasi, (4) impaksi eddy, dan (5) reaksi kimia.

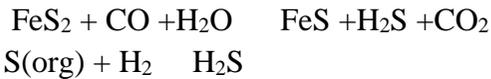
### 5.3.3.2 Mekanisme korosi pada sisi api

Ada dua komponen boiler yang berpotensi terjadi korosi pada sisi api. Laju korosi bergantung pada komposisi kimia batubara, kondisi pembakaran, komposisi metal dan temperatur. Sulfur dan chlorine sebagai kandungan dalam batubara yang menyebabkan korosi.

#### a. Pengaruh kandungan sulfur

Pada aplikasi pembakaran low  $\text{NO}_x$  burner terjadi pembakaran kondisi sub-stoichiometric flame, tekanan parsial oksigen rendah dan jumlah

gas CO akan meningkat. Pada kondisi tersebut gas H<sub>2</sub> dapat muncul didalam gas dan bereaksi dengan pyrite (Raask, 1985).



Ketika H<sub>2</sub>S muncul didalam gas pembakaran akan bereaksi dengan kandungan besi di pipa dinding air (water wall) didalam tungku.



Bentuk Fe<sub>3</sub>O<sub>4</sub> dapat juga berubah menjadi FeS dengan reaksi sebagai berikut:



### **b. Pengaruh kandungan logam alkali**

Kandungan alkali logam Na dan K dapat dijumpai pada deposisi abu terutama fouling didaerah superheater dan reheater pada lapisan permukaan pipa boiler. Korosi dapat terjadi akibat logam alkali iron sulfates seperti Na<sub>3</sub>Fe(SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub> dan K<sub>3</sub>Fe(SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub>. Mekanisme reaksi adalah sebagai berikut (Raask, 1985).

- $\text{SO}_2 + \frac{1}{2} \text{O}_2 \rightarrow \text{SO}_3$
- $\text{SO}_3 + \text{Me}_2\text{O} \rightarrow \text{Me}_2\text{SO}_4$
- $3 \text{SO}_3 + 3 \text{Me}_2\text{SO}_4 + \text{Fe}_2\text{O}_3 \rightarrow 2 \text{Me}_3\text{Fe}(\text{SO}_4)_3$
- $2 \text{Me}_3\text{Fe}(\text{SO}_4)_3 + 6 \text{Fe} \rightarrow \frac{3}{2} \text{FeS} + \frac{3}{2} \text{Fe}_3\text{O}_4 + \text{Fe}_2\text{O}_3 + 3\text{Me}_2\text{SO}_4 + \frac{3}{2} \text{SO}_2$

dimana Me adalah logam alkali Na dan K.

### **c. Pengaruh kandungan chlorine**

Faktor lain yang mempengaruhi laju korosi adalah keberadaan chlorine didalam, batubara. Korosi akibat chlorine disebabkan oleh alkali chloride didalam deposit atau bentuk gas HCl.

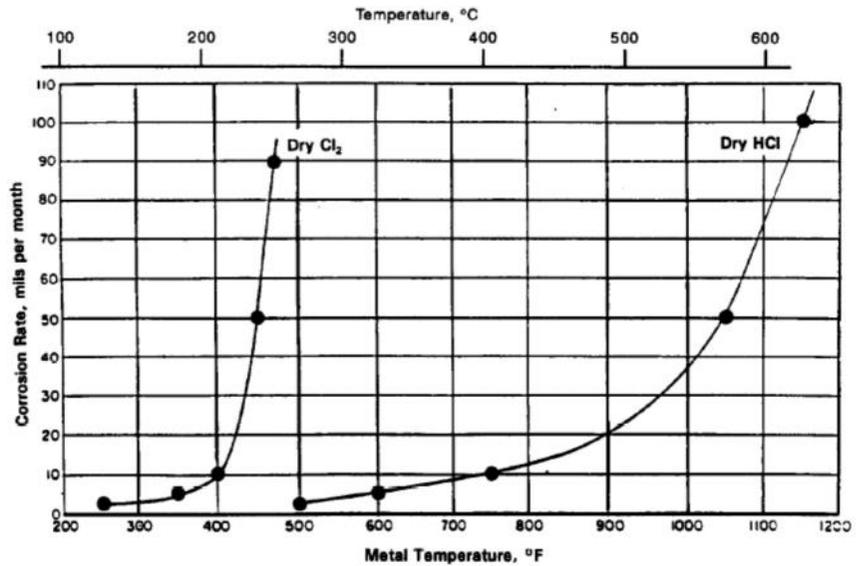
Lapisan alkali sulphate yang terdeposit pada metal melalui reaksi sebagai berikut:

(Raask, 1985):

- $\text{Fe}_2\text{O}_3 + 3 \text{SO}_2 + \frac{1}{2} \text{O}_2 \rightarrow 2 \text{Fe}^{3+} + 3 \text{SO}_4^{2-}$
- $\text{Na}_2^+ + \text{SO}_4^{2-} \rightarrow \text{Na}_2\text{SO}_4$

Hubungan kandungan chloride dan laju korosi adalah hasil dari lepasnya sodium dari NaCl yang terdeposit di permukaan pipa boiler dan membentuk lapisan sulphate yang dapat mengkorosi logam.

Menurut kajian pengaruh alkali sulphate akan tinggi jika kandungan NaCl diatas 0.3% Pengaruh lain dari chlorine adalah pembentukan lapisan  $FeCl_2$  pada kondisi heat fluks yang tinggi (Buhre, 2002).



**Gambar 5.22** Laju korosi baja karbon terhadap chlorine dan HCl sebagai fungsi temperatur (Bryers, 1996)

## Daftar Pustaka

- Babcock & Wilcox Company. (1998), *Supercritical (Once Through) Boiler Technology*, J.W. Smith, Babcock & Wilcox, Barberton, Ohio, USA
- Baxter, et al, (2006) *Towards a CFD-based mechanistic deposit formation model for straw-fired boilers*, Fuel 85, p.833 – 848
- Beer J, (2007). *High efficiency electric power generation: The environmental role*, Progress in Energy and Combustion Science Vol.33 p.107–134, Elsevier, Belanda.
- Black & Veatch, (1996) *Power Plant Engineering*, Springer.US.
- Borio R.W., Levasseur A.A. (1980) *Overview of coal ash deposition in boilers*, Combustion Engineering, inc. 1000 prospect hill road, US.
- Bryers (1996) *Fireside Slagging, Fouling and High Temperature Corrosion of Heat-Transfer Surface Due to Impurities in Steam Raising Fuels*, Progress Energy Combustion Science. Vol.22. p.29-120, Elsevier, Belanda.
- Buhre B.J.P, Gupta R., Richardson R., Sharma A., Spero C., Wall T.,(2002) *PF-Fired Supercritical Boilers: Operational Issues and Coal Quality Impacts*, CCSD. Australia.
- Busekrus, K. (2012) *Case studies on Adoption of Advanced Coal Fired Power Technology in Emerging Economics*, Proceeding of Cleaner and more Efficient Technologies in Rusia, Moskow, Rusia.
- Cahyadi, Yenni W. (2010) *Testing on ash deposition characteristic using boiler simulator*, AMTeQ 2010, LIPI, Indonesia.
- Franke J., Balakrishnan T., Balarathinam V. (2013) *Supercritical Boiler with Low Mass Flux, Vertical Wall Design*, Technical Report, Siemens AG & CETHAR Vessels Limited, Tiruchirapalli, India.
- Harding, N.S., O’connor D.C.(2007) *Ash deposition impacts in the power industry*, Fuel Processing Technology, Vol.88, p.1082-1093. Elsevier, Belanda.
- Henderson J. (1998) *Inorganic Composition of Coal and Ash*, Short Course, USAID
- Henry JF, Fishburn JD, Perrin IJ, Scarlin B, Stamatelo poulos GN, Vanstone R. In: Proceedings of the 29<sup>th</sup> international conference on coal utilization and fuel systems, US DOE, ASME; 2004. p. 1028–42
- Abe N, Matsuda M., Domot K.(2013). *Indonesia’s First Super Critical Subbituminous Coal-Fired Power Plant Commences Operation (815MW Expansion Project for PT Paiton Energy)*,MHI Technical report Vo.50. no.3. Jepang.

- Nielsen S.K., Danesi P., Radhakrisnan, (2012). *Modern Boiler Design*, Technical Report BWE, New Delhi, India.
- PT.PLN Persero. (2015). *Rencana Usaha Penyediaan Tenaga Listrik (RUPTL) Tahun 2015-2024*, PLN, Jakarta, Indonesia.
- Raask, E, (1985) *Mineral Impurities in Coal Combustion: Behavior, Problems and Remedial Measures*. Hemisphere Publishing Corporation, US.
- Shakar A, (2012). *Supercritical Power Generation: Experience, Issue and Future Challenges*, Presentation, New Delhi, India.
- Spliethoff H. (2011). *Power Generation from Solid Fuels*, Springer, NY, US.
- Taler J., Trojan M., Taler D., (2009) *Assessment of Ash Fouling and Slagging in Coal Fired Utility Boiler*, Proceeding of International Conference on Heat Exchanger Fouling and Cleaning VIII, Austria.
- Wang J, Li H, Yu S, Chen T, (2011) *Investigation on the characteristics and mechanisms of unusual heat transfer of supercritical pressure water in vertically-upward tubes*, International Journal of Heat and Mass Transfer, Vo. 54, p.1950-1958, Elsevier, Belanda
- Yamamoto K., Suganuma H., Domoto K, Yamasaki Y, Kanemaki Y, Nakaharai H. (2013) *Design Technology for Supercritical Sliding Pressure Operation Vertical Water Wall Boilers: First report: History of Practical Application and Introduction of Enhanced Rifled Tube*, Technical Review Vol. 50 No. 3, Mitsubishi Heavy Industries, Jepang.

### Tinjauan Keekonomian PLTU Batubara

---

Toorsilo Hartadi

Pembuatan model finansial untuk membahas tentang teknologi superkritikal yang diaplikasikan untuk pembangkit listrik tenaga uap (PLTU) batubara. Teknologi superkritikal merupakan teknologi yang efisien dan rendah emisi. Dengan menggunakan perhitungan pada model finansial dapat diperoleh gambaran mengenai kelayakan finansial pada simulasi keekonomian PLTU sub-kritikal, superkritikal dan ultra superkritikal di Indonesia. Hasil perhitungan dengan menggunakan model finansial menunjukkan bahwa dengan menggunakan target pencapaian IRR (*Interest Rate Return*) sebesar 3% diatas nilai suku bunga yang disepakati, maka pembangunan PLTU batubara dengan teknologi superkritikal sangat menarik dan menguntungkan dibandingkan dengan teknologi sub-kritikal.

#### 6.1 Kriteria Kelayakan PLTU Batubara

Dalam pembangunan suatu PLTU batubara tidak terlepas dari analisa kelayakan agar suatu proyek memungkinkan untuk didanai. PLTU superkritikal secara teknis dan lingkungan sangat menjanjikan. Efisiensi pembangkit yang tinggi berpotensi turunya biaya bahan bakar dan juga berkurangnya beban alat kontrol polusi yang membantu menurunkan biaya kapital pada alat kontrol polusi.

Analisis finansial diperlukan untuk menentukan kriteria ukuran kelayakan suatu proyek. Kriteria ini memberikan gambaran mengenai indikator keberhasilan atau kegagalan suatu proyek. Pada

umumnya kriteria kelayakan yang sering dipakai sebagai indikator keberhasilan atau kegagalan dari suatu proyek yaitu:

- a. Nilai bersih sekarang (*Net Present Value*, NPV)
- b. Tingkat pengembalian modal (*Internal Rate of Return*, IRR)

### 6.1.1 Nilai Bersih Sekarang (*Net Present Value*, NPV)

Perhitungan nilai NPV dapat dituliskan sebagai berikut:

$$N = \sum_{t=1}^n \frac{(P_n - C_n)}{(1 + d)^n} \quad (6.1)$$

dimana:

$P_n$  = total pendapatan kotor tahun ke -n

$C_n$ =total biaya kotor tahun ke-n

$d$  = tingkat diskonto

$(1+d)^n$  = faktor diskonto

$N$ =umur hidup ekonomi

Nilai NPV ini dipengaruhi tingkat diskonto yang digunakan. Ada kecenderungan bahwa makin kecil angka faktor diskonto, akan makin besar NPV yang diperoleh. Kriteria kelayakan NPV ini memberikan indikasi sebagai berikut:

- NPV = 0 proyek layak/dapat diterima, semakin tinggi NPV semakin baik
- NPV < 0 proyek tidak layak/tidak dapat diterima

### 6.1.2. Tingkat Pengembalian (*Internal Rate of Return*, IRR)

Tingkat pengembalian atau IRR dari suatu investasi dapat didefinisikan sebagai tingkat suku bunga ( $i$ ) yang menyebabkan nilai ekuivalen biaya atau investasi sama dengan nilai ekuivalen penerimaan (keuntungan).

Metode mencari IRR diperlukan perhitungan agar mendapatkan NPV sama dengan nol. Metode yang sering digunakan adalah dengan interpolasi yang didasarkan pada perhitungan faktor diskonto

terkecil dan terbesar. Secara matematis rumusnya dapat dituliskan sebagai berikut:

$$I_i = i_1 + \Delta i \left( \frac{AK_{i1}}{AK_{i2} - AK_{i1}} \right) \quad (6.2)$$

dimana  $i_1$  = bunga modal terendah

$\Delta i$  = Selisih bunga modal terendah dan tertinggi

$AK_{i1}$  = arus kas pada bunga terendah

$AK_{i2}$  = arus kas pada bunga tertinggi

Perhitungan IRR dilakukan dengan mengasumsikan bahwa semua pendapatan dari proyek dianggap diinvestasikan kembali pada tahun berikutnya. Padahal dalam kenyataannya tidaklah demikian. Seringkali keuntungan yang diperoleh selain untuk investasi kembali, sebagian dipakai untuk kepentingan lain seperti untuk pembagian dividen, dan lain-lainnya.

Kriteria kelayakan IRR ini memberikan indikasi sebagai berikut:

IRR + margin > tingkat suku bunga (i) → proyek layak/diterima

IRR + margin < tingkat suku bunga (i) → proyek tidak layak/tidak diterima

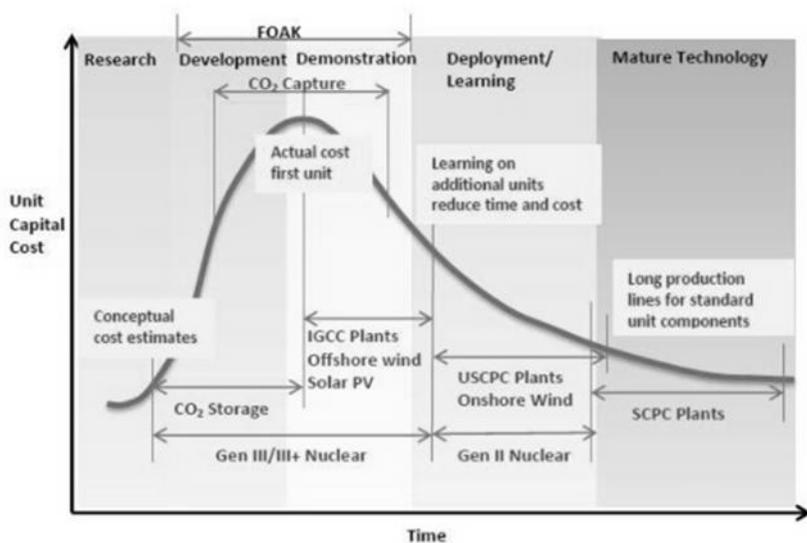
## 6.2 Faktor Yang Berpengaruh pada Nilai Kapital PLTU Batubara

Dalam perhitungan analisa finansial, nilai kapital suatu PLTU perlu diketahui. Secara umum, nilai kapital akan dipengaruhi oleh beberapa faktor yaitu: teknologi PLTU yang digunakan, kondisi pasar komoditas yang terkait, biaya tenaga kerja di suatu negara dan kebijakan pemerintah.

### 6.2.1 Efek kurva teknologi

Dalam pengembangan teknologi dikenal kurva teknologi dimulainya teknologi itu lahir dari hasil penelitian dan pengembangan (R&D), kemudian masuk tahapan pembuatan skala demo plant dan

komersialisasi, sehingga menjadi masuk ke tahap teknologi menuju persiapan dan pembelajaran operasi (*deployment, learning*), dan terakhir tahapan penerapan secara komersial (*long operation production, mature technology, commercial running*). Perjalanan kurva mulai dari awal hingga tahap penerapan secara komersial sangat berhubungan dengan biaya kapital seperti ditunjukkan dalam Gambar 6.1. Biaya kapital paling tinggi jika tahapan teknologi yang masih dalam tahap demonstrasi proyek menuju komersial. Pada unit berikutnya biaya pembelajaran akan cenderung menurun menjadi 30% pada tahap teknologi menuju persiapan menuju operasi secara komersial dan turun kembali menjadi 10-20% apabila telah masuk ke tahap teknologi yang telah terbukti (*mature technology*) dan kemudian menjadi datar.

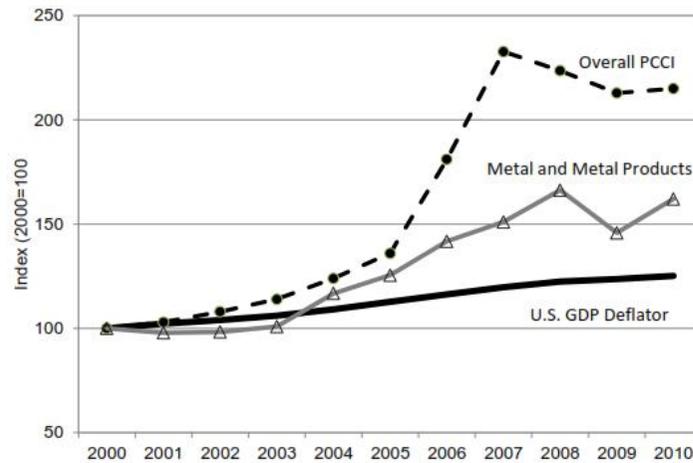


**Gambar 6.1** Pengaruh kurva teknologi terhadap biaya kapital (Rong, 2012)

### 6.2.2 Pasar komoditas

Pengaruh berikutnya adalah bahan material PLTU seperti baja, semen, dan lainnya. Pada tahap teknologi yang sudah dewasa, biaya kapital akan sangat dipengaruhi oleh bahan material. Gambar 6.2

menunjukkan perubahan produk komoditas metal mempengaruhi indeks nilai kapital PLTU (PCCI).



**Gambar 6.2** Tipikal pengaruh biaya kapital PLTU yang terkoreksi akibat harga komoditas logam di US (Rong, 2012)

### 6.2.3 Pengaruh biaya tenaga kerja

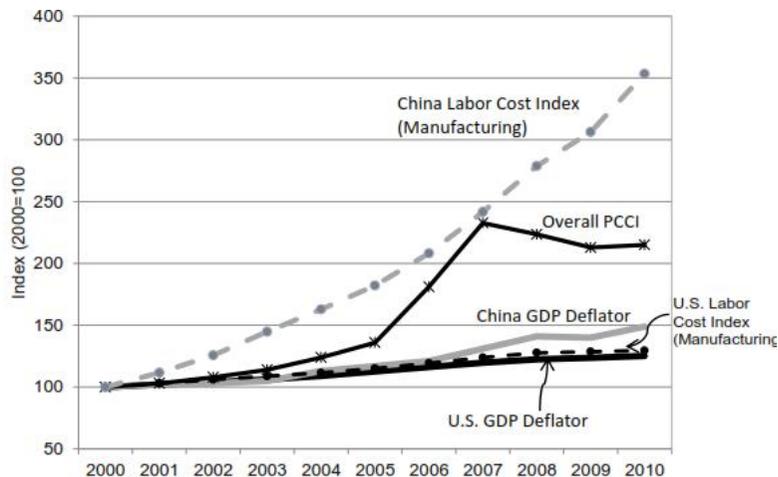
Peningkatan biaya tenaga kerja mempengaruhi secara langsung biaya kapital. Kontribusi yang besar terutama pada biaya profesional atau tenaga kerja terlatih yang terlibat pada proses EPC. Gambar 6.3 menunjukkan indeks biaya tenaga kerja di US dan Cina selama dekade terakhir. Selama satu dekade terjadi kenaikan inflasi 27% dan pada periode yang sama biaya manufaktur juga meningkat hingga 31%. Biaya tenaga kerja di Cina meningkat 3 kali lipat selama dekade terakhir.

Sementara itu di Indonesia kenaikan Upah Minimum Regional (UMR) yang terus meningkat dapat mendorong kenaikan biaya kapital yang harus dibayarkan pada pembangunan pembangkit. Sehingga estimasi kenaikan Upah Minimum Regional (UMR) seharusnya dapat diprediksikan dengan memperhitungkan nilai inflasi nasional (IDR) dan pertumbuhan ekonomi nasional.

Pada Model Finansial yang digunakan adalah asumsi sesuai dengan Biaya O&M termasuk *Fixed* dan *Variabel O&M*. Biaya O&M tersebut juga diasumsikan mengalami kenaikan setiap tahunnya yang tergantung dari besaran porsi lokal dan porsi asing. Dimana untuk porsi lokal akan dikalikan dengan indeks inflasi IDR dan untuk porsi asing akan dikalikan dengan indeks inflasi USD.

#### 6.2.4 Pengaruh kebijakan atau intervensi pemerintah

Kebijakan pemerintah diantaranya peraturan pemerintah yang ketat dalam lingkungan baik itu limbah gas padat dan cair akan sangat mempengaruhi biaya kapital PLTU. Sebagai contoh, peraturan yang ketat dalam baku mutu emisi partikulat, gas NO<sub>x</sub> dan SO<sub>2</sub>, akan menaikkan biaya kapital PLTU, karena PLTU harus dilengkapi dengan alat kontrol polusi seperti ESP, de-NO<sub>x</sub> dan Scrubber agar emisinya dibawah baku mutu.

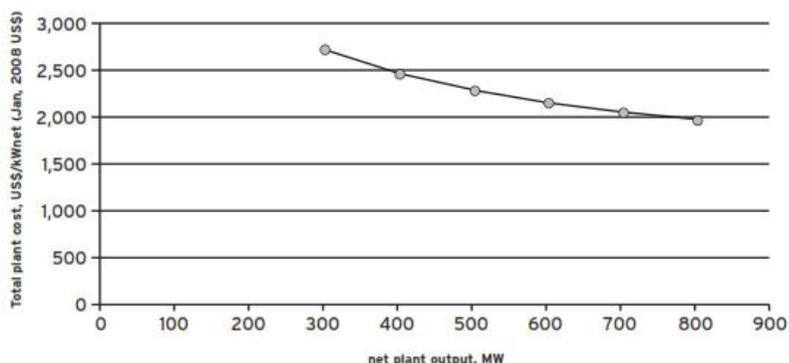


**Gambar 6.3** Tipikal pengaruh kenaikan biaya tenaga kerja terhadap kapital PLTU di US dan Cina (Rong, 2012)

Selain itu kesepakatan dalam menentukan tarif dalam PPA (*Power Purchase Agreement*) juga diatur dalam Surat Peraturan Menteri (Permen) ESDM Nomor 03 Tahun 2015 yang dapat digunakan sebagai referensi dalam melakukan negosiasi dan kontrak.

## 6.2.5 Kapasitas PLTU

Salah satu faktor yang mempengaruhi biaya kapital adalah kapasitas PLTU. Semakin besar kapasitas PLTU, maka biaya kapital per  $kW_{net}$  akan semakin rendah. Gambar 6.4 menunjukkan pengaruh kapasitas PLTU sub-kritikal di US terhadap biaya kapital PLTU/ $kW_{net}$ .



**Gambar 6.4** Pengaruh kapasitas PLTU sub-kritikal di US terhadap biaya kapital PLTU/ $kW_{net}$  (Pauschert, 2009).

Meskipun demikian penggunaan database yang memuat data tentang harga kontrak pembangunan PLTU Batubara di Indonesia dapat dijadikan acuan yang lebih akurat mengenai estimasi biaya pembangunan PLTU Batubara per  $W_{net}$ .

## 6.3 Kajian keekonomian PLTU

Krisis energi sebagai akibat fluktuasi harga bahan bakar minyak dan bahan bakar lainnya termasuk gas alam dan batubara telah mendorong masyarakat internasional untuk mempertimbangkan penerapan teknologi baru yang dapat menghemat pemakaian (konsumsi) energi. Selain itu tuntutan terhadap pengurangan emisi memicu pula kesadaran untuk lebih mempertimbangkan penerapan teknologi ramah lingkungan yang dapat menurunkan emisi yang dapat berdampak pada perubahan iklim global.

Penggunaan teknologi yang efisien dan rendah emisi dapat mendukung kegiatan produktif yang telah ada dan menjadi titik masuk untuk mengembangkan kegiatan produktif baru sehingga dapat meningkatkan nilai tambah bagi perekonomian nasional serta berkontribusi pada pertumbuhan ekonomi nasional yang peduli lingkungan.

Penerapan teknologi superkritikal pada PLTU Batubara dapat dilakukan analisa keekonomian melalui pembuatan model finansial. Hasil perhitungan menggunakan model finansial tersebut dapat memberikan gambaran terhadap besaran nilai penghematan konsumsi energi dan tarif yang layak untuk pembangunan pembangkit skala besar dengan menggunakan teknologi superkritikal. Nilai tambah tersebut tercermin pada penetapan tarif maupun tarif *passthrough* yang lebih memberikan nilai keekonomian dibandingkan dengan menggunakan teknologi yang konvensional. Perhitungan dalam model finansial ini hanya mempertimbangkan parameter dan batasan yang terkait dengan keekonomian dan tidak memasukkan perhitungan berdasarkan pengurangan emisi yang juga dapat diperoleh dengan mengaplikasikan teknologi superkritikal tersebut.

### **6.3.1 Aplikasi teknologi superkritikal pada tipe Model PLTU Batubara**

Teknologi superkritikal yang diaplikasikan pada pembangkit listrik tenaga uap (PLTU) batubara dengan kapasitas 660 MW sampai dengan 1000 MW dapat disimulasikan berdasarkan tipe dan kapasitas pembangkitan dengan menggunakan data-data teknis yang aktual.

Simulasi Tipe PLTU I kapasitas 660MW superkritikal:

Kapasitas pembangkit 660 MW dengan efisiensi boiler 84% serta *Net Turbine Heat Rate* (NTHR) sebesar 1.852 kcal/kWh, maka diperoleh *Gross Plant Heat Rate* (GPHR) 2.204,7 kcal/kWh dengan *Gross Plant Efficiency* 39.0%. Selanjutnya dengan memperhitungkan konsumsi pemakaian sendiri berupa *Auxilliary*

*Power (Inhouse Power)* sebesar 46,2 MW maka NPHR dapat dihitung sebesar 2.371 kcal/kWh.

Simulasi Tipe PLTU II kapasitas 660 MW sub kritisal:

Sama dengan PLTU I yang berkapasitas 660 MW dimana efisiensi boiler 84% dan NTHR sebesar 1.945 kcal/kWh, maka GPHR dihitung sebesar 2.315,6 kcal/kWh dengan *Gross Plant Efficiency* 37.0%. Dalam melakukan simulasi ini konsumsi pemakaian sendiri diasumsikan sama dengan simulasi untuk PLTU dengan kapasitas yang sama sebesar 46,2 MW, sehingga hasil perhitungan untuk menghitung dan membandingkan karakteristik pembangkit dengan aplikasi teknologi superkritisal dapat ditelusuri. Hasil perhitungan *Net Plant Heat Rate* (NPHR) adalah 2.490 kcal/kWh.

Simulasi Tipe PLTU III kapasitas 800 MW superkritisal:

Asumsi untuk efisiensi boiler ditentukan sebesar 84%. Apabila dihitung bahwa untuk pembangkit dengan kapasitas 800 MW ini diperoleh hasil perhitungan bahwa NTHR sebesar 1.842 kcal/kWh. Sehingga GPHR dihitung sebesar 2.192,6 kcal/kWh dengan *Gross Plant Efficiency* 39.2%. Perhitungan terhadap konsumsi pemakaian sendiri sebesar 56 MW, maka NPHR sebesar 2.358 kcal/kWh.

Simulasi Tipe PLTU IV kapasitas 1000 MW dengan ultra superkritisal:

Berdasarkan pada desain untuk pembangkit teknologi superkritisal dengan kapasitas 1000 MW dimana efisiensi boiler diasumsikan sama sebesar 84%, maka hasil perhitungan simulasi diperoleh NTHR sebesar 1.814 kcal/kWh. GPHR dihitung sebesar 2.159,5 kcal/kWh dimana *Gross Plant Efficiency* 39.8%. Asumsi terhadap konsumsi pemakaian sendiri (*Inhouse Power*) adalah sebesar 70 MW. Sehingga NPHR menjadi 2.322 kcal/kWh.

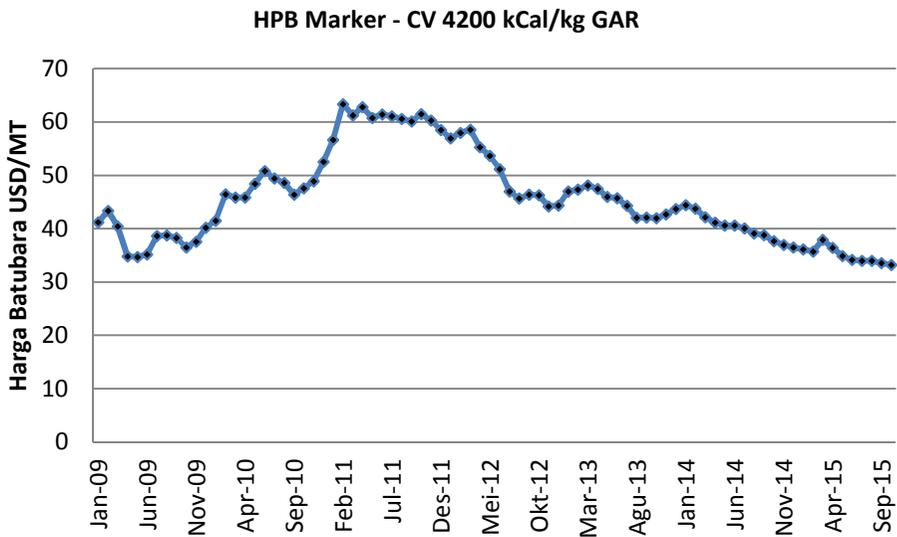
### **6.3.2 Batubara Desain untuk Model Finansial**

Persyaratan yang harus dipenuhi untuk menjamin kelangsungan operasi pembangkit listrik tenaga uap (PLTU) berbahan bakar

batubara adalah penyediaan pasokan batubara untuk jangka panjang yang dituangkan dalam *Fuel Supply Agreement* (FSA) melalui kesepakatan jangka panjang atau jangka menengah dengan produsen batubara. Kesepakatan tersebut tertuang pada FSA yang akan melindungi pengadaan batubara dari ketersediaan untuk jangka tertentu dan fluktuasi harga yang terlalu cepat.

Pemilihan pasokan batubara untuk jangka panjang harus memenuhi beberapa kriteria diantaranya adalah ketersediaan batubara desain setelah *Commercial Operation Date* (COD) selama masa operasi pembangkitan (*Plant lifetime*), karakteristik batubara yang sesuai dengan spesifikasi batubara desain sehingga dapat menjamin kinerja (*performance guarantee*), serta alternatif pasokan apabila terjadi gangguan pasokan batubara. Pasokan jangka panjang dapat menjamin penggunaan bahan bakar batubara yang sesuai dengan batubara desain untuk boiler yang digunakan selama masa operasi. Pemilihan sumber batubara ditentukan dengan menggunakan rentang yang diperbolehkan oleh desainer boiler batubara sebagai bahanbakarnya.

Batubara disain yang dipilih termasuk batubara peringkat rendah dengan nilai kalor  $\pm 4.200$  kcal/kg. Pada Gambar 6.5 tampak bahwa untuk rentang waktu (periode) tahun 2009 sampai dengan tahun 2015, harga batubara telah mengalami fluktuasi yang cukup lebar dengan harga tertinggi mencapai USD 63,34/ton pada bulan februari 2011 atau sebesar 191% disbanding dengan harga batubara dengan HPB Marker pada bulan Oktober 2015 yaitu sebesar USD 33,19/ton untuk batubara marker dengan nilai kalor 4.200 kcal/kg (a.r.).



**Gambar 6.5** Harga Patokan Batubara (HPB) Marker untuk Batubara dengan nilai kalor (CV) 4.200 kcal/kg periode 2009-2015

Model perhitungan untuk finansial ini menggunakan asumsi spesifikasi desain batubara dengan nilai kalor sebesar 4.127 kcal/kg (a.r.) dan kandungan air sebesar 40% (a.r.). Asumsi harga batubara menggunakan HBA (Harga Batubara Acuan) dan HPB (Harga Patokan Batubara) bulan Oktober 2015 yang diterbitkan oleh Ditjen Minerba, Kementerian ESDM. Harga Batubara Acuan (HBA) untuk bulan Oktober dengan nilai kalor 6322 kcal/kg (GAR), kandungan air 8 % (a.r.), kandungan sulfur 0,8 % (a.r.) serta kandungan abu sebesar 15% (a.r.) adalah sebesar USD 57,39 per ton (FOB Vessel). Sedangkan Harga Patokan Batubara Marker dengan batubara kualitas tipikal nilai kalor 4.200 kcal/kg, kandungan air 35 % (a.r.), kandungan sulfur 0,18 % (a.r.) serta kandungan abu sebesar 3,90% (a.r.) sebesar USD 33,19 per ton.

Berdasarkan Formula Harga Patokan Batubara Steam (Thermal) dengan HBA (Harga Batubara Acuan) dalam kesetaraan Nilai kalor 6.322 kcal.kg GAR sebesar USD 57,39/ton serta HPB (Harga Patokan Batubara) Marker untuk batubara dengan nilai kalor 4.200 kcal/kg (a.r.) dengan harga patokan USD 33,19/ton, maka Asumsi

terhadap harga koreksi batubara yang digunakan dalam perhitungan model finansial ini menggunakan batubara dengan nilai kalor 4.127 kcal/kg, dengan kandungan air 40% (a.r.), kandungan sulfur 0,17% (a.r.) dan abu 2,14% (a.r.), maka akan diperoleh Harga Asumsi Batubara Koreksi sebesar USD 31,89/ton.

**Tabel 6.1** Asumsi Harga Batubara untuk Model Finansial berdasarkan Harga Patokan Batubara (HPB) bulan Oktober 2015

No.	Batubara Marker LRC	CV (kcal/kg)	TM (%)	Sulfur (%)	Abu (%)	HPB FOB (Oktober 2015) USD/ton
1	HPB Marker I (8)	4200	35	0.18	3.90	33.19
2	HPB Marker II (67)	4200	32	0.50	6.00	32.36
3	HPB Marker III (68)	4200	33	1.75	6.00	26.93
4	HPB Marker IV (69)	4000	38	0.50	6.00	28.60
5	<b>Batubara Desain Model Finansial</b>	<b>4127</b>	<b>40</b>	<b>0.07</b>	<b>2.14</b>	<b>31.89</b>

### 6.3.3 Biaya Bahan bakar

Biaya bahan bakar dihitung menggunakan desain pembangkit yang diwujudkan pada besaran NPHR. Bahan bakar ditetapkan berdasarkan spesifikasi batubara yang akan digunakan sebagai bahan bakar pasokan untuk pembangkit yang akan didesain yaitu batubara desain dengan spesifikasi Nilai Kalori 4.127 kcal/kg, dengan kandungan air 40% (a.r.), kandungan sulfur 0,17% (a.r.) dan abu 2,14% (a.r.).

Asumsi yang digunakan pada perhitungan model finansial ini adalah menggunakan Harga Patokan Batubara (HPB) bulan Oktober 2015 untuk tipe batubara dengan Nilai Kalori 4.200 kcal/kg. Kemudian Harga Asumsi Batubara koreksi yang digunakan adalah berdasarkan batubara desain adalah sebesar USD 31,89/ton.

**Tabel 6.2** Biaya Bahan Bakar tergantung dari Tipe dan Kapasitas Pembangkit

<b>Simulasi Pembangkit</b>	<b>Kapasitas (MW)</b>	<b>Auxilliary (MW)</b>	<b>GPHR (kcal/kg)</b>	<b>NPHR (kcal/kg)</b>	<b>Biaya Bahan bakar (Fuel Cost) Cent USD</b>
PLTU I Supercritical	660	46.2	2204.7	2371	1.83
PLTU II Subcritical	660	46.2	2315.6	2490	1.92
PLTU III Supercritical	800	56.0	2192.6	2358	1.82
PLTU IV Ultra-Supercritical	1000	70.0	2159.5	2322	1.79

### 6.3.4 Struktur Biaya Investasi

Struktur biaya investasi yang digunakan dalam pembuatan model finansial ini berkaitan dengan seluruh komponen biaya investasi pada proyek pembangunan pembangkit sesuai dengan kapasitasnya, termasuk biaya EPC dan biaya pengembangan proyek pembangunan.

Struktur biaya investasi dapat diklasifikasikan dalam komponen biaya berikut:

1. Biaya Pengembangan Proyek

Biaya Pengembangan termasuk pengadaan lahan yang harus dilakukan pada tahap awal sebelum Kontrak EPC disepakati. Selain itu biaya-biaya yang harus dikeluarkan pada tahap awal pengembangan proyek adalah studi dan kajian, perijinan dan lisensi. Sedangkan yang harus dilakukan pada saat konstruksi adalah supervisi dan biaya lainnya yang timbul akibat proyek ini.

2. Biaya Pembangunan EPC

Perhitungan biaya EPC adalah estimasi terkait dengan pemilihan teknologi dan pelaksanaan pembangunan sesuai dengan kontrak EPC yang menjamin proses berlangsungnya pembangunan pembangkit sesuai dengan garansi kinerja

(*performance guarantee*) serta kehandalan (*reliability and availability*) pembangkit. Prinsip dari kontrak EPC adalah *single responsibility* dan *High Reliability*.

3. Biaya Pendukung yang dikaitkan dengan *site specifics*. Biaya pendukung (*Soft Cost*) termasuk biaya-biaya yang dapat dimasukkan dalam kontrak EPC. Semua pengeluaran terkait dengan pembangunan, termasuk biaya habis pakai yang diperlukan untuk operasi sebelum COD (*Commercial Operating Date*).
4. Selain itu biaya yang juga diperhitungkan adalah biaya selama masa konstruksi (*IDC–Interest During Construction*) dan *Working Capital*.
5. Biaya Transmisi dipisahkan dari biaya EPC, meskipun biaya ini dapat pula dimasukkan dalam Kontrak EPC. Pemisahan ini adalah untuk mempercepat proses pembangunan transmisi dimana banyak perusahaan lokal yang mampu mengerjakan proyek pembangunan transmisi.

Biaya-biaya lain terdiri dari pajak terhadap peralatan utama yang masih harus diimpor dan pajak-pajak terhadap barang dan jasa di dalam negeri (lokal). Bea masuk dikenakan untuk impor peralatan utama 5%-10%. Bea Masuk ini dapat direduksi untuk mendapatkan keringanan dari pemerintah mengajukan *Master List* yang disetujui oleh BKPM untuk keperluan impor investasi peralatan mesin produksi listrik. Pengajuan *Master List* dilakukan dan disetujui oleh BKPM (sebelumnya persetujuan ada di Dirjen Bea Cukai).

### **6.3.5 Biaya Pengembangan Proyek**

Biaya yang diperlukan untuk Pengembangan Proyek diperlukan untuk mempersiapkan proyek sebelum dilakukan pembangunan dan pada saat konstruksi. Biaya Pengembangan diantaranya adalah:

- Pengadaan Lahan (*land acquisition*)
- Kajian dan Studi termasuk Studi Kelayakan (*Feasibility Study*)
- Perijinan (*Permits*) dan License
- Supervisi
- Biaya Lainnya

Biaya pengembangan dikelola untuk mempersiapkan pelaksanaan proyek serta melakukan pengawasan selama proyek berjalan. Pengeluaran tahap awal sebelum disepakati Kontrak EPC, diantaranya adalah pengadaan lahan, kajian dan studi kelayakan serta persiapan untuk masalah perijinan dan lisensi yang diperlukan dalam proses pembangunan dan operasi pembangkit.

### **6.3.6 Biaya EPC**

Biaya EPC merupakan harga atau biaya yang disepakati untuk membangun pembangkit sesuai dengan desain yang telah disepakati sebagai dasar untuk menghitung biaya yang ditawarkan oleh pihak kontraktor EPC dan untuk mendapatkan persetujuan melalui tahapan negosiasi.

Biaya pembangunan yang dituangkan dalam kontrak EPC mencakup :

- a. Pekerjaan desain dan enjiniring;
- b. Pengadaan peralatan utama (*Main Equipments*) dan kelengkapannya (*assesories*) serta utilitas untuk operasi pembangkit sesuai dengan garansi terhadap kinerja (*Performance Guarantee*) yang disepakati dalam Kontrak EPC; serta
- c. Pekerjaan konstruksi termasuk biaya transportasi (*marine and landtransportations*), asuransi (*insurance*) dan pekerjaan sipil (*land preparation, cut and fill, foundation, pilling, upper-structure*).
- d. Pekerjaan lainnya yang terkait dengan *single responsibility* untuk jaminan terhadap *performance guarantee* termasuk melakukan *Testing* dan *Commissioning*.

### **6.3.7 Asumsi Biaya Investasi untuk Model Finansial**

Asumsi terhadap besaran Biaya EPC untuk pembangkit dengan kapasitas 660 MW adalah sebesar USD 792 juta, dan pembangkit dengan kapasitas 800 MW adalah sebesar USD 880 juta serta untuk pembangkit dengan kapasitas 1000MW adalah sekitar USD 1.000 juta Sehingga total investasi diluar biaya selama masa konstruksi (IDC) dan Working Capital untuk pembangkit PLTU Batubara dengan kapasitas 660 MW (superkritikal) adalah sebesar USD 891 juta, PLTU kapasitas

660 MW (sub-kritikal) sebesar USD 853,88 juta, sedangkan untuk kelas pembangkit dengan kapasitas 800MW (superkritikal) adalah USD 990 juta dan pembangkit skala besar dengan kapasitas pembangkitan sebesar 1000MW (ultra superkritikal) adalah USD 1.125 juta.

**Tabel 6.3** Biaya bahan bakar tergantung dari tipe dan kapasitas pembangkit

	<b>Tipe Pembangkit</b>	<b>Capacity (MW)</b>	<b>Biaya EPC (USD)</b>	<b>Biaya Pengembangan (USD)</b>	<b>Total Investasi (tidak termasuk IDC dan Working Capital)</b>
1	<b>PLTU I Supercritical</b>	660	792,000,000.	99,000,000.	\$ 891,000,000.
2	<b>PLTU II Subcritical</b>	660	759,000,000.	94,875,000.	\$ 853,875,000.
3	<b>PLTU III Supercritical</b>	800	880,000,000.	110,000,000.	\$ 990,000,000.
4	<b>PLTU IV Ultra-Supercritical</b>	1000	1,000,000,000	125,000,000.	\$ 1,125,000,000.

### 6.3.8 Parameter Model Finansial

Model finansial didesain dengan menggunakan parameter finansial dan teknis serta asumsi-asumsi yang diturunkan dari perhitungan data actual. Selain itu biaya investasi untuk masing-masing tipe pembangkitan dengan variasi kapasitas dari 660 MW, 800 MW dan 1.000 MW juga dihitung menggunakan asumsi biaya EPC dan biaya lainnya, termasuk IDC (*Interest During Construction*), Working Capital dan Biaya Pengembangan dan Biaya Pendukung dalam kurun umur pembangkitan (plant lifetime) sesuai dengan skema bisnis yaitu 70% debt dan 30% ekuiti.

Penentuan umur pembangkitan adalah mengacu pada asumsi yang terdapat pada Lembar Lampiran Peraturan Menteri (Permen) ESDM nomor 03 Tahun 2015 pada butir 2 tentang Tarif Pembangkit Listrik Tenaga Uap (PLTU) Batubara Non Mulut Tambang yaitu selama 25 tahun. Selain itu asumsi mengenai faktor ketersediaan

(*availability factor*) juga diasumsikan sesuai dengan Permen ESDM 03 tahun 2015 sebesar 80%.

Hasil yang diperoleh dari perhitungan dengan menggunakan Model Finansial untuk masing-masing Tipe Pembangkit dengan kapasitas dari 660 MW, 800 MW dan 1000 MW yang menggunakan teknologi Superkritikal, dapat dilihat pada Tabel berikut:

**Tabel 6.4** Tarif Listrik dengan asumsi tercapainya IRR sebesar 3% diatas Interest Rate (sukubunga USD)

<b>Tipe Pembangkit</b>	<b>Kapasitas (MW)</b>	<b>Tarif (cent USD)</b>	<b>Passthrough Tahun ke-01 (cent USD)</b>	<b>Passthrough Tahun ke-11 (cent USD)</b>
<b>PLTU I Supercritical</b>	660	6.59	5.11	5.92
<b>PLTU II Subcritical</b>	660	6.89	5.11	5.92
<b>PLTU III Supercritical</b>	800	6.59	4.77	5.53
<b>PLTU IV Ultra-Supercritical</b>	1000	6.22	4.43	5.13

Hasil perhitungan model ini adalah menggunakan dasar pencapaian IRR (*Interest Rate Return*) selama 25 tahun operasi dengan nilai 3% diatas nilai interest (suku bunga) yang ditetapkan dalam bentuk pinjaman dengan tenor (masa pinjaman) selama 10 tahun.

Investasi terhadap pembangunan pembangkit listrik tersebut tetap dianggap menarik apabila telah memenuhi kaidah kelayakan secara finansial untuk jangka waktu umur pembangkitan (*plant lifetime*). Investasi di pembangkitan adalah termasuk investasi jangka panjang (*long term investment*) maupun investasi jangka menengah (*medium term investment*).

Perhitungan tarif menggunakan perhitungan berdasarkan komponen-komponen tarif yang telah ditetapkan. Komponen A

**Tabel 6.5** *Passthrough* pada Tahun ke-01  
(Tahun Pertama)

<b>Tipe Pembangkit</b>	<b>Kapasitas</b>	<b>Passthrough Tahun ke-01 (cent USD)</b>	<b>Biaya O&amp;M (Fixed &amp; Variable) Tahun ke-01 (cent USD)</b>	<b>Biaya Bahan bakar Tahun ke-01 (cent USD)</b>
PLTU I Supercritical	660	4.77	0.68	1.83
PLTU II Subcritical	660	4.94	0.68	1.92
PLTU III Supercritical	800	4.77	0.68	1.82
PLTU IV Ultra-Supercritical	1000	4.43	0.68	1.79

**Tabel 6.6** *Passthrough* pada Tahun ke-11

<b>Tipe Pembangkit</b>	<b>Kapasitas</b>	<b>Passthrough Tahun ke-11 (cent USD)</b>	<b>Biaya O&amp;M (Fixed &amp; Variable) Tahun ke-11 (cent USD)</b>	<b>Biaya Bahan bakar Tahun ke-11 (cent USD)</b>
PLTU I Supercritical	660	5.53	0.97	2.16
PLTU II Subcritical	660	5.73	0.97	2.23
PLTU III Supercritical	800	5.53	0.97	2.11
PLTU IV Ultra-Supercritical	1000	5.13	0.97	2.08

dihitung berdasarkan nilai penyusutan ditambah dengan biaya bunga dan dipotong dengan pajak dan bea termasuk pajak perusahaan. Sedangkan komponen B dan D dihitung menggunakan asumsi terhadap biaya-biaya untuk operasi dan pemeliharaan baik yang tetap maupun variable. Sedangkan komponen C yang merupakan biaya bahan bakar, dihitung dengan menggunakan desain pembangkit yang diwujudkan pada besaran NPHR. Harga batubara mengacu pada HBA pada bulan Oktober 2015 untuk tipe

batubara dengan nilai kalor 4.127 kcal/kg. Komponen E sebagai biaya transmisi yang dihitung secara rata untuk mentransmisikan listrik dari pembangkit ke pusat beban, tidak dimasukkan dalam perhitungan. Komponen E sangat tergantung dengan lokasi dan kondisi sistem kelistrikan yang telah terpasang.

Apabila mengacu pada perhitungan kontrak atau PPA (*Power Purchase Agreement*) yang tidak memperhitungkan biaya bahan bakar, maka dapat diperoleh hasil perhitungan dengan nilai *passthrough*, dimana biaya bahan bakar dikeluarkan dari kesepakatan tarif. Tabel berikut menunjukkan perkembangan dan kenaikan tarif *passthrough* pada tahun Pertama dan tahun ke-11.

### **6.3.9 Analisa Finansial Penerapan Teknologi Superkritikal pada PLTU Batubara**

Hasil perhitungan dengan menggunakan model finansial menunjukkan bahwa dengan menggunakan target capaian yaitu IRR sebesar 3% diatas nilai suku bunga yang disepakati, maka pembangunan PLTU batubara dengan teknologi superkritikal sangat menarik dan menguntungkan untuk umur PLTU selama 25 tahun.

Hasil perhitungan pada PLTU batubara dengan teknologi superkritikal menunjukkan bahwa tarif lebih rendah daripada PLTU batubara dengan teknologi konvensional (sub-kritikal). Biaya investasi pada PLTU batubara dengan teknologi sub-kritikal lebih rendah, tetapi dengan perhitungan kompensasi biaya operasi selama 25 tahun menunjukkan bahwa masih tetap lebih murah apabila menggunakan teknologi superkritikal. Meskipun peningkatan tingkat kesulitan dalam mengoperasikan PLTU batubara dengan teknologi superkritikal belum sepenuhnya dikuasai oleh *operator* untuk O&M di Indonesia. Demikian pula tampak bahwa perbedaan tersebut tarif tersebut tidak terlalu signifikan.

Tarif yang diperoleh dari perhitungan tersebut adalah tarif dengan asumsi-asumsi yang moderat dimana masih dapat diturunkan apabila kelayakan tersebut dapat diperoleh dengan menyatakan bahwa IRR target adalah sebesar 3% diatas WACC (*discount factor*) dan bukan menggunakan basis suku bunga (*interest rate*) yang berlaku. Selain itu *interest rate* yang digunakan adalah dengan memperhitungkan *country risk* yang cukup tinggi.

Penyesuaian terhadap parameter-parameter finansial tersebut dapat meningkatkan nilai margin yang lebih besar. Selain itu secara teknis penerapan teknologi superkritikal memang menjadikan proses pembakaran batubara menjadi lebih efisien. Akibatnya akan terjadi penghematan biaya bahan bakar dan biaya operasi untuk jangka panjang (selama umur PLTU).

Faktor lain yang dapat menurunkan tarif ataupun tarif *passthrough* adalah besaran nilai investasi. Asumsi yang digunakan masih berdasarkan asumsi pada proyek pembangkitan sejenis yang akan dibangun dan ditawarkan kepada investor di Indonesia. Pengurangan dan optimasi terhadap biaya investasi akan menyebabkan biaya komponen A juga akan turun. Sehingga tarif ataupun tarif *passthrough* juga akan lebih rendah.

Analisa sensitifitas dapat diterapkan pada kenaikan dan penurunan biaya EPC maupun biaya total investasi termasuk volatilitas terhadap fluktuasi nilai tukar mata uang, inflasi nasional maupun regional serta kesepakatan terhadap kenaikan tarif setiap tahun atau periodik sesuai dengan kesepakatan. Demikian pula pada fluktuasi harga bahan bakar batubara dapat dimasukkan dalam analisa sensitifitas tersebut.

## **6.4 Penutup**

Faktor yang mempengaruhi keunggulan dalam penerapan teknologi superkritikal pada PLTU batubara skala besar sangat ditentukan oleh efisiensi yang dihasilkan dari konsumsi energi untuk

membangkitkan daya listrik (NPHR). Meskipun demikian, efisiensi tersebut masih banyak dipengaruhi oleh beberapa parameter teknis, sehingga besaran nilai penghematan ataupun peningkatan nilai keekonomian sangat tergantung dari kemampuan teknis desain pembangkitan.

Parameter finansial maupun asumsi keekonomian yang akan dicapai lebih dipengaruhi oleh skema bisnis dan kesepakatan lainnya, baik dengan pihak pemberi pinjaman (*lender*) maupun pihak pembeli (*off-taker*) yang akan dituangkan dalam kesepakatan (*agreement*).

Potensi lainnya yang belum dihitung adalah faktor penurunan emisi dengan menggunakan teknologi superkritikal untuk PLTU batubara skala besar. Perhitungan penurunan emisi yang dikaitkan dengan nilai keekonomian akan menjadi isu yang menarik untuk masa depan. Isu lingkungan dan emisi akan mempengaruhi kebijakan pembangunan dan pengembangan pembangkit yang menggunakan bahan bakar batubara kedepannya.

## Daftar Pustaka

- Abassi A., Kamal M. (2014) *Coal-fired Power Generation in Pakistan: A Policy Paper*, SDPI (Sustainable Development Policy Institute), Pakistan.
- Black & Veatch, (2012) *Cost and Performance Data for Power Generation*, Cost Report for Technologies National Renewable Energy Laboratory, Washington DC, US.
- Detik(2012)<http://finance.detik.com/read/2012/10/18/112643/2065834/1034/pltu-cirebon-1x660-mw-telan-investasi-rp-76-triliun>
- PLN (2015) <http://www.pln.co.id/blog/pltu-paiton-3-resmi-beroperasi/>
- Pauschert D. (2009) *Study of Equipment Prices in the Power Sector*, Technical Paper 122/09, Energy Sector Management Assistance Program, Worlbank, Washington DC, US.

- PLN.(2012). *PLTU 3 Paiton resmi beroperasi*, website: <http://www.pln.co.id/blog/pltu-paiton-3-resmi-beroperasi/>, Jakarta, Indonesia.
- PLN.(2015). *Proyek 35.000 MW : PLTU Cirebon Ekspansi 1×1.000 MW Siap Dibangun*, website: <http://www.pln.co.id/blog/pltu-paiton-3-resmi-beroperasi/>, Jakarta, Indonesia.
- Power technology <http://www.power-technology.com/projects/manjung/>
- PT.PLN Persero. (2015). *Rencana Usaha Penyediaan Tenaga Listrik (RUPTL) Tahun 2015-2024*, PLN, Jakarta, Indonesia.
- Rong F.,Victor D. (2012) *What does it cost to build a power plant?*, ILAR Working paper,University of California. US.

## BAB 7

# Karakteristik Pembakaran Batubara didalam Drop Tube Furnace

---

Dwika Budianto  
Cahyadi  
Yulianto S. Nugroho  
Adi Surjosatyo

Karakterisasi pembakaran batubara dapat dilakukan menggunakan tungku *Drop Tube Furnace* untuk mensimulasikan sesuai kondisi tungku boiler di PLTU batubara superkritikal atau sub-kritikal. Beberapa karakteristik pembakaran yang dapat diamati diantaranya, waktu penyalaan, temperatur penyalaan, waktu habis terbakar, dan profil gas dan temperatur pembakaran. Tungku DTF memiliki keunggulan dengan sistem pemanasan pemanas listrik hingga 1300°C dan kuantitas sampel batubara yang minim dapat digunakan untuk karakterisasi pembakaran variasi batubara individu atau rasio pencampuran beberapa batubara.

### 7.1 Pendahuluan

Pembakaran batubara halus di dalam tungku boiler PLTU dapat disimulasikan menggunakan peralatan laboratorium dalam skala yang kecil. Salah satu peralatan uji yang dilakukan menggunakan tungku vertikal kapasitas pembakaran batubara 1 kW<sub>th</sub> yang dilengkapi dengan pemanas elektrik yang umumnya disebut *Drop Tube Furnace* (DTF). Pada DTF ini

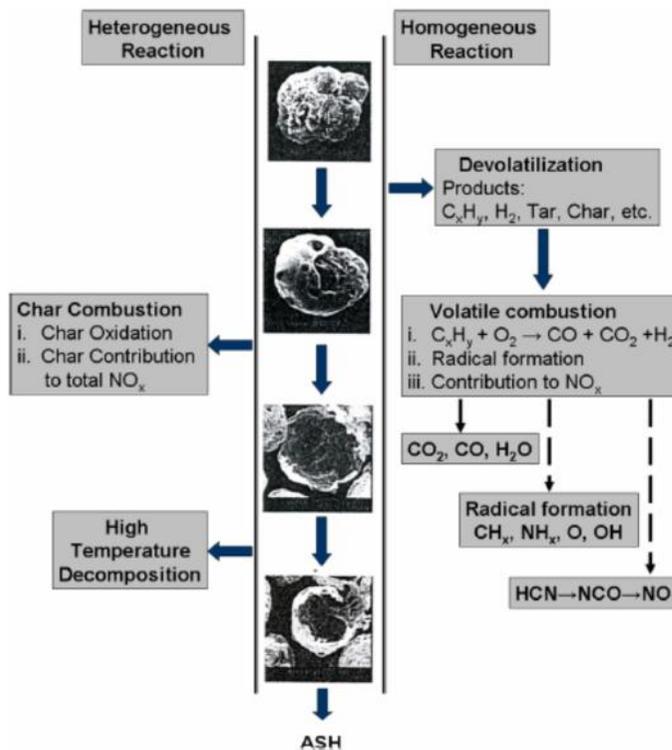
kondisi pembakaran dapat disesuaikan dengan kondisi di tungku boiler PLTU. Temperatur tungku dapat diatur hingga 1300 °C. Karakterisasi pembakaran yang dapat dilakukan pada DTF ini adalah temperature penyalaan, waktu penyalaan, panjang nyala api dan waktu habis terbakar.

Banyak penelitian yang menggunakan DTF untuk karakterisasi pembakaran batubara halus. Penelitian pembakaran batubara India baik individu maupun campuran sehingga dapat diamati analisa karbon tidak terbakar pada masing-masing batubara (Biswas 2006). Karakterisasi pembakaran char dan zat volatil dapat dilakukan menggunakan DTF dengan mengambil sampel pembakaran dengan probe untuk diamati bentuk char dan kandungan karbonnya (Rubierra, 2015). Karakterisasi penyalaan partikel batubara, profil gas pembakaran dan bentuk char telah dilakukan oleh beberapa penelitian (Wang, 2014), (Wall, 2009), Vuthaluru (2008), (Cloke, 2002).

Pembakaran pada bahan bakar padat seperti batubara, terutama untuk pembakaran batubara halus (pulverized coal) tersusun atas beberapa tahapan (Spielthoff, 2011) yaitu:

### **7.1.1 Pengerinan**

Pengerinan untuk batubara dilakukan dengan meniupkan udara panas pada ruang penggilingan batubara, dengan temperatur udara panas berkisar 700 – 120° C. Sehingga kandungan air pada produk akhir pengerinan bisa mencapai 10-15%. Pengerinan yang dilakukan untuk menghilangkan kandungan air pada permukaan hingga mencapai pori-pori bagian dalam dari batubara, sehingga hasil pengerinan berupa uap air dan gas yang lainnya seperti metana, karbon dioksida dan nitrogen yang telah terbentuk selama proses *coalification*.



**Gambar 7.1** Diagram menunjukkan proses pembakaran partikel tunggal batubara; sisi kiri menunjukkan mekanisme pembakaran heterogeneous dan homogeneous pada sisi kanan, Williams (2000)

### 7.1.2 Pirolisis

Pirolisis adalah dekomposisi (penguraian) secara termal dari batubara tanpa keberadaan udara atau komponen tambahan lainnya, yaitu pecahnya ikatan kimia secara thermal dan terlepasnya zat volatile dari partikel. Biasanya terjadi pada rentang temperatur 300 – 700 °C. Pemanasan yang terjadi pada proses pirolisis menghasilkan produk berupa residu padat yang banyak mengandung karbon, mudah terbakar (*char* atau *coke*), tar dan gas. Pada saat temperatur antara 500– 600 °C, partikel batubara mulai melunak dan menghasilkan tar dan gas hasilnya berupa cairan kaya hidrogen (tar). Tar terbentuk saat temperatur 550 °C, terdiri dari campuran hidrokarbon yang kompleks mirip dengan komposisi dasar batubara dan dapat dipakai secara

langsung dan dapat diubah menjadi minyak mentah sintetik melalui proses *hydrotreatment*.

Pada saat temperatur tinggi, di atas 600 °C terbentuk semi- arang menjadi *char*. *Char* yang merupakan berat sisa dari proses dipanaskannya batubara dalam keadaan adanya oksigen, yang terdiri dari nitrogen, sulfur, dan sebagian unsure mineral. Partikel *char* berbentuk bulat dengan celah atau lubang yang terjadi karena gas yang terbentuk selama proses pirolisis yang ingin mendesak keluar dari partikel. Selain itu juga mengandung gas, pada saat pirolisis dengan temperatur tinggi. Gas yang dihasilkan gas yang mudah terbakar yaitu H<sub>2</sub> dan gas yang tidak mudah terbakar CO<sub>2</sub>.

### **7.1.3 Penyalaan**

Penyalaan merupakan proses awal dari pembakaran. Pengertian penyalaan adalah peristiwa laju akibat panas dari hasil pembakaran yang melebihi laju panas yang hilang. Sumber energi dari penyalaan berasal dari proses konveksi, konduksi, radiasi, reaksi kimia, percikan yang disebabkan oleh listrik dan lain-lain. Peristiwa penyalaan diawali dengan kenaikan temperatur yang sangat cepat sehingga temperatur penyalaan terpenuhi, terbentuknya api dan dilanjutkan dengan terjadinya reaksi pembakaran antara batubara dan oksigen.

Indikator penting dalam penyalaan yaitu temperatur dan waktu. Temperatur penyalaan (*ignition temperature*) didefinisikan sebagai temperatur minimum dimana batubara halus dapat membakar dirinya sendiri dengan cara pemanasan terlebih dahulu. Temperatur penyalaan sangat tergantung dari jenis batubara dan komposisinya yang meliputi ukuran partikel, kandungan zat volatil, kandungan air dan kandungan abu. Selain itu juga kondisi pada saat pembakaran yang meliputi nilai kalor, konsentrasi gas dan abu. Temperatur penyalaan semakin rendah, zat volatile yang dikandung suatu jenis batubara akan semakin tinggi dengan ukuran partikel yang sama.

#### 7.1.4 Pembakaran Zat Volatil

Pembakaran zat volatil disebut pembakaran secara homogen yang ditandai dengan adanya reaksi pembakaran yang cepat, sehingga waktu pembakaran dapat diketahui dengan pelepasan dan pencampuran zat volatil dengan udara. Pada pembakaran batubara bubuk, proses pembakaran zat volatil dijadikan pertimbangan untuk menentukan waktu penyalaan.

#### 7.1.5 Pembakaran Residu Char

Zat volatil yang telah dilepaskan dari partikel batubara bubuk selama proses pembakaran, menyebabkan terbentuknya pori-pori pada permukaan partikel batubara bubuk yang mengandung karbon dan abu disebut *char*.

### 7.2 BAHAN DAN METODE

#### 7.2.1 Sampel Batubara

Sampel batubara terdiri 3 sampel yang masing-masing mewakili jenis peringkat batubara yaitu bituminus, sub-bituminus dan lignit. Ketiga sampel tersebut berasal dari daerah Kalimantan.

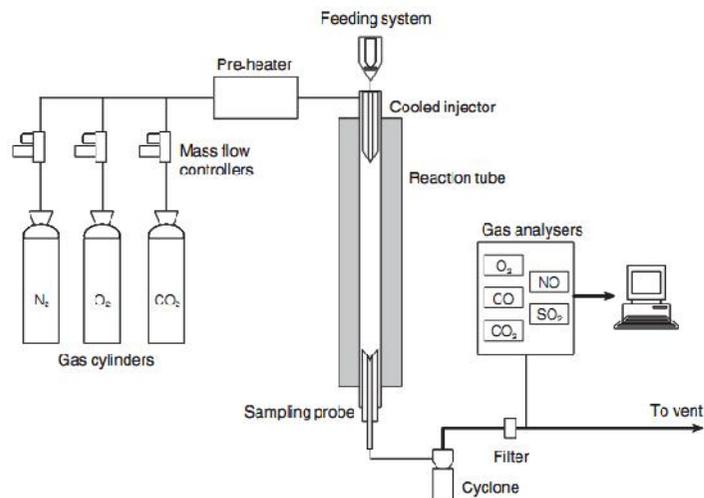
**Tabel 7.1** Hasil Analisa Proksimat dan Ultimat

Jenis Analisa	Jenis Batubara		
	Lignit	Sub-bituminus	Bituminus
Proximate Analysis			
MC (% , adb)	37.01	20.76	11.82
Ash (% ,adb)	2.67	2.13	5.80
VM (% ,adb)	31.30	43.07	38.29
FC (%adb)	29.02	34.04	44.10
Ultimate Analysis			
MC (% , adb)	37.01	20.76	11.82
Ash (% , adb)	2.67	2.13	5.8
C (% , adb)	42.63	53.17	61.18
H (% , adb)	2.9	4.03	4.41
N (% , adb)	0.39	1.24	1.07
S (% , adb)	0.67	0.12	0.81
O (% , adb)	13.73	18.55	14.91
Heating Value (kcal/kg, adb)	3917	5224	6236

Sampel batubara selanjutnya dipreparasi hingga ukurannya seragam 75 *micron* atau 200 mesh lolos 70% berupa serbuk halus. Ukuran tersebut merupakan standarisasi ukuran pada batubara yang diumpankan pada boiler tipe *pulverized coal combustion*. Sampel halus tersebut selanjutnya dianalisis skala lab untuk keperluan analisis proksimat, ultimat dan nilai kalor.

### 7.2.2. Alat Tes Uji *Drop Tube Furnace (DTF)*

Konfigurasi geometri DTF pada gambar 7.2 yaitu berupa tungku vertikal drop tube skala lab kapasitas 1 kW<sub>th</sub>, dengan tinggi 1.5 m dan diameter dalam 0.07 m. Tungku DTF dipanaskan secara elektrik dengan media kumparan heater yang terbagi menjadi 3 zone heater untuk menjamin tercapai kondisi isothermal disepanjang tungku. Pengumpanan batubara dikontrol oleh motor *screw feeder* yang dilengkapi dengan *vibrator*. Selanjutnya partikel batubara diinjeksikan melalui bagian tengah probe injektor (*cooling probe injector*) yang didinginkan dengan media air pendingin. Hal ini dimaksudkan untuk menjamin tidak terjadi pembakaran awal batubara sebelum keluar dari mulut injektor.



**Gambar 7.2** Skema Drop Tube Furnace

Proses pembakaran berlangsung dalam silinder furnace dengan arah *draft* pembakaran kearah bawah. Suplai udara pembakaran terdiri udara primer dengan laju alir volumetrik sebesar 3 lpm (liter per menit) dan udara sekunder sebesar 4 lpm. Kondisi udara primer dan sekunder tersebut sebelumnya dipanaskan terlebih dahulu melalui oven hingga mencapai temperatur 180°C. Sedangkan suplai umpan partikel batubara berkisar 0.045-0.060 kg/jam diinjeksikan kedalam tungku DTF melalui *cooling probe* atas bersamaan dengan udara primer. Produk hasil reaksi pembakaran diambil sampel emisi gas buang melalui *cooling probe* bawah kemudian dianalisa konsentrasi gas (O<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>, CO, NO, SO<sub>2</sub>) dengan alat gas analyser.

Temperatur penyalaan, (*ignition temperature*), didefinisikan sebagai temperatur minimum dimana batubara halus dipanaskan hingga temperature tertentu agar terbakar dengan sendirinya (*self-sustaining flame*). Temperatur penyalaan batubara diambil dari temperatur puncak dinding dalam tungku. Temperatur penyalaan sangat tergantung dari jenis batubara serta komposisinya, terutama ukuran partikel dan kandungan zat volatilnya. Analisa terhadap temperatur penyalaan ini dibutuhkan sebagai informasi kepada industri pengguna batubara dalam melakukan pembakaran terhadap batubara sebagai bahan bakar industri tersebut. Karena temperatur penyalaan setiap batubara juga berbeda, sehingga industri perlu mengetahui temperatur yang tepat untuk penyalaan agar mendapatkan penyaalaan maksimal.

Waktu penyalaan (*ignition time*), adalah interval waktu yang dibutuhkan sejak partikel diumpankan ke dalam tungku sampai 1 % karbon telah terbakar. Waktu karbon habis terbakar (*burnout time*), didefinisikan sebagai waktu tinggal saat 99 % kandungan karbon dalam partikel batubara habis terbakar. Parameter ini digunakan untuk menentukan berapa lama batubara berada di dalam tungku hingga habis terbakar. Waktu penyalaan dan waktu batubara habis terbakar sangat tergantung pada kandungan zat volatil batubara dimana waktu penyalaan dan waktu batubara habis terbakar semakin singkat dengan menurunnya peringkat batubara atau dengan naiknya zat volatil. Sedangkan panjang nyala api diidentifikasi sebagai seberapa panjang nyala api yang dibutuhkan dalam penyalaan hingga 99% karbon habis terbakar.

### 7.3 Pendekatan Matematik

Simulasi numerik untuk pembakaran batubara dalam CFD digunakan untuk menghitung reaksi kimia meliputi *devolatilization dan char burn out*. CFD code dapat menyelesaikan perpindahan panas secara konveksi dan radiasi, daerah aliran fluida dan partikel (*homogeneous dan heterogeneous*) serta turbulensi. Pada simulasi numerik ini menggunakan pendekatan Lagrangian dan Eulerian untuk aliran 2 fase padat dan gas.

#### 7.3.1 Model Pembakaran Fase Gas dan Padat

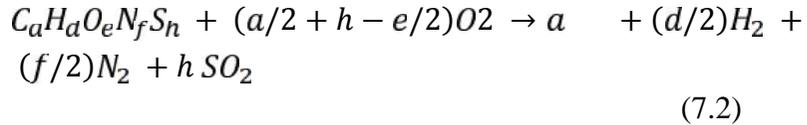
Aliran turbulen secara kontinyu dari multi komponen fase gas dijelaskan dalam persamaan konservasi *Partial Differential Equations* (PDE's) untuk massa, momentum, energi kinetik turbulen dan laju dissipasi turbulen, entalpi dan jumlah fraksi massa spesies. Model perpindahan panas (konveksi dan radiasi), turbulen, temperatur partikel batubara dan lintasannya, devolatilisasi batubara dan pembakaran char diintegrasikan melalui submodel PDE's. secara umum digunakan persamaan Eulerian transport (Pantakar, 1972) :

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho) + \frac{\partial}{\partial x_i}(\rho U_i) = \frac{\partial}{\partial x_i} \left( T \frac{\partial}{\partial x_i} \right) + S + S_p \quad (7.1)$$

Dimana  $\rho$  adalah densitas gas,  $X_i$  adalah jarak arah  $i$ ,  $T$  adalah koefisien difusi dari variable  $S, S_p$ .

#### 7.3.2. Model Pembakaran Fase Gas

Mekanisme pembakaran volatil hidrokarbon, menggunakan pendekatan mekanisme reaksi 3 tahap (Toporov, 2008). Laju kinetik produksi volatil dihitung dari eksperimen yang dilakukan oleh (Shaw, 1991). Reaksi oksidasi  $H_2$  diasumsikan irreversibel dimana parameter kinetik yang diperoleh dari eksperimen (Rickert, 2003). Mekanisme reaksi dapat dijelaskan dalam persamaan (7.2-7.5) dibawah.



Laju kinetik masing-masing reaksi dihitung dengan persamaan Arrhenius dan bergantung temperatur partikel batubara dari komponen volatil dan reaksi gas dalam persamaan (7.2)-(7.5) menunjukkan persamaan Arrhenius.

$$k = A_g \exp[-E_g/(R T)] \quad (7.6)$$

dimana  $A_g$  faktor pre-eksponensial reaksi volatile dan gas,  $E_g$  energi aktivasi gas masing-masing pers 7.2-7.6, J/kmol, T temperatur gas (K).

### 7.3.3. Model Pembakaran Fase Partikel

Mekanisme pembakaran char menggunakan asumsi reaksi heterogenus. Char bereaksi dengan  $O_2$ ,  $CO_2$  dan  $H_2O$  untuk menghasilkan CO dan  $H_2$  dengan reaksi sebagai berikut (Lauder, 1974):



Laju kinetik masing-masing reaksi dihitung dengan persamaan Arrhenius dan bergantung temperatur partikel char.

$$k = A_c \exp[-E_c/(R T)] \quad (7.10)$$

dimana  $A_c$  faktor pre-eksponensial reaksi oksidasi char,  $E_c$  energi aktivasi reaksi oksidasi char (J/kmol), T temperatur gas (K).

### 7.3.4. Model Turbulen

Model k- merupakan model turbulen yang sering digunakan dalam aplikasi industri dan CFD code karena hasilnya mendekati prediksi kondisi riil. Model standar k- dapat dijelaskan melalui persamaan berikut (Ranz, 1952):

Persamaan kinetik turbulen transport:

$$\rho \frac{\partial}{\partial t} + \rho U_j \frac{\partial}{\partial x_j} = \rho + G + \varepsilon + \frac{\partial}{\partial x_j} \left( \mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \frac{\partial}{\partial x_j} \right) \quad (7.11)$$

Dimana  $G$  adalah produksi oleh karena gaya buoyansi,  $\mu$  adalah viskositas turbulen yang dihitung dari solusi persamaan transport untuk energi kinetik turbulen dan laju disipasi.

### 7.3.5 Model Perpindahan Panas

Berdasarkan persamaan eulerian transport hubungan partikel dan gas mewakili hasil output dan kerugian energi diantara partikel dan gas oleh karena proses perpindahan panas (konveksi dan radiasi) sehingga digunakan estimasi laju perubahan temperatur diantara partikel dan gas pada ruang bakar. Perpindahan panas secara konveksi antara partikel dan gas dihitung menggunakan persamaan:

$$Q_c = \pi D_p \lambda N_u (T_g - T_p) \quad (7.12)$$

Dimana  $D_p$  adalah diameter partikel,  $\lambda$  adalah konduktivitas panas,  $T_g, T_p$  masing-masing temperatur gas dan partikel,  $N_u$  Nusselt number yang didapatkan dari (Ranz, 1952) :

$$N_u = 2 + 0.6 R_p^{0.5} P^{0.3} \quad (7.13)$$

Dimana  $Re_p$  adalah Reynold number partikel dan  $Pr$  adalah Prandtl number. Perpindahan panas secara radiasi diantara partikel dan gas diberikan dalam persamaan berikut :

$$Q_r = \varepsilon D_p^2 (T_g^4 - T_p^4) \quad (7.14)$$

Dimana  $\varepsilon$  adalah emisivitas partikel, dalam CFD emisivitas partikel merupakan unsur penting dalam menghitung perpindahan panas radiasi

dari pembakaran gas dan partikel. Beberapa studi (Chui, 1993) telah melakukan pengukuran emisivitas partikel dalam media fase gas-partikel. Hasil studi menyatakan bahwa emisivitas partikel bervariasi antara 1 (untuk *unburned carbon*) dan 0.6 (untuk *fly ash*). Menurut hasil studi (Achim, 2009) merekomendasikan menggunakan emisivitas setara 0,7.

### 7.3.6 Penjelasan Metode CFD

Simulasi numerik dilakukan dengan menggunakan perangkat lunak CFD AIR release 3.3. Perangkat lunak ini dikembangkan oleh AIR group di Departemen Teknik Mesin Universitas Indonesia. Dalam simulasi model dibuat dalam 2 dimensi untuk mengatur persamaan aliran turbulen, pembakaran dan perpindahan panas menggunakan metode volume terbatas pada sistem grid. Pada kriteria konvergen, residual mutlak dinormalisasi pada semua variable pada masing-masing cell terbatas kurang dari  $10^{-4}$ . Hasil seluruh parameter yang disimulasikan seluruhnya konvergen setelah iterasi 10000-13000.

Pada CFD yang menjadi input lapisan batas (*boundary layer*) pada model grid DTF adalah sebagai berikut :

- Inlet 1 = udara 3 lpm, temperatur 180 °C
- Inlet 2 = udara 4 lpm, temperatur 180 °C
- Wall 1= dinding furnace ceramic temperatur 1000 °C (1273 K)
- Wall 2= dinding furnace yang tidak dipanasi oleh heater (panas karena pengaruh konduksi dari Wall 1)
- Wall 3 = cooling probe injektor, temperatur 30 °C

Konfigurasi model tabung DTF

- Model aksimetri (berbentuk model tabung)
- Diameter luar = 0.09 m
- Diameter dalam = 0.07 m
- Tinggi furnace = 1.5 m
- Jumlah cell total = 9 x 150 = 1350 cell

(skala 1 cell = 1 cm<sup>2</sup>)

Masukan untuk bahan bakar :

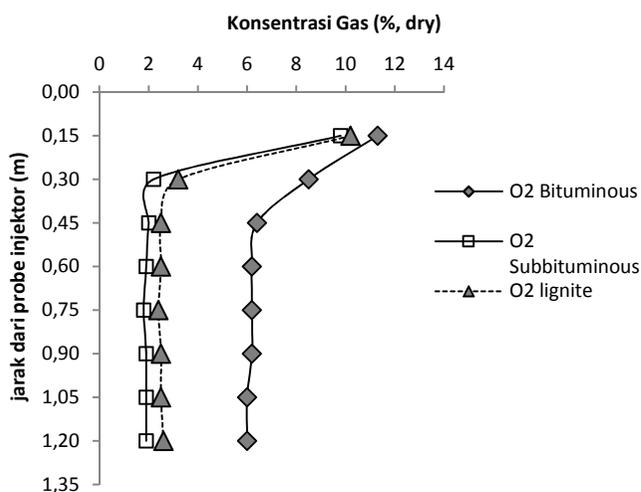
- Tipe bahan bakar = partikel
- Diameter partikel = 0.000075 m
- Kecepatan laju = 0.5 m/s
- Laju mass flowrate = 0.00014 kg/s
- Temperatur bahan bakar = 30°C

## 7.4 Analisa dan Hasil

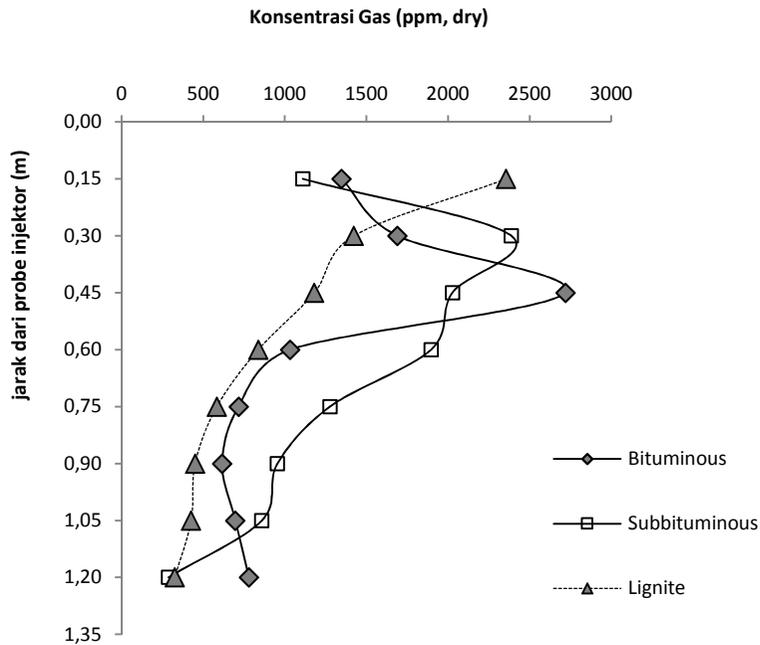
### 7.4.1. Hasil Analisis Karakterisasi Pembakaran

#### 7.4.1.1. Komposisi Gas

Pada sampel bituminus terlihat bahwa pembakarannya panjang mulai dari *port* 1 sampai *port* 3 hal ini dipengaruhi oleh kandungan karbon yang menonjol sehingga pembakaran terjadi 2 tahap atau pembakaran *heterogeneous*. Pada sampel sub-bituminus tampak sangat pendek pembakarannya hal ini dipengaruhi kandungan volatil yang besar sehingga cenderung terjadi pembakaran *homogeneous*, sedangkan pada sampel lignit cenderung lebih panjang pembakarannya dibanding sub-bituminus hal ini terkait dengan faktor keterlambatan pembakaran akibat kandungan air yang tinggi.



Gambar 7.3 Profil konsentrasi O<sub>2</sub> pada DTF



**Gambar 7.4** Profil konsentrasi CO pada DTF

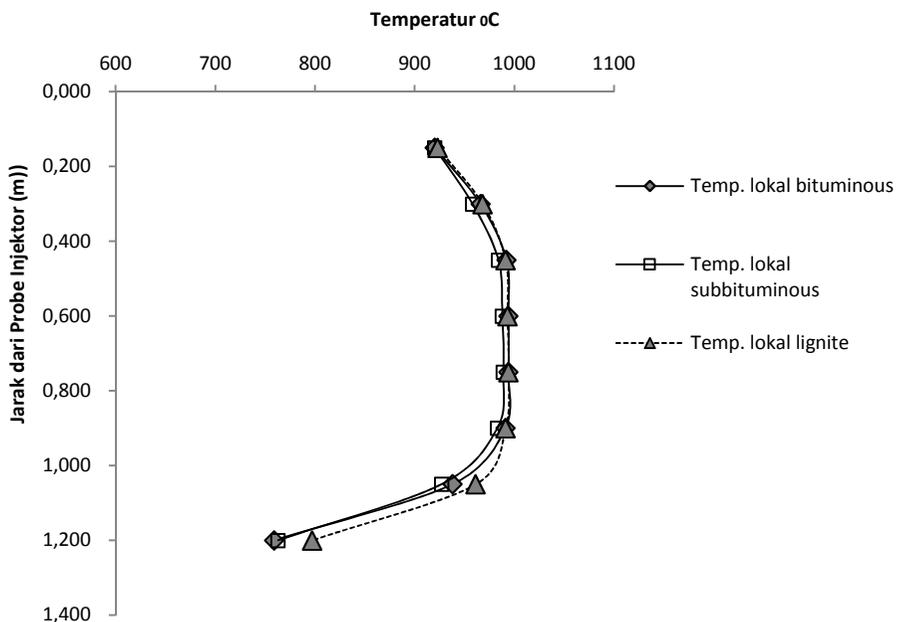
Hasil komposisi gas  $O_2$  dalam tungku DTF terhadap pembakaran masing-masing sampel menunjukkan pola pembakaran yaitu pada titik sampling awal memiliki kecenderungan konsentrasi  $O_2$  lebih besar kemudian cenderung turun dan stabil. Yang membedakan dengan hasil tungku 1D adalah konsentrasi  $O_2$  dalam DTF lebih cepat bereaksi dengan partikel batubara oleh karena lingkungan temperatur relatif tinggi dan merata, selain itu pada DTF udara yang digunakan sebagai oksidiser telah dipanasi hingga temperatur  $180\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

Selain komposisi  $O_2$ , CO juga dapat dijadikan indikasi bagi tahap proses pembakaran batubara. Pada grafik profil CO menunjukkan kecenderungan konsentrasi CO lebih tinggi pada bagian atas dan turun pada bagian bawah tungku DTF. Bila diteliti pola CO mencerminkan jenis pembakarannya seperti sampel bituminus memiliki 2 pola gelombang sehingga dapat

dikatakan pembakaran 2 (dua) tahap sedangkan profil CO sampel sub-bituminus dan lignit hanya memiliki 1 (satu) tahap pembakaran.

#### 7.4.1.2. Distribusi Temperatur

Pada proses pembakaran dalam tungku DTF dilakukan pada set temperatur heater 1000 °C. Hal ini disesuaikan dengan kondisi riil pembakaran batubara dalam boiler komersil yang berkisar antara 1000 °C bahkan lebih. Hasil distribusi temperatur pembakaran sampel dalam DTF menunjukkan temperatur dinding masih lebih tinggi daripada temperatur lokal, hal ini disebabkan *burning rate* sampel pada DTF relatif kecil sehingga *heat release* nya tidak mampu mencapai temperatur dinding. Dengan kondisi temperatur lingkungan yang relatif tinggi maka DTF memiliki *heating rate* yang besar (mencapai  $10^4$ - $10^5$  K/s). Distribusi temperatur lokal pada pembakaran sampel bituminus cenderung lebih tinggi dibanding sampel sub-bituminus dan lignit.



**Gambar 7.5** Profil distribusi temperatur DTF

**Tabel 7.2** Hasil Karakterisasi *Drop Tube Furnace*

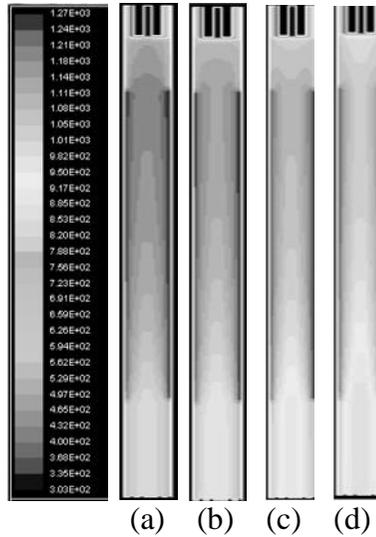
Parameter	Bituminus	Subbituminus	Lignit
IG <i>time</i> , millisecond	15.06	13.25	13.89
BO <i>time</i> , millisecond	2546	1936	2195
Panjang, meter	0.267	0.224	0.244
IG temperatur, °C	385	335	350

Tabel 7.2 menunjukkan hasil pengujian 3 (tiga) jenis batubara Indonesia di dalam DTF. Waktu penyalan batubara bituminous lebih lambat dibandingkan batubara sub-bituminus dan lignit, karena kandungan karbon tetap lebih tinggi dibandingkan zat volatile ( rasio bahan bakar FC/VM lebih tinggi pada batubara bituminus. Hal ini juga mengakibatkan waktu habis terbakar pada batubara bituminus juga lebih panjang dibandingkan dengan batubara sub-bituminus dan lignit. Temperatur penyalan batubara bituminous juga menunjukkan lebih tinggi dari jenis batubara lainnya. Pada batubara lignit menunjukkan waktu penyalan dan waktu habis terbakar yang lebih besar dibandingkan batubara sub-bituminus dipengaruhi nilai kandungan air yang tinggi sehingga perlu waktu proses pengeringan sebelum terjadinya penyalan batubara dijelaskan pada sub.bab 7.1.

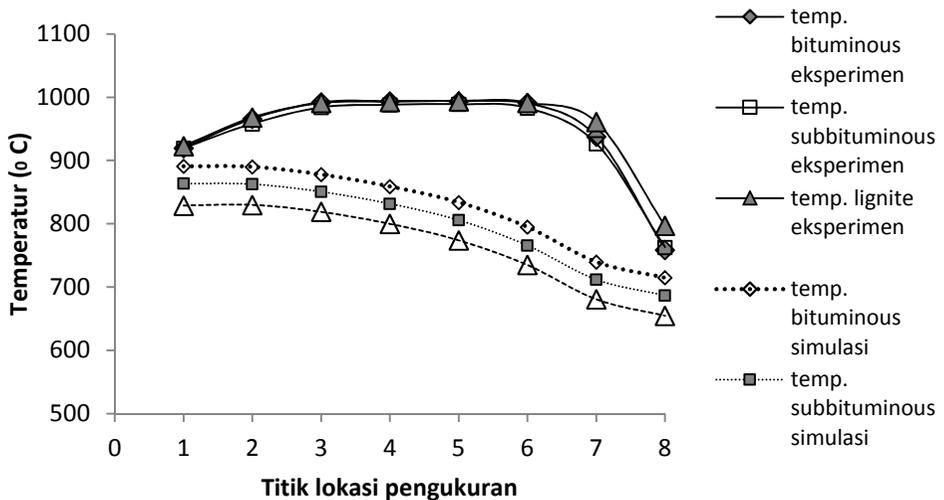
## **7.4.2. Hasil Simulasi CFD pada DTF**

### **7.4.2.1. Profil Distribusi Temperatur**

Berdasarkan Gambar 7.6 hasil simulasi distribusi temperatur gas pada sampel bituminus cenderung lebih tinggi kemudian diikuti sampel sub-bituminus dan lignit. Sedangkan pada Gambar 7.7 menunjukkan perbandingan hasil simulasi dan eksperimen distribusi temperatur di DTF. Pada masing-masing lokasi pengukuran distribusi temperatur gas, tren hasil simulasi distribusi temperatur menunjukkan kesesuaian dengan hasil pengukuran eksperimen distribusi temperatur gas dalam DTF dimana pada *port 1* temperatur berkisar 920 °C, *port 2* 960 °C, *port 3,4,5,6* 980 °C, *port 7* 930 °C, *port 8* 780 °C.



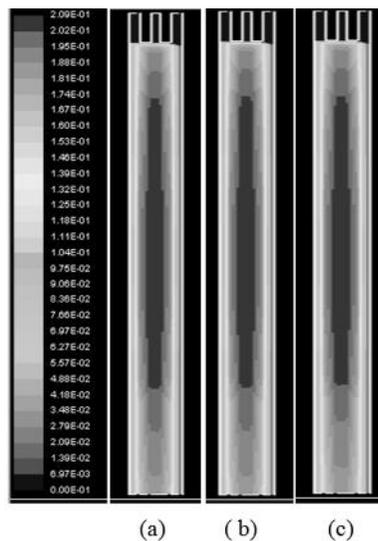
**Gambar 7.6** Hasil simulasi distribusi temperatur gas (dalam satuan K) pembakaran dalam *furnace* DTF pada set temperatur 1000 °C, (a) sampel bituminous, (b) sampel sub-bituminous, (c) sampel lignit, (d) tanpa pembakaran



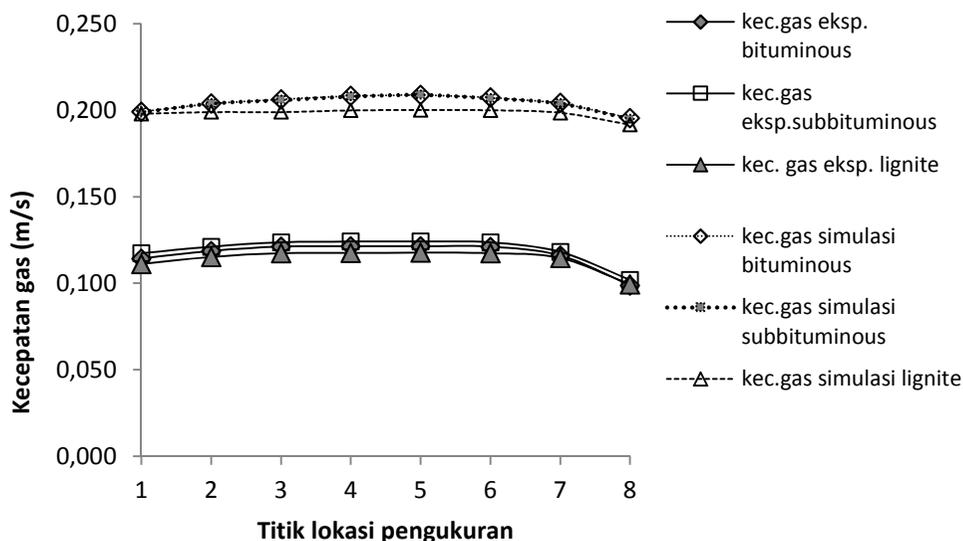
**Gambar 7.7** Perbandingan hasil ekperimen dan simulasi distribusi temperatur gas pembakaran dalam *furnace* DTF

### 7.4.2.2. Profil Distribusi Kecepatan

Berdasarkan Gambar 7.8 menunjukkan hasil simulasi kecepatan gas pada saat proses pembakaran masing-masing sampel batubara hampir mendekati sama. Pada bagian tengah cenderung tinggi karena dipengaruhi oleh kondisi temperatur yang tinggi, pengaruh gaya dorong kinetika dari campuran batubara dan udara, serta rendahnya gesekan terhadap dinding tungku. Perbandingan hasil ekperimen dan simulasi distribusi kecepatan gas didalam tungku DTF ditunjukkan pada Gambar 7.9. Kecendrungan ini sama seperti hasil perhitungan berdasarkan data eksperimen dimana kecepatan pada bagian tengah cenderung lebih tinggi dibanding bagian atas dan bawah. Kecepatan hasil simulasi berkisar antara 0.18-0.20 m/s sedangkan kecepatan perhitungan eksperimen antara 0.12-0.14 m/s.



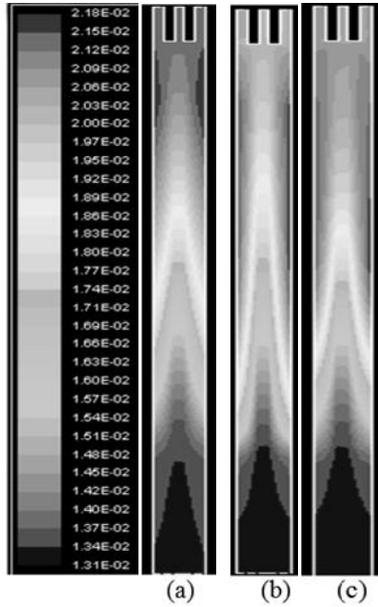
**Gambar 7.8** Simulasi distribusi kecepatan gas (satuan m/s) dalam *furnace* DTF saat proses pembakaran, (a) sampel bituminus, (b) sampel sub-bituminus, (c) sampel lignit



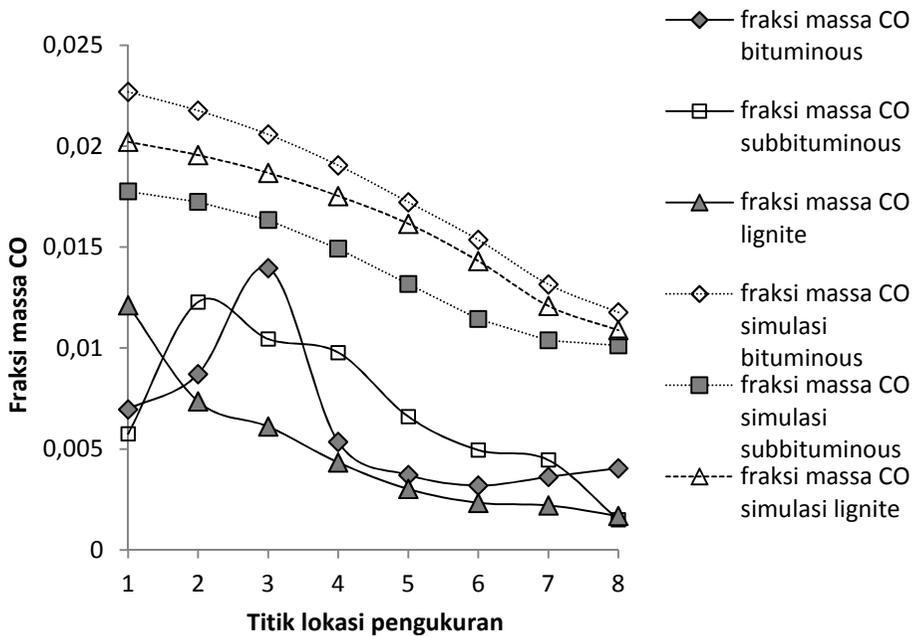
**Gambar 7.9** Perbandingan hasil ekperimen dan simulasi distribusi kecepatan gas didalam tungku DTF

### 7.4.2.3 Profil Konsentrasi CO

Hasil simulasi fraksi massa konsentrasi CO sebagai indikasi dari pembakaran karbon batubara ditunjukkan pada Gambar 7.10. Perbandingan hasil ekperimen dan simulasi distribusi kecepatan gas didalam tungku DTF ditunjukkan pada Gambar 7.11. Profil hasil konsentrasi CO menunjukkan tren yang sama yaitu konsentrasi tinggi pada bagian atas, kemudian cenderung turun pada bagian bawah. Profil tersebut memiliki kemiripan pola dengan hasil eksperimen DTF. Bila dianalisis lebih detail maka jumlah konsentrasi CO pada sampel bituminus adalah yang paling tinggi kemudian diikuti sampel sub-bituminus dan lignit. Kecnedrungan tersebut menunjukkan kesamaan dengan hasil pengukuran eksperimen pada masing-masing sampel batubara. Profil fraksi CO dalam simulasi ini memiliki kesesuaian dengan prediksi dan eksperimen profil fraksi spesies CO hasil penelitian sebelumnya (Bejarano, 2008).



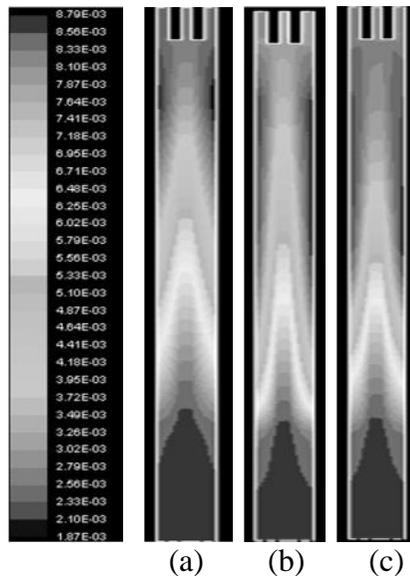
**Gambar 7.10** Hasil simulasi fraksi massa CO, (a) sampel bituminus, (b) sampel sub-bituminus, (c) sampel lignit



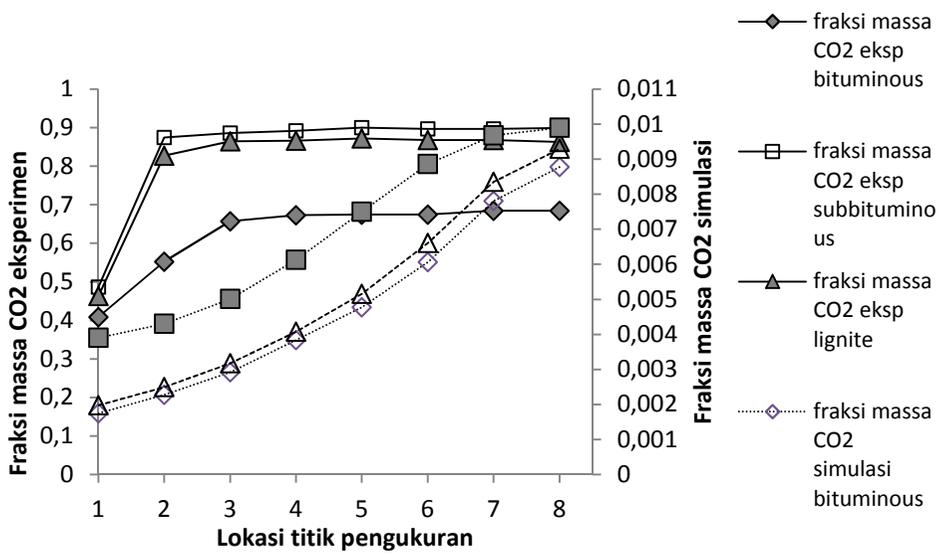
**Gambar 7.11** Perbandingan hasil ekperimen dan simulasi distribusi gas CO didalam tungku DTF

#### 7.4.2.4 Profil Konsentrasi CO<sub>2</sub>

Gambar 7.12 menunjukkan hasil simulasi konsentrasi fraksi CO<sub>2</sub> menunjukkan pola yang sama pada masing-masing sampel, yaitu konsentrasi kecil pada bagian atas dan meningkat pada bagian bawah. Hal tersebut juga memiliki kesesuaian dengan hasil konsentrasi eksperimen pada Gambar 7.13. Profil konsentrasi fraksi massa CO<sub>2</sub> dalam hasil simulasi terlihat kecil nilainya dibandingkan hasil eksperimen DTF. Berdasarkan penelitian (Tognotti, 1991) bila hasil rasio CO<sub>2</sub>/CO yang terbentuk pada permukaan *char* lebih kecil dari 0.1 maka disarankan hasil simulasi hanya mempertimbangkan CO sebagai produk pembakaran.



**Gambar 7.12** Hasil simulasi fraksi massa CO<sub>2</sub>, (a) sampel bituminus, (b) sampel sub-bituminus, (c) sampel lignit



**Gambar 7.13** Perbandingan hasil ekperimen dan simulasi distribusi gas CO didalam tungku DTF

## Daftar Pustaka

- Achim D, Naser J, Morsi YS, Pascoe S. (2009) *Numerical investigation of full scale coal combustion model of tangentially fired boiler with the effect of mill ducting*. Heat Mass Transfer/Waerme- und Stoffuebertragung 1–13.
- Arenillas, R.I. Backreedy, J.M. Jones, J.J. Pis, M. Pourkashanian, F. Rubiera, A. Williams, (2002) *Modelling of NO formation in the combustion of coal blends*, Fuel 81, p.627–636
- B2TE-BPPT, (2013-2014) *Coal Combustion Test Report*, BPPT.
- Bejarano PA, Levendis YA. (2008) *Single-Coal-Particle Combustion in O<sub>2</sub>/N<sub>2</sub> and O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub> Environments* Combustion and Flame, Vol. 153:p.270-872
- Biswas S, Choudhury N, Sarkar P, Mukherjee A, Sahu SG, Boral P, Choudhury (2006) *A, Studies on the combustion behaviour of blends of Indian coals by TGA and Drop Tube Furnace*, Fuel Processing Technology 87 191 – 199
- Chen, L., Yong, S.Z., Ghoniem A.F. (2012) *Oxy-fuel combustion of pulverized coal: Characterization, fundamentals, stabilization and CFD modelling*, Progress in Energy and Combustion Science, Vol 38,p.156-214.
- Chui EH, Hughes PMJ, Raithby GD., (1993) *Implementation of the finite volume method for calculating radiative transfer in a pulverized fuel flame*. Combust Sci Technol;92:225–42.
- Cloke M, Lester E, Thompson AW, (2002) *Combustion characteristics of coals using a drop tube furnace*, Fuel 81, p.727-735
- Edge P., Gharebaghi M., Irons R., Porter R., Pourkashanian M., Smith D., Stephenson P., Williams A., (2011) *Combustion modelling opportunities and challenges for oxy-coal carbon capture technology*, Chemical Engineering Research and Design, doi:10.1016/j.cherd.2010.11.010
- Lauder DBSBE. (1974) *The numerical computation of turbulent flows*. Comput Meth Appl Mech Eng;3:269–89.
- Patankar SV, Spalding DB. (1972) *A calculation procedure for heat, mass and momentum transfer in three-dimensional parabolic flows*. Int J Heat Mass Transfer;15:1787–806.
- Porter R., Liu F., Pourkashanian M., Williams A., Smith, D (2010) *Evaluation of solution methods for radiative heat transfer in gaseous oxy-fuel combustion environments*, Journal of Quantitative Spectroscopy and Radiative Transfer 111, p.2084–2094.

- Ranz WE, Marshall WR. (1952) *Evaporation from drops*. Chem Eng Prog;48(141–146):173–80.
- Rego-Barcena S, Saari R, Mani R, El-Batroukh S, Thomson MJ., (2007) *Real time, nonintrusive measurement of particle emissivity and gas temperature in coal-fired power plants*. Meas Sci Technol;18:3479–88.
- Rickert, F.U., Sabel, T., Schell U., Hein KRG, Risio, B. (2003) *Comparison of different global reaction mechanism for coal fired utility boiler*, Progress in Computational Fluid Dynamics.
- S.P. Khare, T.F. Wall, A.Z. Farida, Y. Liu, B. Moghtaderi, R.P. Gupta (2008) *Factors influencing the ignition of flames from air-fired swirl pf burners retrofitted to oxyfuel*, Fuel 87, p.1042–1049.
- Shaw, D.W.,Zhu, X., Misra, Essenhigh, R.H. (1991) *Determination of global kinetics of coal volatile combustion*. Symposium (International) on Combustion.
- Spliethoff H. (2011). *Power Generation from Solid Fuels*, Springer, NY, US.
- Toftegaard M.B., Brix J., Jensen P.A., Glarborg P., Jensen A.D. (2010) *Oxy-fuel combustion of solid fuels*, Progress in Energy and Combustion Science 36, p. 581–625.
- Tognotti L, Longwell JP, Sarofim AF. (1991) *The Products of The High Temperature Oxidation of A Single Char Particle in An Electrodynamic Balance*. Symposium (International) on Combustion;23:1207-13.
- Toporov, D, Bocian P, Heil P, Kellemann,A., Stadler H., Tschunko, S., (2008) *Detailed investigation of a pulverized fuel swirl flame*, Combustion and Flame.
- Turns SR., 2000, *An Introduction to Combustion: Concepts and Applications*. 2nd ed.Boston: McGraw-Hill.
- Vuthaluru HB,French D, *Ash chemistry and mineralogy of an Indonesian coal during combustion Part 1 Drop-tube observations*, Fuel Processing Technology 89 (2008) 595– 607
- Wall T.F., Liu Y., Spero c., Elliot L., Khare S. , Rathman F, Zeenathal F., Moghtaderi B., Buhre B.J.P, Sheng C.D., Gupta R.P., Yamada T., Makino K., Yu L. (2009) *An overview on oxyfuel coal combustion — state of the art research and technology development*, Chemical Engineering Research and Design 87, p.1003–1016.
- Wang, G., Zander, R.,Costa, M. (2014). *Oxy-fuel combustion characteristics of pulverized-coal in a drop tube furnace*, Fuel, Vol.115, p.452-460.
- Williams, A.M., Pourkashanian, Jones J.M., (2000) *The Combustion of Coal and Some Other Solid Fuels*, Proc. Combust. Inst. 28:p.2141-2162.

(halaman kosong)

## BAB 8

### Karakterisasi Pembakaran Batubara

---

S.D. Sumbogo Murti  
Cahyadi  
Sugiono  
Ahsonul Anam

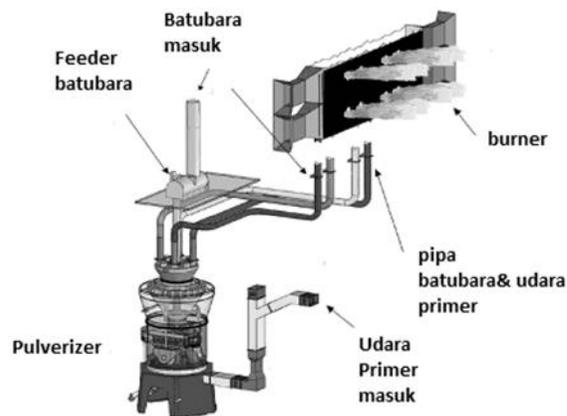
PLTU batubara didisain berdasarkan kisaran batubara tertentu, termasuk PLTU teknologi superkritikal. Teknologi superkritikal dengan tekanan dan temperatur uap lebih tinggi tentunya memiliki resiko yang tinggi terhadap korosi di sisi api dan juga resiko kerusakan struktur mikro akibat perbedaan temperatur permukaan pipa yang terjadi akibat penempelan abu. Karakterisasi penyalan sangat diperlukan untuk disain PLTU baru dan evaluasi burner pada PLTU yang sudah ada. Penyalan yang lebih singkat terhadap batubara disain dapat mengakibatkan overheating di daerah sekitar burner yang mengarah korosi temperatur tinggi.

#### 8.1 Sistem Pembakaran di Boiler Superkritikal

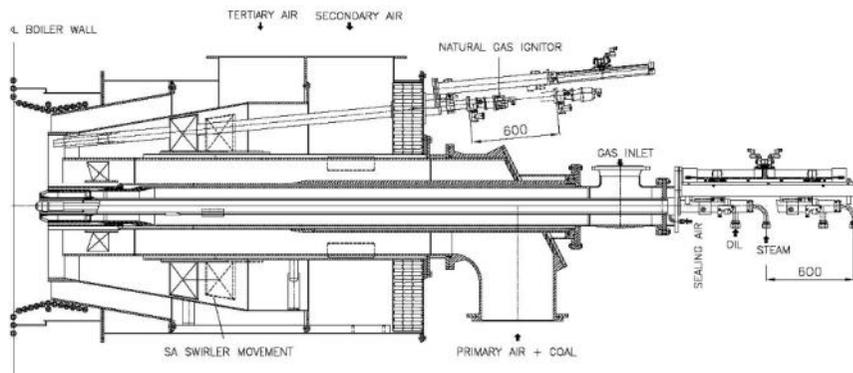
Desain pembangkit listrik berbahan bakar batubara memiliki batasan terhadap variasi batubara. Bahan bakar batubara yang dibakar selain dari batubara desain, sebaiknya diuji bakar terlebih dahulu pada fasilitas uji bakar skala pilot untuk mengetahui karakteristik pembakaran batubara yang hasilnya digunakan untuk memprediksi apabila digunakan didalam boiler pembangkit listrik yang real. Batubara desain juga perlu dibakar sebagai “benchmark” terhadap batubara alternatif.

Gambar 8.1 menunjukkan susunan sistem pembakaran batubara halus. Sistem pembakaran batubara halus terdiri dari feeder yang mengatur laju batubara masuk ke *pulverizer*, *pulverizer* yang

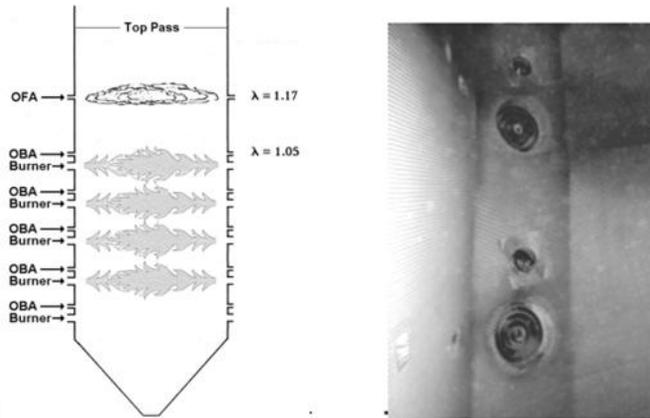
menghaluskan batubara menjadi ukur 200 mesh (74um) lolos 70%, pipa yang membawa udara primer yang membawa batubara halus dari *pulverizer* ke *burner*, *burner* batubara yang mencampurkan udara primer, sekunder dan tersier dengan batubara agar terjadi pembakaran yang sempurna ditunjukkan pada Gambar 8.2. Gambar 8.3 menunjukkan suplai udara pembakaran tambahan diluar *burner* yang berupa *over burner air* (OBA) dan *over fire air* (OFA).



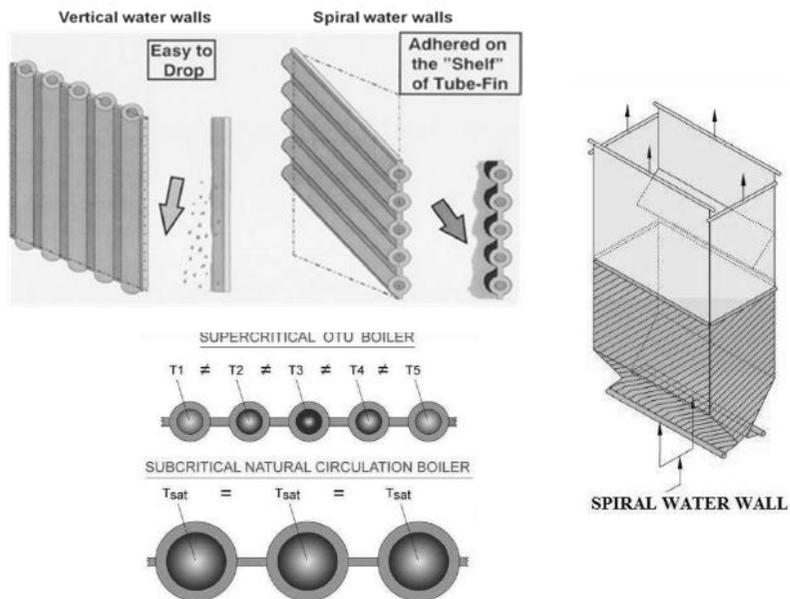
Gambar 8.1 Sistem pembakaran batubara halus (*pulverized coal*)



Gambar 8.2 *Low Nox Burner* batubara (Nielsen, 2012)



**Gambar 8.3** Tipikal susunan burner batubara dan udara pembakaran dengan *Over burner air* (OBA) dan *Over fire air* (OFA) (Nielsen, 2012)



**Gambar 8.4** Temperatur uap dan pipa pada masing-masing pipa di superkritikal akan bervariasi tidak seperti pada sub-kritikal dan susunan pipa air berbentuk spiral penempelan abu terakumulasi (tidak mudah jatuh/mengalir kebawah)

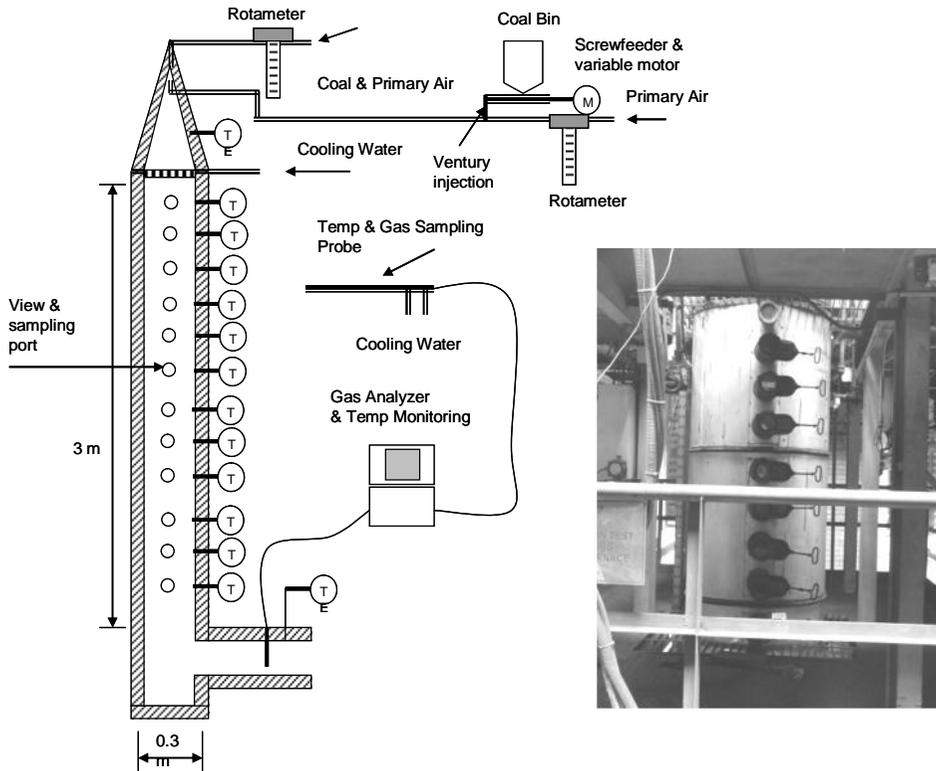
## 8.2 Karakterisasi Pembakaran Batubara

Karakterisasi pembakaran dilakukan dengan mengetahui komposisi kimia dan fisika batubara. Setelah didapat data analisa, persiapan karakterisasi penyalaan dan pembakaran batubara dengan tungku 1 Dimensi 44 kWth dilakukan. Karakterisasi deposisi abu batubara dilakukan menggunakan tungku boiler simulator 1,5MWth.

### 8.2.1 Karakterisasi penyalaan dan pembakaran di Tungku 1 Dimensi

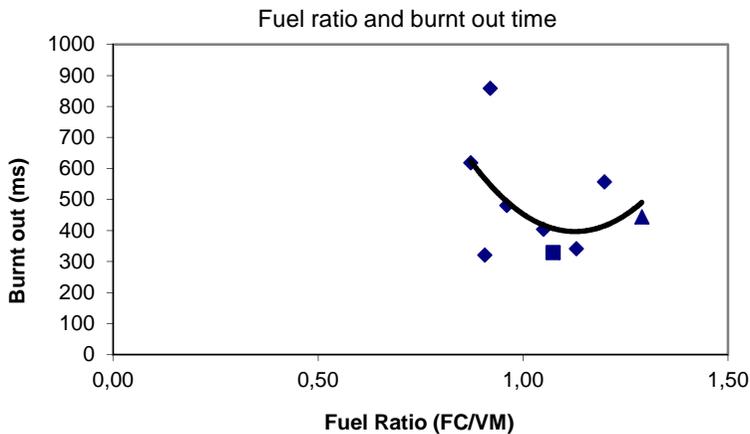
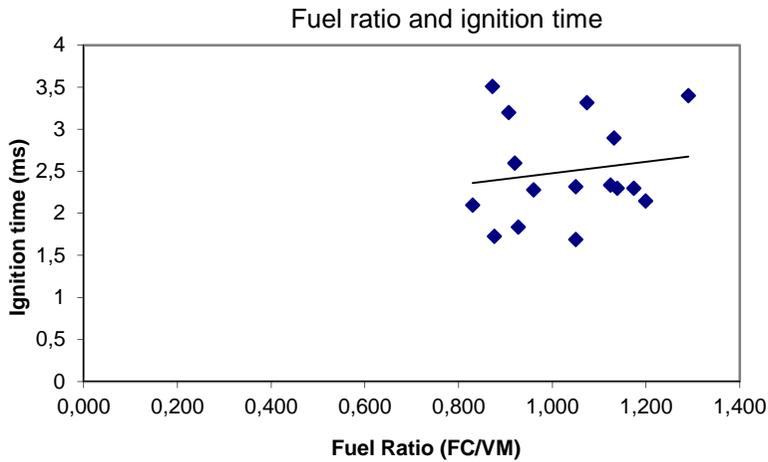
Gambar 8.5 menunjukkan fasilitas karakterisasi pembakaran batubara untuk mengamati temperatur penyalaan dan karakteristik pembakaran. Waktu penyalaan dan waktu habis terbakar karbon dapat diuji pada fasilitas ini. Batubara halus dumpkan melalui feeder dan udara primer membawa batubara halus kedalam tungku. Selain udara primer, udara pembakaran juga disuplai oleh udara sekunder.

Gambar 8.6 menunjukkan korelasi waktu penyalaan terhadap rasio bahan bakar (FC/VM). Semakin tinggi karbon tetap cenderung memiliki waktu penyalaan yang lebih lama. Penyalaan pada batubara dengan karbon tetap yang tinggi cenderung terjadi penyalaan heterogenus. Sedangkan pada waktu karbon habis terbakar cenderung berbentuk garis parabolik dimana pada titik terendah pada rasio bahan bakar 1 hingga 1,1. Waktu karbon habis terbakar dibawah 1 cenderung dipengaruhi oleh kandungan air yang tinggi terutama *inherent moisture* pada batubara peringkat rendah. Sedangkan waktu karbon habis terbakar diatas 1.1 akibat kandungan karbon tetap menghasilkan *char* dengan porositas rendah dibandingkan *char* yang berasal dari batubara peringkat rendah. Oksigen akan lebih mudah masuk kedalam pori *char* dengan porositas tinggi dan reaksi oksidasi lebih cepat. Energi kinetik *char* peringkat rendah cenderung lebih kecil dibandingkan *char* batubara peringkat tinggi .



**Gambar 8.5** Tungku 1 Dimensi untuk karakterisasi penyalaan dan pembakaran batubara

Pengamatan dilakukan dengan probe sampling yang memonitor temperatur gas dan komposisi gas dimasing-masing port. Gambar 8.5 dapat dilihat tampilan port hijau sesuai gambar skematik disebelah kiri. Sampling gas dan temperatur untuk melihat profil evolusi proses pembakaran seperti ditunjukkan pada gambar 7.1 pada subbab 7.



**Gambar 8.6** Hasil waktu penyalaan dan waktu karbon terbakar habis terhadap rasio bahan bakar (FC/VM)

### 8.2.2 Karakterisasi Deposisi Abu di Tungku Boiler Simulator

Berdasarkan data analisa abu batubara, maka dapat ditentukan jenis abu batubara, indeks slagging dan fouling yang dikandung oleh batubara tersebut. Dalam menentukan jenis abu, maka pertama dilakukan pengecekan berdasarkan formula:

$Fe_2 O_3 > MgO + CaO \Rightarrow$  abu bituminous

$Fe_2 O_3 < MgO + CaO \Rightarrow$  abu lignitic

Untuk menentukan Slagging dan Fouling Indeks kita memakai formula berikut (Raask, 1987):

### a. Slagging Indeks abu bituminus

Perhitungan slagging indeks ini berdasarkan perhitungan rasio basa asam dengan persen berat (basis kering) sulfur dalam batubara.  $R_s = B/A \times S$

Dalam hal ini :

$$B = \text{CaO} + \text{MgO} + \text{Fe}_2\text{O}_3 + \text{Na}_2\text{O} + \text{K}_2\text{O}$$

$$A = \text{SiO}_2 + \text{Al}_2\text{O}_3 + \text{TiO}_2$$

S = Persen berat sulfur

Klasifikasi potensial slagging menggunakan harga  $R_s$  sebagai berikut :

$$R_s < 0.6 = \text{rendah}$$

$$0.6 < R_s < 2 = \text{sedang}$$

$$2 < R_s < 2.6 = \text{tinggi}$$

$$2.6 < R_s = \text{berat}$$

### b. Slagging Indeks abu lignitic

Perhitungan slagging indeks untuk type abu lignit didasarkan pada temperatur pelelehan abu.

$$R_s = [(\text{maks HT}) + 4(\text{min IT})]/5$$

Dalam hal ini :

Maks HT = temperatur pelelehan hemisferikal tertinggi dari kondisi reduksi atau oksidasi, ° F

Min IT = temperatur deformasi awal terendah pada kondisi reduksi atau oksidasi, ° F

Klasifikasi potensial slagging menggunakan harga  $R_s$  sebagai berikut :

$$2450 < R_s = \text{rendah}$$

$$2250 < R_s < 2450 = \text{sedang}$$

$$2100 < R_s < 2250 = \text{tinggi}$$

$$R_s < 2100 = \text{berat}$$

### c. Fouling Indeks abu bituminous ( $R_f$ )

$$R_f = B/A \times \text{Na}_2\text{O}$$

Dalam hal ini :

$$B = \text{CaO} + \text{MgO} + \text{Fe}_2\text{O}_3 + \text{Na}_2\text{O} + \text{K}_2\text{O}$$

$$A = \text{SiO}_2 + \text{Al}_2\text{O}_3 + \text{TiO}_2$$

$\text{Na}_2\text{O}$  = persen berat dari analisa abu batubara

Klasifikasi potensial fouling menggunakan  $R_f$  sebagai berikut :

$$R_f < 0.2 = \text{rendah}$$

$$0.2 < R_f < 0.5 = \text{sedang}$$

$$0.5 < R_f < 1.0 = \text{tinggi}$$

$$1.0 < R_f = \text{berat}$$

### d. Fouling Indeks abu lignitic

Klasifikasi fouling untuk abu lignit didasarkan pada kandungan sodium dalam abu sebagai berikut :

Jika  $\text{CaO} + \text{MgO} + \text{Fe}_2\text{O}_3 > 20$  % abu batubara

$$\text{Na}_2\text{O} < 3 = \text{rendah sampai menengah}$$

$$3 < \text{Na}_2\text{O} < 6 = \text{tinggi}$$

$$6 < \text{Na}_2\text{O} = \text{berat}$$

Jika  $\text{CaO} + \text{MgO} + \text{Fe}_2\text{O}_3 < 20$  % abu batubara

$$\text{Na}_2\text{O} < 1.2 = \text{rendah sampai menengah}$$

$$1.2 < \text{Na}_2\text{O} < 3 = \text{tinggi}$$

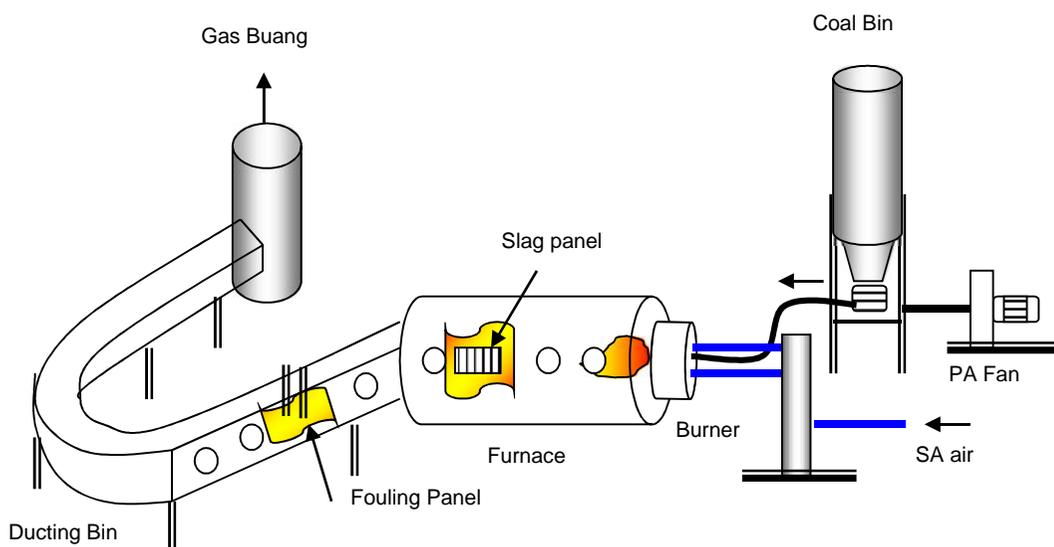
$$3 < \text{Na}_2\text{O} = \text{berat}$$

Kelemahan dari prediksi indeks slagging dan fouling adalah perhitungan dilakukan berdasarkan hasil analisa laboratorium. Analisa abu hanya menggunakan sampel yang sangat minim dan pembakaran sampel dalam alat dalam kondisi pembakaran statik.

Karakterisasi pembakaran batubara pada skala pilot diperlukan untuk mengamati pembakaran batubara dalam kondisi dinamik mendekati kondisi boiler di PLTU. Slagging dan fouling adalah deposisi abu hasil dari reaksi yang kompleks, baik kimia maupun

**Tabel 8.1.** Temperatur Leleh Mineral Oksida dan Campuran  
(Raask, 1985)

Oksida	Temperatur Leleh (°C)	Campuran	Temperatur Leleh (°C)
SiO <sub>2</sub>	1 710	Na <sub>2</sub> SiO <sub>3</sub>	870
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	2 040	K <sub>2</sub> SiO <sub>3</sub>	970
TiO <sub>2</sub>	1 830	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> .Na <sub>2</sub> O.6SiO <sub>2</sub>	1 100
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	1 560	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> .Na <sub>2</sub> O.6SiO <sub>2</sub>	1 100
CaO	2 520	FeSiO <sub>3</sub>	1 140
MgO	2 800	CaO.Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	1 250
Na <sub>2</sub> O	1 280	CaMgO.2SiO <sub>2</sub>	1 390
K <sub>2</sub> O	350	CaSiO <sub>3</sub>	1 540



**Gambar 8.7** Boiler simulator yang dilengkapi dengan panel slagging dan fouling untuk pengamatan deposisi abu

fisika. Pada pembakaran dalam tungku skala pilot, proses reaksi kimia antara material organik dan anorganik dan juga proses dinamik pergerakan abu terjadi secara simultan dan hasil akhirnya dapat diamati di panel slagging dan fouling. Tabel 8.1 menunjukkan temperatur leleh abu oksida logam individu dan juga campuran.

Pada campuran mineral menunjukkan kecenderungan memiliki temperatur leleh abu yang lebih rendah dibandingkan dengan oksida logam individu. Hal ini tidak dapat diamati pada alat analisa analitik skala laboratorium dengan sampel yang minim dan pembakaran yang statik.

**Tabel 8.2** Klasifikasi Jenis Deposit [Jones Indeks]

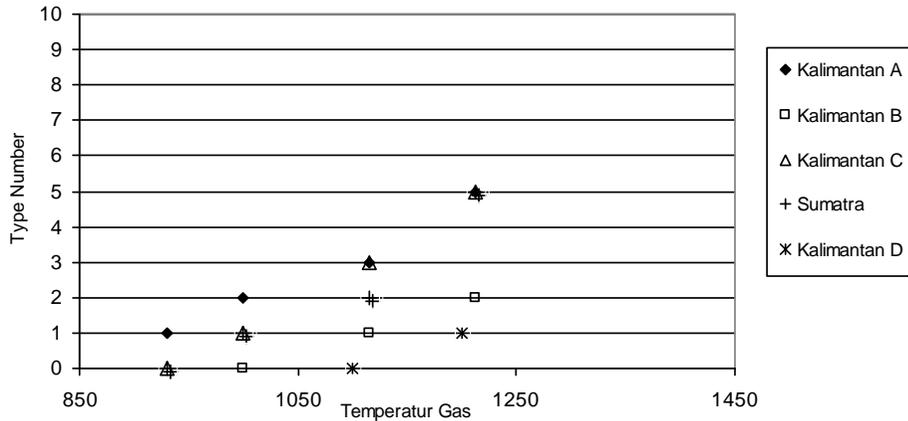
<b>Tipe Nomor</b>	<b>Penjelasan/Kategori Deposit</b>	<b>Kekuatan Deposit kN/m<sup>2</sup></b>
0	Debu	0
1	Dominan berbentuk debu, beberapa terdapat gumpalan deposit yang kecil.	<50
2	Berbentuk gumpalan deposit yang ringan dan beberapa berbentuk debu	50-100
3	Gumpalan deposit ringan yang koheren	100-150
4	Gumpalan deposit ringan/sedang	150-400
5	Gumpalan deposit sedang yang koheren	400-750
6	Gumpalan deposit sedang/kuat	750-1000
7	Deposit menggumpal dengan kuat	1000-1500
8	Deposit menggumpal dengan kuat , sebagian meleleh	1500-2500
9	Dominan abu meleleh	2500-3000
10	Deposit slag yang keras	>>3000

Pada saat uji bakar dapat diamati secara visual pada pipa slagging dan fouling pembentukan, dimana ini dapat diklasifikasikan sesuai Tabel 8.2. Setelah dilakukan uji bakar, deposit yang terbentuk akan diambil untuk dilakukan uji kekuatan dan dievaluasi untuk diklasifikasi berdasarkan tabel 8.2, khususnya untuk deposit pada tungku yang tidak dapat diamati secara visual pada saat pengujian. Selain itu, deposit yang diambil dapat dianalisa lebih lanjut menggunakan SEM (*Scanning Electron Microscopy*) untuk mengetahui komposisinya.

**Tabel 8.3.** Hasil Analisa Batubara, Abu Batubara, dan Temperatur Leleh Abu (Cahyadi, 2010)

Parameter	Kalimantan A	Kalimantan B	Kalimantan C	Kalimantan D	Sumatera A
Abu (% dry)	2,55	7,18	5,88	1,76	7,30
HHV (Btu/lb, dry)	11 990	11 954	11 716	11 950	11 600
Sulfur (% dry)	1,19	0,60	0,21	0,15	0,21
IDT (red.) °C	950	1 160	1 187	1 550	997
HT (oxid.) °C	1 282	1 360	1 285	1 550	1 506
<b>Analisa Abu</b>					
SiO <sub>2</sub>	14,92	40,91	50,91	22,82	54,06
CaO	16,17	3,48	3,93	3,33	3,73
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	4,51	27,86	21,97	55,95	32,21
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	12,87	17,48	10,65	5,96	4,35
MgO	4,64	1,04	3,44	0,01	1,73
Na <sub>2</sub> O	16,50	0,10	0,52	1,47	1,13
K <sub>2</sub> O	0,38	0,61	1,46	2,36	0,57
TiO <sub>2</sub>	0,28	2,05	1,11	3,10	0,84

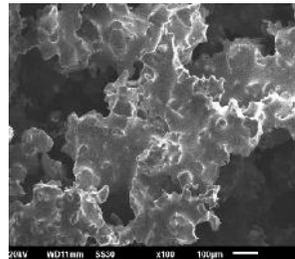
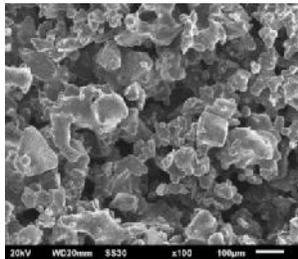
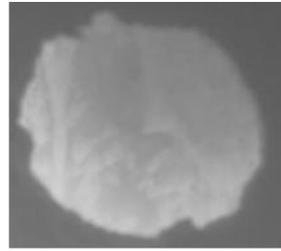
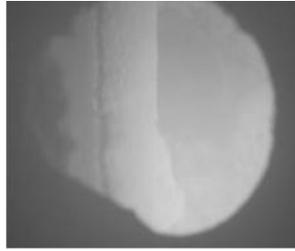
Tabel 8.3 menunjukkan analisa abu batubara Indonesia dengan kandungan sulfur dan abu yang bervariasi. Komposisi abu batubara juga menunjukkan variasi dimana kalimantan B, C dan sumatera A lebih dominan silika. Sedangkan kalimantan D kandungan alumina lebih dominan. Sedangkan kalimantan A terjadi komposisi persentasi silika, kalsium, iron dan sodium yang merata. Kalimantan A dan sumatera A memiliki temperatur initial leleh yang rendah dibandingkan batubara lainnya. Paduan mineral oksida dapat mempengaruhi temperatur leleh abu. Tabel 8.1 menunjukkan temperatur leleh masing-masing oksida yang ada di batubara dan menunjukkan bahwa campuran antara beberapa mineral oksida akan menyebabkan penurunan titik leleh abu dari masing-masing mineral oksida sebelum bercampur.



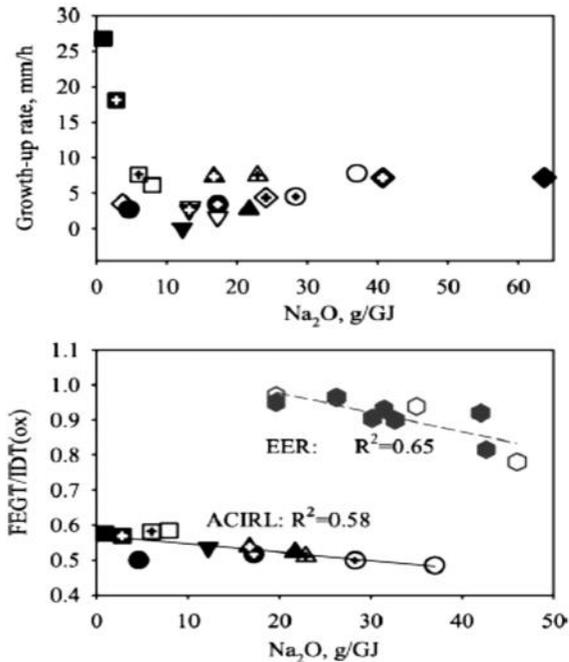
**Gambar 8.8 .** Karakteristik deposit selama pengujian (Cahyadi, 2010)

Berdasarkan hasil analisis beberapa jenis batubara pada Gambar 8.8 (lihat Tabel 8.3 untuk spesifikasi batubara) ditunjukkan bahwa batubara Kalimantan D memiliki titik leleh yang paling tinggi, kemudian disusul oleh Kalimantan B, Sumatra A, Kalimantan C dan terakhir Kalimantan A. Berdasarkan uji bakar, batubara Kalimantan A memiliki titik leleh yang rendah, dimana pada temperature 950 °C sudah terjadi pembentukan deposit dalam tipe 1. Berdasarkan hasil analisis abu batubara menunjukkan bahwa batubara Kalimantan D mempunyai kandungan alumina yang lebih tinggi dibandingkan lainnya yaitu 55,9 %. Pada Gambar 8.8 dan Tabel 8.4, dapat dilihat bahwa titik leleh alumina cukup tinggi yaitu: 2043 °C. Pada batubara Kalimantan A, kandungan aluminanya paling rendah yaitu 4,51 %, ditambah dengan kandungan sodiurnya yang tinggi yaitu 16,5 %, sehingga temperatur lelehnya paling rendah diantara batubara lainnya.

Berdasarkan kondisi kekuatan deposit yang terbentuk, batubara Kalimantan A, C dan Sumatra A mempunyai kekuatan deposit yang lebih tinggi dibandingkan Kalimantan B dan D. Batubara Kalimantan D, mempunyai kekuatan deposit yang paling lemah diantara batubara lainnya sehingga depositnya paling mudah dibersihkan.



**Gambar 8.9.** Tipikal deposit fouling (kiri) dan slagging (kanan) dan foto SEM hasil uji bakar (B2TE, 2014)



**Gambar 8.10.** Korelasi kandungan sodium terhadap laju pertumbuhan, (Sua, 2003)

Pengaruh kandungan sodium pada deposit fouling juga dilakukan oleh ACIRL and EER furnaces, (Sua, 2003). Gambar 8.10 menunjukkan potensi kecenderungan fouling, laju pertumbuhan dan FGET/IDT(ox.), terhadap %Na<sub>2</sub>O didalam abu batubara yang telah diujibakar di ACIRL dan EER furnaces. Berdasarkan pengujian di ACIRL dan EER menunjukkan bahwa adanya kandungan sodium abu batubara dapat membentuk deposit fouling namun variasi nilai kandungan sodium tidak terlalu mempengaruhi pada laju pertumbuhan deposit. Korelasi antara FEGT (*Furnace Exit Gas Temperature*)/IDT (*Initial Deformation Temperature*) dengan Na<sub>2</sub>O, g/GJ menunjukkan hubungan yang cukup baik ditunjukkan pada gambar 8.10. Pada akhirnya korelasi antara FEGT/IDT(*oxidizing*) and Na<sub>2</sub>O (g/GJ) dapat menjadi acuan untuk memprediksi fouling dengan IDT(*oxidizing*) kurang dari 1600 °C.

## Daftar Pustaka

- B2TE (2014) *Coal Combustion Testing Report*, BPPT, Indonesia
- Borio R.W., Levasseur A.A. (1980) *Overview of coal ash deposition in boilers*, Combustion Engineering, inc. 1000 prospect hill road, US.
- Bryers (1996) *Fireside Slagging, Fouling and High Temperature Corrosion of Heat-Transfer Surface Due to Impurities in Steam Raising Fuels*, Progress Energy Combustion Science. Vol.22. p.29-120, Elsevier, Belanda.
- Cahyadi, Yenni W. (2010) *Testing on ash deposition characteristic using boiler simulator*, AMTeQ 2010, LIPI, Indonesia.
- Gibb, W.H., Jones, A.R. dan Wigley, F. (1993) *The UK Collaborative Research Programme on Slagging in Pulverized Coal Furnace: Results of Full-Scale Plant Trials*, The Impact of ash Deposition on Coal Fired Plant.
- Harding, N.S., O'Connor D.C. (2007) *Ash deposition impacts in the power industry*, Fuel Processing Technology, Vol.88, p.1082-1093. Elsevier, Belanda.
- Raask, E. (1985) *Mineral Impurities in Coal Combustion: Behavior, Problems and Remedial Measures*. Hemisphere Publishing Corporation, US.
- Shi Sua, John H. Pohl, Don Holcombec (2003) *Fouling propensities of blended coals in pulverized coal-fired power station boilers*, Fuel 82, 1653–1667.
- Taler J., Trojan M., Taler D., (2009) *Assessment of Ash Fouling and Slagging in Coal Fired Utility Boiler*, Proceeding of International Conference on Heat Exchanger Fouling and Cleaning VIII, Austria.

# Indeks

Abu, 22  
Air Separation Unit, 10  
Batubara  
    Lignit, 20  
    Sub-bituminus, 20  
    Bituminus, 20  
    Antrasit, 20  
Biaya kapital, 95  
Carbon Capture Storage, 8, 10,12,13  
Carnot, 41, 42  
Chemical Looping Combustion, 10  
Clausius – Rankine, 43  
CO<sub>2</sub>, 4,5,6,7, 10,12,13  
DNB, 78, 79  
Drying out, 78, 79  
Dustiness index, 23  
Efisiensi, 48, 49, 67  
Elastisitas, 23  
Fouling, 146, 152  
Friability, 23  
Grindability, 23  
Hardgrove indeks, 23.  
Hardness Number, 23  
Heatrate, 50, 51, 67  
HHV , 25, 48, 68, 70  
IGCC, 10  
IRR, 94  
Karbon, 22  
Laluan sekali, 53  
LHV, 68  
Nilai kalor, 23  
NPV, 94  
Oxyfuel, 10, 12, 13  
Penyalaan, 26, 28, 29  
    Homogenous, 28  
    Homo-heterogenous, 28  
    Heterogenous, 28

Pipa polos, 78, 80, 81  
Pipa ulir, 78, 80, 81  
Pirolisis, 26, 30  
Proksimat, 21  
Rankine, 47, 48  
Reheat, 47, 48, 57, 68, 69  
Slagging, 145  
Teknologi  
    Sub-kritikal, 56, 57, 58, 59, 62, 63, 70, 71, 72,73, 74, 108,  
    109, 111  
    Superkritikal, 56, 57, 69, 70, 71, 72,73, 74, 108, 109, 111  
    Ultra superkritikal, 62, 70, 71, 72,73, 74, 108, 109, 111  
Temperatur leleh abu, 25,26  
TGA, 34  
Tungku  
    DTF, 115, 116, 128, 129, 130  
    1 Dimensi, 142, 143  
    Boiler Simulator, 144, 147  
Ultimat, 22  
Zat terbang, 21



**BALAI BESAR TEKNOLOGI ENERGI  
BADAN PENGKAJIAN DAN PENERAPAN TEKNOLOGI**

Kawasan Pusat Penelitian Ilmu Pengetahuan Dan Teknologi (PUSPIPTEK)  
Gd.620-624, Setu Tangerang Selatan 15838  
Banten  
Telepon : 021-756-0550  
[www.b2te.bppt.go.id](http://www.b2te.bppt.go.id)

ISBN 978-602-1124-94-9



9 786021 124949