

# KAJIAN TEKNOLOGI *IMPROVED BCL* UNTUK MEMPRODUKSI BBM SINTETIS

Lambok Hilarius Silalahi

Pusat Teknologi Konversi dan Konservasi Energi  
Badan Pengkajian dan Penerapan Teknologi

## **Abstract**

*An overview of Coal Liquefaction technology, so called Improved Brown Coal Liquefaction or Improved BCL process is discussed. The improved BCL process is actually the most effective process to obtain high oil yield compared with other coal liquefaction processes and well suited to most Indonesian coal. The process has been confirmed with Banko coal taken from Tanjung Enim, Sumatra and the process design as well as the conceptual design for feasibility study has been made. In this paper, an overview of features of the improved BCL process is introduced along with the typical result of coal liquefaction test. Moreover, a description of Hycol process, to gasify brown coal efficiently to produce hydrogen gas is discussed. This process has been demonstrated in a 150 t/d demo plant in Japan to confirm the engineering performance as well as the thermal efficiency. Finally the result of economic viability is presented to calculate the overall cost including pipeline cost and transportation cost of the equipment.*

## **1. PENDAHULUAN**

Proyek pencairan batubara Banko telah dimulai penelitiannya sejak tahun 1994, bekerjasama dengan NEDO, Jepang. Sasaran utama dari penelitian ini adalah untuk melihat kemungkinan penerapan pencairan batubara di Indonesia, khususnya di Sumatera Selatan, mengingat potensi batubara muda di wilayah ini sangat besar bahkan 50% lebih dari total cadangan batubara terletak di sini. Disamping itu, dibayangi oleh kelangkaan minyak pada masa depan, realisasi dari proyek pencairan batubara ini memiliki arti yang sangat penting untuk menjamin suplai energi minyak (BBM sintetis) bagi Indonesia dan sekaligus memberikan solusi untuk pemanfaatan batubara muda yang kurang memiliki nilai ekonomis.

Untuk itu pengkajian dan pengembangan suatu proses yang efisien telah berhasil dilakukan oleh BPPT dan NEDO yakni yang disebut teknologi 'Improved BCL' dan studi kelayakannya telah dibuat. Dalam makalah ini dijelaskan fitur dan desain konsep dari proses tersebut. Proses ini merupakan proses yang paling efisien, efisiensi panas 62%, dibandingkan proses-proses lain yang pernah dikembangkan. Hal ini bisa tercapai dengan memanfaatkan panas buang secara maksimal. Disamping itu proses ini menggunakan proses gasifikasi batubara untuk menghasilkan gas hidrogen yang dibutuhkan di dalam proses, menggantikan steam reforming gas alam. Kecanggihan dari teknologi ini adalah

karena teknologi ini merupakan gabungan dari beberapa teknologi turunan seperti upgrading batubara, hidrogenasi dengan katalis limonit, solvent deashing, hydrotreatment dan gasifikasi batubara muda.

## **2. LOKASI DAN LAYOUT PABRIK**

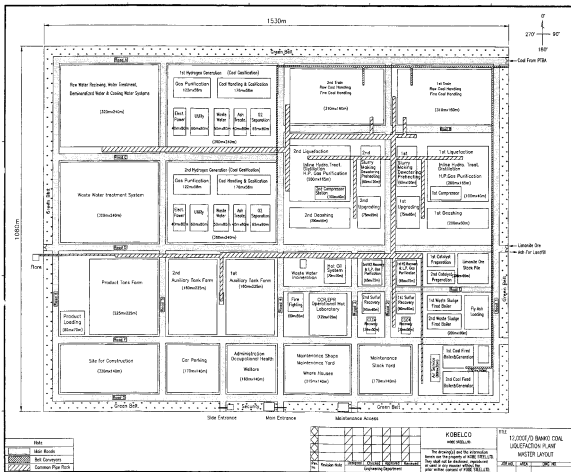
### **2.1. Lokasi Pabrik**

Deposit batubara Banko terletak di kecamatan Tanjung Agung, 25 km dari kantor pusat PTBA, Tanjung Enim, dan memiliki total cadangan di konsesi area ini sebanyak lebih dari 1 milyar ton. Pabrik pencairan batubara ini akan dibangun di lokasi antara Banko Tengah dan Selatan. Untuk tahap pertama 2 unit dengan kapasitas masing-masing 6,000 t/d akan dibangun di areal seluas 1080 x 1530 m<sup>2</sup>. Lokasi pabrik pencairan batubara ini terletak 220 km dari Palembang, yang mana untuk pengangkutan mesin-mesin berat dan reaktornya selama masa konstruksi dan instalasi akan memerlukan biaya extra termasuk pengadaan bengkel las (*welding workshop*) khusus di dekat lokasi mengingat ada beberapa peralatan berat seperti reaktor yang harus dilas (*welding*) di lokasi pembangunan pabrik.

### **2.2. Layout Pabrik**

Denah dasar (*master layout*) dari pabrik pencairan batubara dengan kapasitas 6,000 t/d dapat dilihat pada Gambar 1 Layout ini merupakan *layout* yang sangat sistematis dan

ergonomis dari segi letak dan keterkaitannya satu sama lain. Aliran dalam proses itu didesain sedemikian rupa sehingga diperoleh tata letak yang sangat efisien. Batubara akan masuk dari jalan di sebelah utara, sebagian untuk pencairan dan sebagian untuk gasifikasi. Karena jenis batubara yang digunakan untuk pencairan dan gasifikasi berbeda, maka coal handling sectionnyapun dipisahkan. Sehingga tank yard untuk produk minyak terletak di paling ujung sebelah selatan.



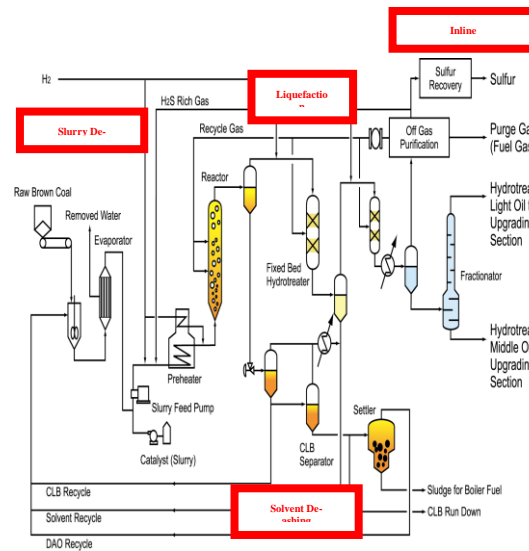
Gambar 1. Master layout pabrik pencairan batubara (6,000 t/d)

### 3. PROSES PENCAIRAN BATUBARA

#### 3.1. Aliran Proses

Aliran proses (*Flow diagram*) dari proses Improved BCL dapat dilihat pada Gbr. 4. Proses ini terdiri dari 4 unit yang berbeda dan masing-masing unit dapat berdiri sendiri sebagai teknologi untuk proses konversi untuk batubara dan minyak. Misalnya proses 'Slurry Dewatering' ini merupakan proses up-grading batubara muda yakni proses untuk menghilangkan kandungan air dalam batubara dengan pemanasan dalam pelarut. Melalui teknik ini diperoleh efisiensi energinya sangat tinggi dan limbah air yang dikeluarkan tidak tercemar oleh kandungan organik dari batubara. Kemudian setelah digerus dan dikeringkan batubara dimasukkan ke dalam reaktor bersama-sama dengan katalis dan pelarut (*solvent*) dalam wujud bubuk (*slurry*). Di dalam reaktor bubuk ini dipanaskan dengan temperatur 450°C dan tekanan hidrogen 150 atm sehingga diharapkan akan terjadi reaksi hidrogenasi yakni reaksi antara senyawa atau fragmen batubara dengan gas hidrogen. Reaksi antara hidrogen dan radikal bebas dari fragmen batubara ini akan berjalan efektif apabila dibantu oleh katalis. Dalam proses ini digunakan katalis dari jenis *iron*

*oxy-hydroxide* atau jenis mineral alam yang biasa disebut limonit. Fraksi minyak ringan (*light oil*) yang keluar dari reaktor lalu dimurnikan di dalam unit *In-line Hydrotreating* dengan menggunakan katalis nickel-molybdenum untuk membuang kandungan *heteroatom* (sulfur, oksigen dan nitrogen) agar diperoleh kualitas minyak yang lebih stabil.



Gambar 4. Aliran Proses Improved BCL

Sementara itu sebagian dari fraksi minyak beratnya diumpun balik ke unit *slurry making* dan sebagian lagi digunakan untuk unit penghilangan abu dalam pelarut (*solvent de-ashing*). Tujuan dari unit deashing ini adalah untuk mengontrol konsentrasi abu yang masuk ke dalam reaktor, sementara konsentrasi katalisnya tetap dipertahankan melalui *bottom recycle*. Sebab melalui *bottom recycle* inilah dapat diperoleh tingkat konversi minyak (*oil yield*) yang maksimum. Produk minyak yang dihasilkan adalah minyak fraksi ringan dan menengah dikeluarkan melalui distilasi dengan *cutting temperatur* < 300°C, atau setara dengan minyak bensin dan kerosin dan diesel.

#### 3.2. Kondisi Operasi dan Produk Minyak Batubara

Kondisi operasi dari proses pencairan, terutama untuk reaksi hidrogenasi dapat dilihat pada Tabel 1. Reaksi hidrogenasi (*Coal Liquefaction*) di dalam reaktor terjadi pada temperatur 450°C, lama reaksi 65 menit, tekanan gas 15 MPaG, rasio solvent terhadap batubara 2.0 dan rasio bottom yang diumpun balik terhadap umpan batubara 80wt%. Unit *In-line hydrotreater* juga dioperasikan pada tekanan 150 bar, sementara untuk kondisi operasi dari unit-unit *Upgrading* dan

*Solvent Deashing* dilakukan pada tekanan relatif rendah, masing-masing 50 dan 35 atm.

Tabel 1. Kondisi operasi unit-unit penting proses pencairan batubara Banko

Coal Liquefaction	Reaction Temperature	450°C	
	Reaction Time	65min	
	Reaction Pressure	15 MPaG	
	Catalyst	Limonite 1wt% as Fe	
	Solvent to Coal Ratio	2.0 wt/wt	
	Bottom Recycle Ratio	80wt% on dafc	
In-line Hydrotreater		First Step	Second Step
	Initial Reaction Temp.	320°C	360°C
	Reaction Pressure	15 Mpa	
	LHSV	1.0 hr <sup>-1</sup>	1.0 hr <sup>-1</sup>
Upgrading	Catalyst	Pt-Pd / Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	
	Initial Reaction Temp.	300°C	
	Reaction Pressure	5 Mpa	
	LHSV	5.0 hr <sup>-1</sup>	
Solvent Deashing	Settling Temperature	270°C	
	Settling Pressure	3.5 Mpa	
	Solvent to CLB feed ratio	4.0 wt/wt	
	Solvent type	Product naphtha	
	Ash in the Overflow	2000 ppm in DAO	
CLB Extraction ratio	88wt%		

Struktur minyak yang diperoleh dari proses pencairan batubara ini dapat dilihat pada Tabel 2. Komponen minyak (distilat) yang merupakan nilai total dari LO, MO dan HO adalah sebanyak 63.5wt%. Dibandingkan dengan minyak mentah, minyak batubara ini boleh dikatakan *ultra clean fuels* karena kandungan sulfur dan nitrogen (<10 ppm) sangat rendah. Akan tetapi untuk nilai oktan pada fraksi bensin dan nilai cetan pada fraksi diesel perlu ditingkatkan pada unit pengilangan minyak di Pertamina. Setelah melalui proses ini, minyak tersebut dapat dicampur dengan fraksi yang sama dari minyak bumi untuk memenuhi spesifikasi pasar di Indonesia (nilai oktan > 88, dan nilai cetan > 45).

Tabel 2. Struktur fraksi dari produk liquifaksi dan konversinya. Unit : wt% on dafc

	Dist	LO	MO	HO	LP	CL	Gas	H <sub>2</sub>	ΔH
Yield	63.5	28.8	22.0	12.7	5.1	8.3	15.0	15.2	-7.1

Keterangan :  
 Dist : b.p. C5 – 420°C,  
 LO : b.p. C5 – 220°C,  
 MO : b.p. 220°C – 300°C  
 LPG : C3 – C4,  
 Gas : CO, CO<sub>2</sub>

Disamping produk minyak, berikut ini adalah produk samping (by product) yang memiliki nilai ekonomis untuk dijual.

LPG ; gas propan dan butan, yang diperoleh dari pemurnian gas buang

Amonia ; diperoleh dari sistem treatment limbah air.

Phenols ; juga diperoleh dari sistem treatment limbah air.

### 3.3. Panas Reaksi

Panas reaksi dari pencairan batubara Banko dan proses hydrotreating dihitung. Untuk panas yang

dihasilkan dalam reaksi hydrotreating adalah pertama menghitung panas reaksi dari setiap produk dengan melihat panas pembentukan, lalu menghitung hasil perkalian antara panas reaksi dengan jumlah yang terbentuk dan menjumlah nilai-nilai tadi. Rumus untuk menghitung panas reaksi ini adalah sebagai berikut :

$$H \text{ reaksi} = 1154.7 + 74.27x \Delta H_2$$

$$(\Delta H_2 = - 4.4 \text{ to } - 5.7\text{wt\% on dafc})$$

$$H \text{ reaksi} : \text{panas reaksi (kcal /Nm}^3 \cdot \Delta H_2)$$

$$\Delta H_2 : \text{konsumsi hidrogen (wt\% terhadap dafc)}$$

Rumus ini diperoleh dari hasil pengoperasian pilot plant di Australia. Penurunan temperatur pada outlet dari slurry preheater akan mengurangi pembentukan kerak (*scale*) pada preheater dan absorpsi panas dari panas reaksi adalah jumlah panas yang sensitif untuk slurry. Bila temperatur slurry yang keluar dari preheater relatif rendah, maka akan mengurangi jumlah quench gas yang harus disuntik untuk mendinginkan temperatur dalam reaktor, sehingga volume gas dalam reaktor lebih kecil dan waktu tinggal (*retention time*) slurry bisa lebih lama. Jadi dengan mengetahui panas reaksi ini, dapat diestimasi jumlah quench gas yang harus disuntik ke dalam reaktor. Panas reaksi dan jumlah aliran quench gas untuk proses Improved BCL dapat dilihat pada Tabel 3. dan Tabel 4.

Tabel 3. Panas reaksi dari Coal Liquefaction dan Inline hydrotreatment

	Coal Liquefaction	First Step Hydrotreating	Second Step Hydrotreating
Heat of Reaction (kcal/Nm <sup>3</sup> . ΔH <sub>2</sub> )	771.5	522.1	410.9
ΔH <sub>2</sub> (wt% on dafc)	-5.16	--	--

Tabel 4. Flowrate quench gas untuk Coal Liquefaction dan Inline hydrotreatment

	Coal Liquefaction	First Step Hydrotreating	Second Step Hydrotreating
Flow Rate (kg/h)	67,959	16,928	3,187
(Nm <sup>3</sup> /h)	282,519	70,347	13,245

## 4. KONSUMSI UTILITAS DAN EFISIENSI ENERGI

Untuk menghitung jumlah kebutuhan utilitas, digunakan *process simulator* dengan methoda sifat fisika dan kesetimbangan liquid-vapor. Untuk pabrik pencairan batubara dengan kapasitas 6,000 t/d, total konsumsi listriknya adalah 202,790 kWh/h, 158,000 kWh/h disuplai dari boiler dan

selebihnya dari steam turbine (40,000 kWh/h) dan heat recovery (4,250 kWh/h).

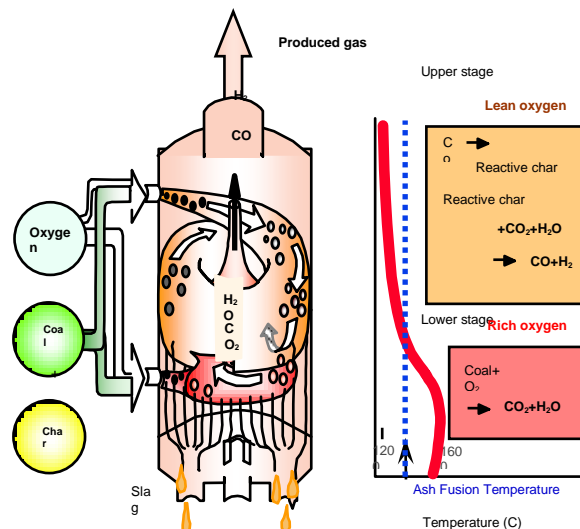
Kebutuhan steam adalah sebagai berikut HP steam 330 t/h, MP steam 153 t/h dan LP steam 346 t/h. Untuk raw water kebutuhannya mencapai 1042 t/h, demineralized water 1070 t/h dan cooling water 49,300 t/h. Untuk kebutuhan gas nitrogen adalah 320 Nm<sup>3</sup>/h dan plant off gas 41,400 Nm<sup>3</sup>/h. Disamping itu juga ada kebutuhan katalis limonit 5.44 t/h, Ni-Mo-P 540 m<sup>3</sup>/h dan katalis untuk CO converter dan katalis untuk sulfur recovery dan juga bahan kimia lainnya yang relatif kecil volumenya.

Indikator efisiensi energi dari proses Improved BCL dapat digunakan untuk menghitung jumlah pengurangan emisi karbondioksida. Hasil perhitungan efisiensi energi tersebut mencapai nilai 62.3%, yang mana jauh lebih tinggi dibandingkan dengan proses pencairan batubara tidak langsung (indirect coal liquefaction), 44-50%. Perhitungan energi efisiensi adalah jumlah total energi pembentukan dari semua produk dikalikan entalpinya masing-masing dibagi total energi dalam batubara yang digunakan menurut entalpi dari proses konversinya dikalikan 100%.

### Gasifikasi Batubara

Gas hidrogen yang dibutuhkan untuk proses pencairan dapat diperoleh dari steam reforming gas alam dan proses gasifikasi batubara. Mengingat keterbatasan pasokan sumber daya gas alam dan kebijakan pemerintah untuk pemanfaatan batubara semaksimal mungkin, maka sejak tahun 1997 studi gasifikasi batubara dimasukkan sebagai alternatif teknologi untuk produksi hidrogen. Pada awalnya 3 teknologi gasifikasi, Prenflo, Ube-Texaco dan Hycol dievaluasi untuk melihat performansi dan biaya konstruksinya. Setelah melalui seleksi dan kecocokan dengan batubaranya, kemudian Hycol dipilih untuk proses gasifikasinya. Fitur dari proses Hycol ini adalah sebagai berikut :

Gasifier : Single chamber, 2-Stage, Rotating Flow, Entrained Bed  
 Gasifying agent : Oxygen  
 Pressure : 40 kg/cm<sup>2</sup> (absolute)  
 Coal Feed : Dry, Pneumatic transport with product gas



Gambar. 3. Prinsip kerja gasifier HYCOL

## 5. KEEKONOMIAN

### 5.1. Biaya konstruksi Pabrik Pencairan

Biaya konstruksi pabrik pencairan batubara meliputi pabrik pencairan batubara dan gasifikasi batubara serta pembangkit listrik dan juga pemasangan pipa minyak dari Tg. Enim - Tg. Apiapi dan pembangunan terminal terminal minyak Tg. Apiapi termasuk loading system ke tanker. Untuk menghitung estimasi biaya untuk konstruksi, ada beberapa prosedur yang umum digunakan :

- Estimasi biaya untuk Process Plant Equipment
- Estimasi biaya per Unit
- Estimasi biaya untuk *Utilities dan Auxiliary*
- Estimasi biaya untuk *Bulk Material*
- Estimasi biaya untuk *Ocean Freight*
- Estimasi biaya untuk *Inland Transportation*
- Estimasi biaya untuk *Erection Work*
- Estimasi biaya untuk *Civil and Building Work*
- Estimasi biaya untuk *Pipe Rack*
- Estimasi biaya untuk *Different Plant Capacity*
- Estimasi biaya untuk *Engineering Fee and Insurance*
- Estimasi biaya untuk *Pipe Line System*
- Estimasi biaya untuk *Oil Terminal*
- Estimasi biaya untuk *Contingency*

Biaya konstruksi untuk kapasitas pabrik 12,000 t/d adalah 2,52 milyar dollar. Sebagai pembandingan untuk kapasitas 6,000 t/d dan 30,000 t/d masing-masing adalah 1.43 milyar dollar dan 5.38 milyar dolar. Sementara biaya konstruksi untuk pipa dan terminal dapat dilihat pada Tabel 5.

Local content dari biaya konstruksi pabrik dengan kapasitas 6,000 t/d adalah 12.5% dan untuk pipeline dan terminal masing-masing 55% dan 14.5%.

Tabel 5. Biaya konstruksi untuk pipeline dan terminal Unit : US\$

DISKRIPSI	Kapasitas pabrik 6,000 t/d			
	Plaju		Tanjung Apiapi	
	Pipeline (202 km)	Terminal	Pipeline (265 km)	Terminal
Material dan Labor work				
1. Equipment	9,601,000	33,235,000	12,106,000	33,060,000
2. Piping	17,563,500	515,000	23,003,500	562,000
3. Electrical, Instrument	4,876,900	4,392,100	6,183,500	3,718,500
4. Contingency	9,612,420	11,442,630	12,387,900	11,202,150
Total	41,653,820	49,584,730	53,680,900	48,542,650
5. Project Services (T&I)		3,178,700		3,885,700
Grand Total	94,417,250		106,109,250	

## 5.2. Analisis dan Evaluasi Finansial

Hasil analisa keekonomian dari pabrik pencairan batubara ini sangat dipengaruhi dari kapasitas pabrik dan prekondisi dan asumsi-asumsi yang digunakan. Berikut adalah prekondisi utama yang digunakan, artinya asumsi ini dianggap fixed dan digunakan sebagai titik tolak untuk perhitungan dasar.

Kapasitas pabrik : 12,000 t/d (basis)  
 Batubara : Batubara Banko  
 (moist. 35.8%wb, ash 9%db)  
 Produksi minyak : 53,400 barel/hari  
 Sumber hidrogen : Hycol gasification  
 Shipping terminal : Plaju, Tg. Api-api

Metoda yang digunakan untuk menghitung keekonomian adalah Discount Cash Flow, yakni metoda yang sangat umum digunakan pada perusahaan-perusahaan di berbagai negara yang mana net cash flow tahunan sejak tahun pembangunan hingga tahun berakhirnya operasi dikonversikan sama dengan tahun pertama dari operasi dengan menggunakan discount rate. Dan harga jual minyak pada tahun pertama produksi dihitung pada asumsi dari ROE sehingga total discount cash tahunannya menjadi nol.

Ada beberapa faktor yang memegang kunci penting sehingga mempengaruhi keekonomian dari pabrik pencairan batubara ini, diantaranya adalah tax, harga jual batubara, biaya transportasi minyak dan faktor COE dari minyak batubara.

Pertama-tama perlu dilihat berapa harga jual minyak FOB Tg. Apiapi. Dari hasil perhitungan dapat diketahui bahwa harga jual minyak dapat kompetitif dengan minyak bumi, dengan asumsi ROE 10%. Misalnya dengan kapasitas pabrik 12,000 t/d harga jual minyak

pada tahun produksi 2011 adalah US\$ 26.6 per barel (tidak termasuk inflasi).

Dari studi sensitivitas dapat diketahui bahwa pengaruh dari harga batubara, bunga pinjaman bank, tax korporasi dan COE sangat sensitif terhadap harga jual minyak batubara.

## 6. KESIMPULAN

Proses *Improved BCL* merupakan proses yang paling cocok untuk pencairan batubara muda Banko, setelah melalui tahapan pengembangan yang cukup lama. Efisiensi energi dari proses ini adalah 62%, dimana paling tinggi diantara proses-proses lain sehingga sangat efisien dan juga ramah lingkungan. Tingkat konversi minyak yang dihasilkan adalah 63,5% ditambah dengan by-produk LPG dan sulfur, phenols, amonia yang dipurifikasi. Sumber hidrogen diperoleh melalui gasifikasi batubara Banko itu sendiri, dengan memanfaatkan batubara yang kadar abunya relatif lebih tinggi daripada batubara yang digunakan untuk proses pencairan. Meskipun dari segi proses sudah mencapai tingkat yang maksimal, namun untuk realisasinya masih ada kendala-kendala teknis, terutama dari segi transportasi peralatan berat ke lokasi. dan welding serta perekrutan tenaga-tenaga profesional yang cukup besar jumlahnya. Untuk mengklarifikasi permasalahan seperti ini dukungan dari pemerintah pusat dan daerah sangat krusial.

## DAFTAR PUSTAKA

- Applicability Study on Banko Coal in Indonesia (March 1997), NEDO-BPPT
- Applicability Study on Banko Coal in Indonesia (March 1999), NEDO-BPPT-Kobe Steel Ltd.
- Feasibility Study on Banko Coal in Indonesia (March 2002), NEDO-BPPT-Kobe Steel Ltd.