パイロットプラントにおける酸素吹き気流層石炭ガス化炉の特性[†]

上田 史麒・吉田 信夫・橋本 涼一・村松 忠義

石炭利用水素製造技術研究組合 運転研究所^{††}

野村 和夫

新エネルギー・産業技術総合開発機構

クリーン・コール・テクノロジー・センター^{†††}

酸素吹き気流層石炭ガス化炉の特性を、最大3 MPa、50 t/dのパイロットプラントにより検討した。酸素量/石炭量の比(酸素比)に対し冷ガス効率は最大値を示した。適正な酸素比とチャー循環を行うことにより、炭素ガス化率98%、冷ガス効率78%の目標が達成できた。チャー循環の安定化にはチャーのガス化効率が影響し、チャーに対する適度な酸素の供給が重要である。またガス化部上段と下段の酸素量を制御することで、炉内に温度差をつけることが可能で、この結果、水素、一酸化炭素の良質のガスが多く得られると同時に、灰の熔融とスラグ流下の安定が図れた。一方、飛散灰の付着、凝集の問題に遭遇したが、上段酸素量を少なくする等してこの温度を下げ飛散灰を固化する改善を実施した。以上の結果、1149時間の安定連続運転を達成した。

結 言

石炭ガス化技術は石炭利用の拡大と一層の環境保全の要請から注目され国の内外で開発が進んでいる²⁾。ガス化にはいくつかの方式があるが、微粉炭を石炭灰の熔融温度以上でガス化する気流層方式は、化学製品原料、水素の原料、産業用燃料及び発電用燃料に幅広く用いることができる一酸化炭素と水素を主成分とするガスを製造し、石炭利用拡大が図れる有望技術である。欧米では、Texaco 法やShell 法が実証水準にある²⁾が、大部分を輸入炭に頼るわが国では、炭種対応、高効率性が重要でわが国独自の技術開発が必要であるという観点から、通商産業省サンシャイン計画の一環として平成3年度から水素製造技術及びガス化複合発電技術を目指して二つのパイロットプラントによる運転研究が進められている²⁾。本報は同計画の一つである酸素吹き気流層ガス化パイロットプラントによる「石炭利用水素製造技術開発(以下HYCOLと称す)」の研究結果の一部をまとめたものである。

従来気流層ガス化炉の運転特性やガス化特性に関しては小型装置による基礎研究の報告はあるが^{4,5,13)}、パイロ

ットプラント規模の特性¹⁾については少ない。本報告ではガス化特性や灰の熔融特性等とそれが安定運転性に対する影響等を明らかにすることにした。

1. パイロットプラントの概要

1.1 パイロットプラントの構成

HYCOLパイロットプラントの概略フローシートをFig. 1に示す。石炭前処理工程、ガス化炉、熱回収工程、脱塵工程、水洗浄工程、生成ガス焼却工程及び燃焼排ガス脱硫工程より構成される。石炭は粉碎され一旦貯留された後、加圧ホッパに移されそこから気流搬送でガス化炉に送られる。ガス化炉の構造をFig. 2に示す。ガス化炉はガス化部、熱回収部及びスラグ回収部より成立し、それぞれ水冷耐火壁、水冷壁及び耐火壁で構成されている。ガス化部の上段下段にはそれぞれ複数本の石炭バーナが円周方向に向けて設置されており、旋回流が形成される。石炭バーナには同時に酸素が送られ、それによってガス化が起こる。石炭中の灰は熔融してスラグとなり炉壁を流下してガス化部の底のスラグタップ孔からスラグ回収部の水槽に落下する。ここで急冷されてガラス状スラグとなり、一旦ホッパに貯められた後、炉外へ排出される。一方、生成したガスはガス化部出口から熱回収部へ流れ、熱が回収されると同時に冷却される。その後2段のサイクロンにより飛散粒子(以後、チャーと称す)が除去さ

[†] 1994年3月10日受理

^{††} 〒299-02 袖ヶ浦市中袖3-1

^{†††} 〒170 豊島区東池袋3-1-1

Fig. 1 Flow diagram

Fig. 2 Structure of gasifier

れる。回収されたチャーは一旦チャーホッパに貯められ、気流搬送によりガス化炉に送られる。チャーバーナにも酸素を供給し、ガス化させる。サイクロンを通じたガスは熱回収ボイラに通され、更に熱が回収される。その後水洗浄塔で粒子が完全に除去され、減圧されて焼却炉に入る。燃焼排ガスは脱硫塔に通された後排気される。

今回は石炭を上段と下段の各バーナに均等に供給した。熱電対で各所の温度を計測したが、ガス化部では上段バーナ及び下段バーナ付近に設置し、それぞれ上段温度、下段温度とした。本プラントは圧力1～3MPa、石炭処理量20～50t/dで運転された。パイロットプラントでは海外炭を含む何種類かの石炭を用いたが、本報は太平洋炭で、3MPa、50t/dでの結果であり、その性状をTable 1に示した。

1.2 パイロットプラントの特徴

本パイロットプラントは酸素をガス化剤とし、微粉炭を直接高圧下に供給する気流層方式としてはわが国初のもので、次の特徴がある。

(1) 微粉炭の乾式供給…ガス化反応に対する石炭給煤

Table 1 Typical properties of Taiheiyō coal

Heating value	(kJ/kg/MF)	28,000～28,400
Prox. analysis		
Moisture	(%)	2.8～3.1
Fixed carbon	(%)	37.5～38.6
Volatile matter	(%)	45.0～47.4
Ash	(%)	13.1～14.4
Ultimate analysis		
Carbon	(%, MF)	66.2～67.3
Hydrogen	(%, MF)	5.7～5.8
Nitrogen	(%, MF)	0.9～1.0
Oxygen	(%, MF)	12.2～12.5
Sulfur	(%, MF)	0.1
Ash fusibility temp.*		
Initial deform.	(°C)	1,230～1,250
Hemisphere	(°C)	1,300
Flow	(°C)	1,320～1,330

* Reducing condition

体の影響を少なくする目的で濃厚な状態で行う気流搬送を採用した。

(2) 1室2段旋回流型ガス化法…ガス化法の原理をFig. 3に示す。この方式は、石炭及び酸素をガス化部の上下に供給し、上段は酸素供給量を抑え、反応性に富むチャーを生成させる⁶⁾一方、下段は上段より酸素供給量を多くし、灰の熔融と安定流下を図る2段反応である。石炭バーナを円周方向に配置して旋回流を形成させ、上段で生成したチャーと下段からの高温ガスを長時間接触させガス化を促進させる旋回流方式の一つのガス化室で行わせることから、1室2段旋回流型ガス化法と呼ぶ。先行する欧米のガス化炉は1段反応の栓流型が多い。旋回流型にはチャー、灰の飛散を少なくできる特徴があり、わが国において昭和30年代に常圧炉で開発された^{3,11)}。

(3) 水冷耐火壁型ガス化炉…ガス化部は高温になるため水冷壁に耐火材を張った構造とした。水冷された耐火

Fig. 3 Conceptual flow in the gasification zone

壁表面に到達した熔融スラグは固化層を形成し、それ自身が耐火壁の保護層となる一方、固化層がある厚みになると断熱効果で温度が高くなりスラグ熔融層が形成される（灰によるSelf coating作用と呼ばれる）。パイロットプラントでは高压、高温の過酷な条件でガス化炉の熱負荷を高められることを実証する。

(4) チャーの高温循環…生成ガスに伴伴する高温のチャーはロックホッパ方式と気流搬送で圧力を下げることなくガス化炉に戻す。高温チャーのホッパ、配管における流れを安定化し、チャー循環量を制御する。

本報ではこのうち特に上記(2), (4)及び新たに遭遇した灰の問題に関してまとめた。

2. ガス化炉特性と考察

2.1 ガス化特性

Fig. 4にガス化効率を示す。横軸は酸素比 λ 、縦軸は炭素ガス化率 η_c 及び冷ガス効率 η_g で、それぞれ次式で定義した。

$$\lambda = \frac{F_{O_2}}{F_{CL}} \quad (1)$$

$$\eta_c = \frac{Q_g \cdot (12/22.4) \cdot (C_{CO} + C_{CO_2} + C_{CH_4})}{F_{CL} \cdot \omega_c} \quad (2)$$

$$\eta_g = \frac{Q_g \cdot H_g}{F_{CL} \cdot H_{CL}} \quad (3)$$

炭素ガス化率は石炭中炭素のガスに転換した割合、冷ガス効率は燃料として使えるガスへの転換割合を表わし、どちらも高いことが望ましい。白のプロットはチャーを循環した場合、黒のプロットは循環しなかった場合である。炭素ガス化率は酸素比の増大とともに大きくなり、チャー循環した場合、 $\lambda = 0.78$ 付近で $\eta_c > 98\%$ となった。また冷ガス効率は酸素比に対して最大値を有し、チャーを循環した場合に $\lambda = 0.78$ 付近で $\eta_g = 78\%$ 、チャーを循環しない場合に $\lambda = 0.77$ 付近で $\eta_g = 75\%$ となった。酸素比が一定以上増大すると冷ガス効率が低下するのは、

Fig. 4 Gasification efficiency

反応がガス化から燃焼寄りに移行し、生成ガス中の可燃成分が減少するためである。本パイロットプラントの目標効率は炭素ガス化率が98%、冷ガス効率は78%とされたが、酸素比の選定とチャー循環によりこれが達成できた。

ガス化効率向上にチャー循環がよいことは指摘されているが⁴⁾、循環する場合にはサイクロンでの回収チャーと供給チャーの量を速やかに整定させ、プラントの操作を安定化することが重要である。それにはある程度整定量の目安がつけられるようにしておくのがよいと思われる。

チャー供給時の物質収支について考える。石炭のみをガス化した時の炭素ガス化率 η_{CL} （以降、石炭 one-pass 炭素ガス化率と称す）、チャーの炭素ガス化率を η_{CA} とし、石炭とチャーはそれぞれ単独に η_{CL} と η_{CA} でガス化すると仮定する。チャーの回収、供給、ガス化を何度か繰り返し、ガス化炉とサイクロンの循環系で飛散と供給がバランスした時の、ガス化炉出口における単位石炭量当たり飛散炭素量 C_n は、

$$C_n = \frac{(1 - \eta_{CL})}{(1 - \eta_{CY} \cdot (1 - \eta_{CA}))} \cdot \omega_c \quad (4)$$

と表わせる。ここで、 η_{CY} はサイクロン集塵率、バランス時のガス化炉へのチャー中炭素供給量 C_{CA} と石炭中炭素供給量 C_{CL} の割合 γ は、

$$\gamma = C_{CA} / C_{CL} = C_n \cdot \eta_{CY} / \omega_c \quad (5)$$

となる。また、チャー循環時の炭素ガス化率 η_c と循環しないときの炭素ガス化効率(= η_{CL})の比 κ は、

$$\kappa = \eta_c / \eta_{CL} = \frac{(1 - \eta_{CY} \cdot (1 - \eta_{CA} / \eta_{CL}))}{(1 - \eta_{CY} \cdot (1 - \eta_{CA}))} \quad (6)$$

となる。Eq.(5)とEq.(6)の関係を調べれば、循環時のチ

Fig. 5 Effect of carbon feed ratio γ and cyclone efficiency on relative carbon conversion

チャー供給量や炭素ガス化率が予想できる。Fig. 5 にその関係を示した。Fig. 5 によれば、チャー炭素ガス化率 η_{CA} が全体の炭素ガス化率に影響し、小さいほどチャー供給割合を多くする。すなわち集塵効率を高くしなければ効率は上がらない。同図のプロットはパイロットプラントのチャーフィードの出力を変えることによりチャー供給量を変化させた時の γ と κ の関係である。 γ が大きいはどチャー供給量が多くなり、炭素ガス化率は増大した。試験ではチャーへの酸素量とチャー供給量との比は酸素量と炭素量の比ではほぼ1.2~1.4[kg/kg]一定としたが、Fig. 5 より、この条件ではデータの中心は $\eta_{CA}=80\sim95\%$ であることから、チャー炭素ガス化率は80~95%と推算され、この間の全体の炭素ガス化率約98%から推算される石炭 one-pass 効率90~95%とほぼ同等かやや低い値となった。気流層ガス化炉で発生したチャーの反応性に関し、武田ら⁹⁾、田中ら¹⁰⁾が調べたが、実験装置上、実圧、実温のデータまでは得られていない。本プラントではチャーは1500℃付近の下段に供給しているが、Fig. 5 の結果から、高圧、高温下では速やかに反応が進むと考えられた。

サイクロン集塵率とここで得られたチャーガス化率をFig. 5 に与えれば、その時のチャー中炭素供給量と炭素ガス化率が予測できる。例えば $\eta_{CY}=90\%$ とすると、その時 $\gamma=0.075$ の時にバランスし、石炭 one-pass 炭素ガス化率より相対値で7~8%効率が高くなると予想された。長時間運転では安定したチャー循環を実施しており、その結果は後述する。

2.2 上下段酸素比の影響

2段ガス化反応を行わせる基本操作は上段と下段で酸素比を変えることである。上段と下段の酸素比を変化さ

		(I)	(II)	(III)
Oxygen/coal ratio	Upper	0.75	0.49	0.40
	Lower	1.01	0.95	0.88
Gas composition (dry N ₂ -free)	H ₂	35.0	33.9	36.4
	CO	46.4	53.6	43.3
	CO ₂	18.6	10.7	17.2
	CH ₄	0.0	1.8	3.1

Fig. 6 Temperature differences by oxygen/coal ratio

せた場合の結果をFig. 6 に示す。

まず試験条件(I)と(II)を比較する。上段酸素比を小さくした(II)にすると上下の温度差が大きくなった。また(II)の方が(I)より下段酸素比が少ないにも係らず下段温度は高く、スラグ流下にとって有利な結果となった。旋回流型ガス化炉では、壁側にガス及び粒子の下降流が存在し、下降長さは上段バーナによる角運動量を下段バーナのそれより大きくすると長くなる⁷⁾。上段バーナから酸素量を少なくすることは、上段付近の温度を低くすると同時に、上段バーナによる角運動量を小さくし、下降長さを短くする、すなわち上下の混合を過大にするのを抑える作用があると思われる。このため(II)では上下温度の分離ができたと考える。(II)で示された下段温度は1500~1580℃、上段温度は最大1200℃である。Table 1 より、太平洋炭の灰流動点及び軟化点は1330℃及び1250℃であるから、下段は完全に熔融状態であり、上段は非熔融状態にあると推定される。

次に生成ガス組成についてみると、(II)の方が水素+一酸化炭素の濃度が高くなった。下段はほぼ同じ酸素比であるから、これは上段酸素比の違いである。(I)の場合には酸素が過剰でCO₂が多くなった。また(II)ではCH₄が発生した。気流層ガス化は流動層ガス化や固定層ガス

Fig.7 Slag tapping aspect by TV monitor

化に比べ酸素比が高くまた温度も高いので CH_4 の生成は極めて少ないが¹²⁾、(Ⅱ)の二段酸素比は通常の気流層ガス化条件より少ないので CH_4 が発生したと見られる。これはガス発熱量を増大させ冷ガス効率の増大に寄与した。

一方(Ⅱ)より更に二段酸素比を小さくした(Ⅲ)では、上下の温度差は同等につけられ、またメタンガスの発生は多いものの、酸素が少な過ぎるために、水素+酸化炭素が少なく、ガス化効率は低くなった。

このように2段反応の前提となる温度分布の形成やガス化性能向上には二段酸素比の選定が重要である。なお、(Ⅱ)と(Ⅲ)に見られる温度の変動については後で考察する。

2.3 スラグの挙動

気流層ガスでは灰を熔融スラグ状態にさせるが、このスラグが固化するとそこを閉塞に至らしめ、プラントの運転が継続できなくなる場合がある。この現象を抑制することは気流層ガス化プラント安定運転上最大の課題である。灰・スラグの挙動には飛散、付着、凝集、固化、成長等が有り、しかもこれらには灰やスラグの性状や温度、流れ等が関与しているようで、大変複雑であるが、特に次の二つが重要であった。

① スラグタップ孔から排出する熔融スラグの固化

② ガスと共に飛散する灰・スラグの付着、凝集、成長

このうち①に関しては比較的問題はなかった。Fig. 7はスラグタップ孔から連続的に流下するスラグの様子である。スラグタップ孔のクエンチ部側は温度が下がり、スラグがここで固化しやすい。本パイロットプラントのスラグタップ孔はFig. 3に示したように、中心と壁側に孔を開けた。旋回流れでは中心より壁側の圧力が高いので、このような構造にすると壁側の孔から中央側へ高温ガスが流れる。このためスラグタップ孔のクエンチ部側が温められ、スラグの安定流下が助けられた。

一方、上記②に関しては当初飛散、付着、凝集の程度

Fig. 8 Ash deposit aspect at exit of gasification zone

Fig. 9 SEM photographs of deposit

が大きく、安定運転が阻害された。付着の実態の一例をFig. 8に示す。これはガス化が起動してから比較的早い時期にガス化部と熱回収部の境に付着したものである。付着物は3層に区別でき、炉壁側から、(a) 黒色のパウダー状物、(b) 白色のパウダー状物、(c) クリンカー状物であった。(c)はおそらく、ガス化が停止の降温時に炉内に漂っていた微粉炭が燃えて着いたと思われる。(b)のSEM写真像の一例をFig. 9に示すが、これによると付着物は主に数 μm ~50 μm の球状粒子が数十から百個前後のオーダーで集まり、全体として1000~5000 μm オーダーの凝集物であった。Figs. 8, 9に示した状態で上段の温度を高くすると、凝集塊が熔融スラグ層に変わり、これが時間と共に半径及び垂直方向に成長した。バーナから噴出した微粉炭はガス化しながら熔融状態に至り、遠心力により炉壁に到達し、壁を伝わってスラグタップ孔へ移動するが、粒子径の小さいものや旋回流ではなく直接上昇流に乗った粒子はガス化部出口で壁に衝突すると想像される。特に微粒子は100%ガス化されて完全に溶融し、バインダーとして凝集の核になると思われる。粒子の飛

散は程度の差こそあれ気流層ガス化炉では避けられない。またガス・粒子流れの関係で壁への衝突、付着も避けられない。従って、凝集と成長をいかに抑制するかが重要である。種々の検討の結果、最も有効な方法は飛散粒子の温度を下げてそれ自身を固化させることであった。粒子の温度を下げるには冷媒と直接接触させる方法があるが、本ガス化炉の場合には先述したように酸素比の選定により上段付近を灰の溶融温度以下にできる特徴がある。このため飛散する粒子がこの非溶融領域を通過することで固化を速めることが期待された。また、酸素比の小さい場合に発生する粒子は炭素を含んでいるが、この粒子の凝集作用は少ないように思われた。その機構についてはより詳細な研究が必要と思われる。

3. 長時間運転結果

前記上下酸素比制御法と冷媒吹き込みの補助手段による改善等を行い、長時間運転による信頼性の実証及び新たな課題の抽出等を実施した。その結果、1149時間の連続運転が行え、試験項目をすべて実行した後計画的に停止することができた。以下に1000時間までの結果について示す。

3.1 石炭及びチャーの供給

Fig.10に石炭供給量及びチャー供給量の変化を示す。石炭供給量は供給ホッパーの重量変化から算出し、これに基づき石炭フィーダの出力を変化させて制御した。設定値は2083kg/h(パイロット設計値: 50t/d)であったが、 $\pm 2.5\%$ の高い精度で制御できた。供給量の変動要因としては、ロックホッパシステムにおいて、中間ホッパーから供給ホッパーへ石炭を移送した際、供給ホッパーの圧力が若干変動することが挙げられた。

チャーも石炭同様安定に供給できた。前記、2.1の考察を踏まえた結果、Fig.10に示したように石炭を投入してから約10時間で循環をほぼ安定に至らしめることができた。チャー供給量は180~210 kg/h、炭素供給量割合 $\gamma = 0.056 \sim 0.066$ であった。

全体の炭素ガス化率を高めるにはチャーへの酸素量を増やすことによっても可能であったが、その場合は下段温度が高くなった。温度はスラグ流下が確保されていれば過大にする必要はないので、1000時間の運転では下段温度を最大でも1550℃に維持し、チャーへの酸素は増やさず酸素比をほぼ一定に制御した。一方、Fig.5によれば、チャー炭素ガス化率が一定でもサイクロン集塵率が高くなれば効率が上がる。 $\gamma = 0.056 \sim 0.066$ と2.1で得られたチャーガス化率80~95%をFig.5に当てはめると、長時間運転でのサイクロン集塵率は70%前後と推定された。この値は期待した値より小さかったが、実機では90

Fig.10 Coal and char feed rate during long-term operation

%以上の高性能の集塵装置を設置すれば炭素ガス化率は99%を超えらると思われる。またその場合のチャー循環は、炭素供給割合 γ が0.1以下で可能と推定される。

3.2 ガス化内温度の変化

ガス化炉の温度変化は長時間運転においてもFig.6(II)、(II)に示したように上段と下段で別れており、1室2段反応が長時間に渡って維持されたことが確認できたが、各段の指示温度はかなり変動することがわかった(変動幅で最大200℃程度)。本来温度は酸素比で支配されるが、先述したように石炭供給量はよく制御されており、酸素比の変動も少ない。温度の変動は熱電対への付着物の影響と思われた。ガス化炉内は旋回流により多くの粒子は壁に当たると思われる。この粒子が熱電対に付着している時は温度が下がり、剥がれた時は温度が高く表示される。温度の変化からかなり頻繁に付着・剥離が生じると思われた。従って指示温度のみによっては正常な運転制御はできない。酸素比の制御との協調が必要である。

3.3 差圧の変化

前記灰の付着、凝集、固化等の状況が長時間にどのようなかを監視するため、ガス化部～サイクロン出口間と、スラグタップ孔の差圧を計測した。Fig.11にこれらの変化を示す。特に懸念されたガス化部～サイクロン出口間の差圧は運転中上昇せず、ガス化部と熱回収部境のスラグの付着・成長は抑制されたと判断された。またスラグタップ孔の差圧も一定で、運転中スラグによる閉塞が生じていないことがわかる。長時間運転終了後の炉内点検においても、運転に支障があるような付着物は確認されなかった。ただ、上段付近にはチャーと灰の混合物がわずかに残っていた。これらは手で軽く触ると剥がれるもので、前節で考察した炉内付着及び剥離物はこの

Fig.11 Pressure drops during long-term operation

ようなものではなかったかと推察された。

なお、Fig.11において、スラグタップ孔の差圧がマイナスで計測されたのは、差圧検出端の上流側がガス化部の壁であり、ここは旋回流のため圧力が高い一方、下流側がスラグクエンチ部の壁でありここは弱旋回となっているためである。

以上、ガス化の性能を維持しつつ、スラグや灰による閉塞を起こさず長時間運転ができた。ガス化炉の良否を決定するこれらの重要な現象は、小型装置ではなかなか顕在化しにくい面もあり、これを解決した本パイロットプラントの意義は大きい。またこの規模での安定な運転に成功したことは、実証化に向けての第一歩が踏み出せたと考える。

結 言

酸素吹き気流層ガス化パイロットプラントによる試験を通じ以下のことが明らかとなった。

1) 酸素比に対し冷ガス効率は最大値を示した。適正な酸素比とチャー循環を行うことにより、炭素ガス化率98%、冷ガス効率78%の目標値が達成できた。

2) 上段と下段の酸素比を制御することで、上段下段の温度差をつけることが可能となった。この結果、一酸化炭素、水素を主成分とする良質の燃料が得られると同時に、灰の熔融とスラグ流下の安定が図ることができ、1室2段反応型ガス化法の原理を検証した。

3) チャーの高圧、高温度循環技術を確立した。循環量にはチャーガス化率が影響し、循環の安定にはチャーに適度の酸素を加える必要がある。

4) 飛散灰の付着、凝集の問題に遭遇したが、上段酸素比を小さくする等の改善で、灰の凝集・成長は抑制できた。上段の低酸素化はこの部分の温度を低下させ、飛

散粒子の固化を促進する効果があると考えられた。

5) この結果、1149時間の安定連続運転を達成した。

【謝 辞】 本研究は通商産業省サンシャイン計画の一環として実施された。ここに関係各位の御支援、御指導に感謝いたします。

Nomenclature

$C_{CO}, C_{CO_2}, C_{CH_4}$ = concentration of CO gas, CO_2 gas and CH_4 gas [-],[%]

C_n = entrained carbon rate from gasifier [-]

F_{CL} = flow rate of coal [$kg h^{-1}$]

F_{O_2} = flow rate of oxygen [$kg h^{-1}$]

H_{CL} = higher heating value of coal [$kJ kg^{-1}$]

H_g = higher heating value of produced gas [$kJ m^{-3}$]

Q_g = gas flow rate [$m^3 h^{-1}$]

γ = carbon feed ratio between char and coal [-]

η_c = total carbon conversion [-],[%]

η_{CA} = carbon conversion of char per pass [-],[%]

η_{CL} = carbon conversion of coal per pass [-],[%]

η_{CY} = cyclon efficiency [-],[%]

η_g = cold gas efficiency [-],[%]

κ = carbon conversion ratio ($= \eta_c / \eta_{CL}$) [-]

λ = oxygen-coal ratio [-]

ω_c = carbon content of coal [-]

Literature cited

- 1) Franklin, R.N., R. Jensen and T. Perry: Proceedings Conference on Technologies for Producing Electricity in the 21st Century, San Francisco, Oct. (1989)
- 2) Hirato, M.: Sekitan no Kouongasuka to Gasukahatudengijutsu, IPC (1994)
- 3) Ikeda, Y.: *Nenryo Kyokaisi*, **60**, 12-20 (1981)
- 4) Inumaru, A., S. Hara, M. Ashizawa, Y. Kobayashi, T. Hamamatsu, H. Ishikawa, S. Ishigami and T. Takegawa: *Kikaigakkai Ronbunshu (B)*, **57**, 790-795 (1991)
- 5) Koyama, S., S. Tanaka, M. Matuo, A. Morihara and S. Nogita: *Nenryo Kyokaisi*, **65**, 746-755 (1986)
- 6) Koyama, S., M. Matuo and H. Miyadera: *ibid.*, **65**, 660-669 (1986)
- 7) Morihara, A., S. Koyama and S. Nogita: *Kagaku Kogaku Ronbunshu*, **16**, 245-251 (1990)
- 8) NEDO: Proceedings, 13-kai Jigyo Houkokukai, 49-57 (1993)
- 9) Takeda, Y., K. Kitano, S. Koyama and A. Ueda: Proceedings of 2nd Enerugigakkai Taikai, 107-110 (1993)

- 10) Tanaka, S., S. Takahashi and S. Koyama: Proceedings of Kagaku Kogakukai, 23th Syuuki taikai, 6, 100 (1990)
- 11) Taniyama, T. and Y. Karawatari: *Nenryo Kyokaisi*, 39, 705-712 (1960)
- 12) Trogu, F., A. Krewinghaus and R. Perry: Proceedings, 8th EPRI Conference on Coal Gasification, 8-1 ~ 8-15 (1988)
- 13) Yanome, S., S. Abe, S. Wakiyama, T. Abe, E. Tanaka and T. Kobayashi: *Ishikawajimashima Gihou*, 31, 309-314 (1992)

Characteristics of Oxygen-Blown Entrained-Bed Coal Gasifier Investigated in 50t/d Pilot Plant

Fumiki Ueda, Nobuo Yoshida, Ryouichi Hashimoto
and Tadayoshi Muramatsu

Research Association for Hydrogen from Coal Process Development
R&D Center, Sodegaura 299-02

Kazuo Nomura

New Energy and Industrial Development Organization
Clean Coal Technology Center, Tokyo 170

Key Words : Coal, Gasification, Entrained-Bed

The characteristics of an oxygen-blown entrained-bed coal gasifier have been investigated by using a 50t/d pilot plant. Cold-gas efficiency reached a maximum with an appropriate oxygen/coal ratio. Combining char recycle, a cold-gas efficiency as high as 78% and a carbon conversion efficiency of 98% have been achieved. It was found that adding an appropriate amount of oxygen to the recycled char was very important to avoid an excessive amount of char recycle. By controlling the relative amount of oxygen supplied separately to the upper and lower burners, a favorable temperature distribution in the gasifier could be realized. Thus, a H₂-CO-rich gas can be produced while the temperature of the lower part of the gasifier is high enough to allow stable slagging of the molten ash. In the early stage of pilot plant operation, ash deposit build-up occurred and plugged the exit of the gasifier. This interfered with the long-term operation and it has been overcome by decreasing the amount of oxygen to the upper burners and by lowering the temperature in the upper region of the gasifier. Finally, the pilot plant had been successfully operated continuously for as long as 1149 hours.