

## Czy elektrownie węglowe będą w stanie ograniczać emisję CO<sub>2</sub>?

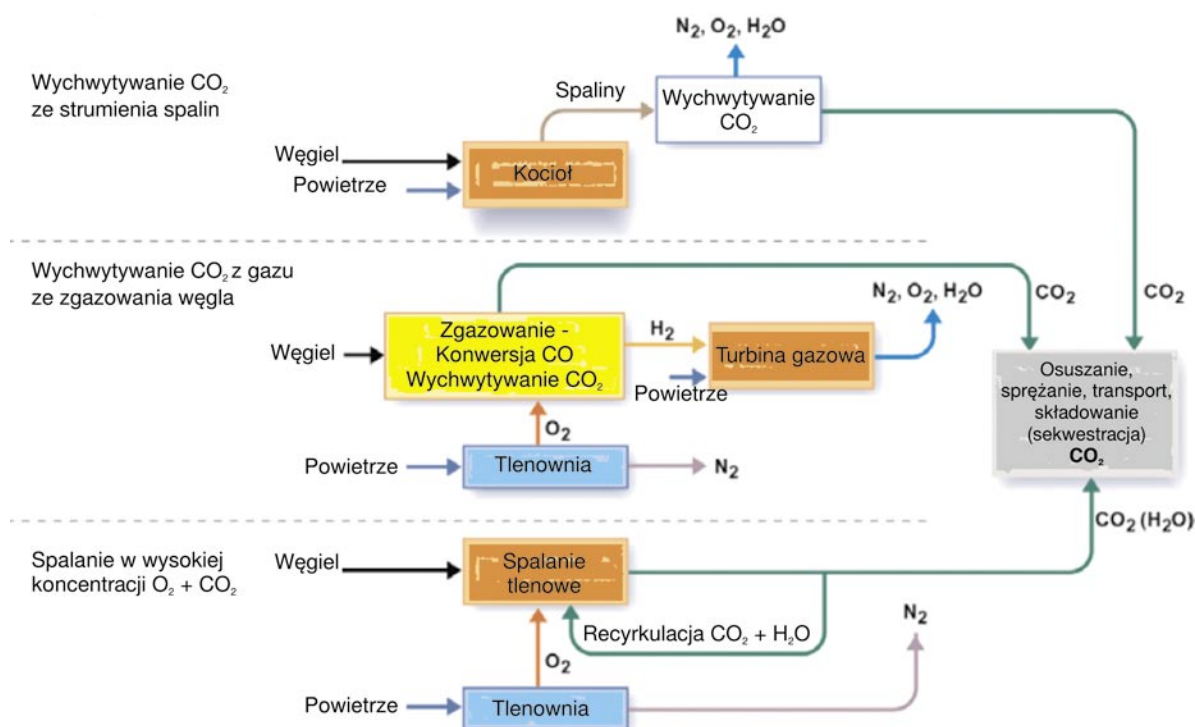
Za istotne uznać trzeba pytanie: czy jesteśmy w stanie konkretnie określić rzeczywisty wpływ emisji gazów cieplarnianych na zmiany klimatyczne w otaczającym nas środowisku? Istotne są również pytania dotyczące rzeczywistej zależności tych procesów od emisji CO<sub>2</sub>, w tym zwłaszcza od emisji z elektrowni i elektrociepłowni węglowych?

Uznając, że pytania te nie znajdują zadowalającej odpowiedzi stwierdzić można, że kierunki rozwojowe wielu energetyk, w tym również energetyki polskiej, sprzyjają ograniczaniu emisji CO<sub>2</sub>. Wymienić tu można podwyższanie sprawności elektrowni m.in. poprzez podnoszenie parametrów pary, współspalanie biomasy z węglem oraz szeroko rozwinięte skojarzone wytwarzanie energii elektrycznej i ciepła. Kraje dysponujące swobodnym dostępem do zasobów gazu ziemnego pozwalając sobie również mogą na częściowe zastępowanie nim węgla.

Możliwości produkcji bezemisyjnej przez odnawialne źródła energii są w poszczególnych krajach zróżnicowane.

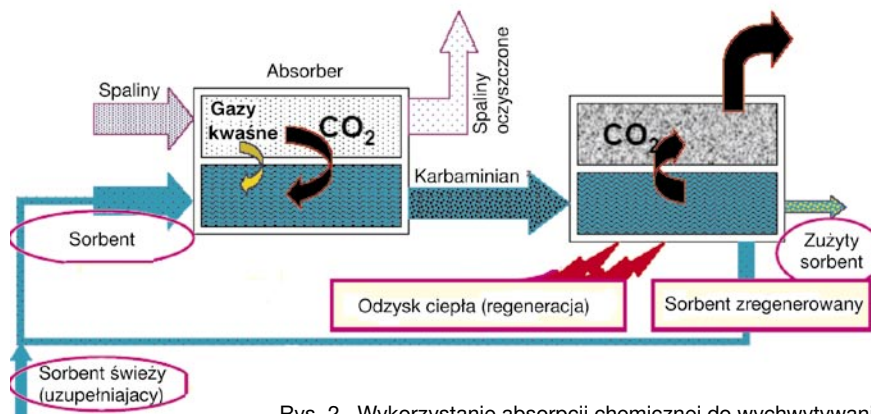
Wydaje się, że w naszym kraju są one ograniczone. Istotny wpływ na redukcję krajowej emisji CO<sub>2</sub> może mieć natomiast energetyka jądrowa. Określone znaczenie może mieć również handel emisjami. Wymienione tu problemy są dobrze znane energetykom – niektóre z nich bywają również dyskutowane przez gremia nie związane z energetyką. Wydaje się natomiast, że mniej znane są obecne i perspektywiczne możliwości ograniczania emisji CO<sub>2</sub> w przypadku utylizacji paliw kopalnych, w tym zwłaszcza węgla. Dlatego też uznano za celowe przedstawienie wyciągu z dostępnych raportów i publikacji obrazujących rysujące się możliwości sekwestracji CO<sub>2</sub>.

Jak wiadomo proces ten można podzielić na trzy fazy: wychwytywanie, transport oraz składowanie CO<sub>2</sub>. Każda z tych faz ma swoją złożoną specyfikę. Niniejszy artykuł poświęcony jest głównie pierwszej fazie, tzn. wychwytywaniu CO<sub>2</sub> (CO<sub>2</sub> capture). Na rysunku 1 przedstawiono schematycznie trzy możliwości tego wychwytywania [1, 2].



H<sub>2</sub>\* – gaz ze zgazowania węgla po skonwertowaniu CO i oddzieleniu CO<sub>2</sub>, zawiera głównie H<sub>2</sub>, nieco innych gazów w tym CH<sub>4</sub> oraz resztki nie skonwertowanego CO

Rys. 1. Trzy możliwe sposoby wychwytywania CO<sub>2</sub>



Rys. 2. Wykorzystanie absorpcji chemicznej do wychwytywania CO<sub>2</sub> ze spalin [4]

## Wychwytywanie CO<sub>2</sub> ze strumienia spalin (po procesie spalania)

Obecnie w dużych instalacjach, do wychwytywania CO<sub>2</sub> ze strumienia gazu o niskiej temperaturze i niskim ciśnieniu, wykorzystywany może być proces absorpcji chemicznej z monoetanolaminą (MEA) jako sorbentem. Technologia oparta na tym procesie stosowana bywa do selektywnego wymywania gazów kwaśnych (CO<sub>2</sub> oraz H<sub>2</sub>S) z gazu ziemnego. W przypadku jej zastosowania do wychwytywania CO<sub>2</sub> ze spalin zawierających kilka procent wolnego tlenu konieczna staje się modyfikacja tej technologii w celu zapobieżenia degradacji sorbentu oraz korozji urządzeń.

W wyniku reakcji MEA z gazami kwaśnymi powstają sole aminowe. W celu zapobieżenia neutralizacji amin wymagany jest wysoki stopień wstępnego oczyszczenia spalin. Zapewniony musi być niski udział SO<sub>2</sub> (< 10 ppmv) oraz NO<sub>2</sub> (< 20 ppmv). Istotny jest zwłaszcza niski udział NO<sub>2</sub> (nie chodzi o NO<sub>x</sub>). W elektrowniach węglowych spełnienie tych wymagań znacząco obniża koszt wychwytywania CO<sub>2</sub> opartego na technologii MEA. Wpływ innych zanieczyszczeń spalin na stabilność sorbentu nie jest w pełni zbadany [3]. Przebiegające w regeneratorze wyfukiwanie CO<sub>2</sub> z sorbentu (rys. 2) wymaga dużych ilości pary niskoprężnej (~ 5 bar). Obecnie ilości te wahają się w granicach 1,9–2,7 ton pary na 1 tonę CO<sub>2</sub> (4,0–5,7 GJ/t CO<sub>2</sub>) [5].

Oszacowano, że w przypadku bloku gazowo-parowego o mocy 800 MW, odprowadzenie takiej ilości pary obniżyłoby moc bloku o ~60 MW [3]. Zmniejszenie zapotrzebowania pary o połowę dałoby już znaczącą oszczędność wynoszącą ~4% mocy bloku. Wysoce energochłonne jest również sprężanie spalin (w celu przezwyciężenia spadków ciśnienia w absorberze), a następnie sprężanie wychwyconego CO<sub>2</sub> do ~100 bar, dla umożliwienia jego dalszego transportu.

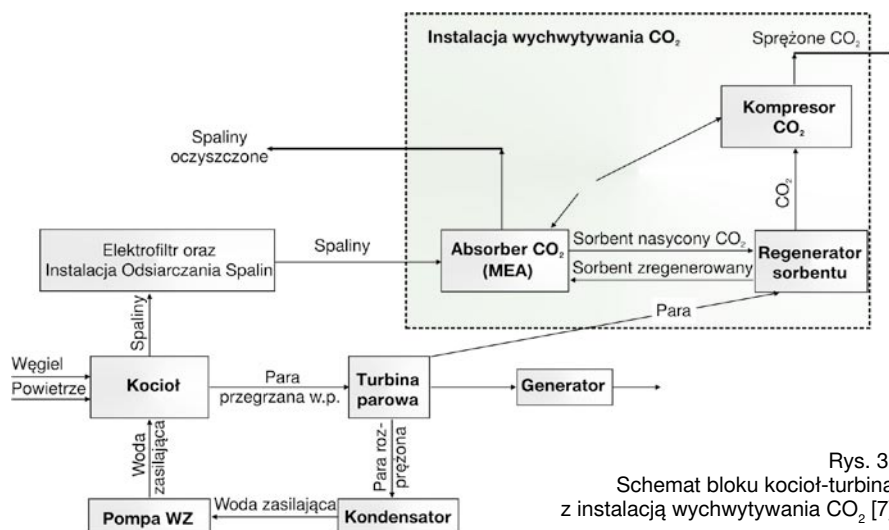
Zauważyć trzeba, że interesujące działania w tych kierunkach podejmują:

- ♦ firma *Fluor Ltd.* rozwijająca technologię „*Fluor Econamine FG<sup>SM</sup>*” [3], opartą na monoetanolaminie (MEA) doskonalonej w kierunku zmniejszania ilości pary niezbędnej do regeneracji; firma *Fluor* wprowadza również inhibitory zapobiegające korozji; do budowy urządzeń może być wówczas wykorzystywana zwykła stal węglowa;

- ♦ firma *Mitsubishi Heavy Industry (MHI)*, reklamująca swoją technologię „*KEPCO&MHI' flue gas CO<sub>2</sub> recovery process*” opartą na sorbencie *KS1* a ostatnio również *KS-2* i *KS-3* [5, 6]; według *MHI* technologia ta wymaga: 1,5 t pary na tonę CO<sub>2</sub>, doprowadzania energii elektrycznej w ilości 18 kWh/t CO<sub>2</sub> oraz zużycia sorbentu w ilości 0,4–0,5 kg/tonę CO<sub>2</sub> [5]. W stosunku do *MEA* technologia *KEPCO&MHI* ma zapewnić 25-procentowe zmniejszenie kosztu wychwytywania CO<sub>2</sub>; według firmy *Fluor* oszczędności te są w rzeczywistości mniejsze; ponadto koszt sorbentu *KS1* jest przeszło 4-krotnie wyższy od kosztu *MEA* wraz z inhibitorami stosowanymi w „*Fluor Econamine FG<sup>SM</sup>*” [3];

- ♦ firma *ELSAM* (Dania), która w swojej elektrowni *Esbjerg* podjęła budowę instalacji pilotowej opartej na absorpcji chemicznej; przeznaczona ona jest do badania procesu wychwytywania CO<sub>2</sub> ze spalin, bezpośrednio po procesie spalania; projekt instalacji przewiduje, że z badanego strumienia spalin 5000 m<sup>3</sup>/h odprowadzanego z bloku węglowego 380 MW, wychwytywane będzie CO<sub>2</sub> w ilości 1,1 t/h przy zużyciu ciepła poniżej 2 GJ/tonę CO<sub>2</sub>; są to tylko założenia wstępne, ponieważ celem badań ma być doskonalenie tych wskaźników; uruchomienie ww. instalacji pilotowej przewidziano w roku 2006 [8].

Na rysunku 3 przedstawiono schemat strukturalny konwencjonalnego bloku kocioł-turbina parowa z dobudowaną instalacją wychwytywania CO<sub>2</sub>, opartą na absorpcji chemicznej.



Rys. 3. Schemat bloku kocioł-turbina z instalacją wychwytywania CO<sub>2</sub> [7]

W tabeli 1 podano przykładowo koszty produkcji energii elektrycznej z redukcją CO<sub>2</sub>, wykorzystująca technologię „KEPCO&MHI’ flue gas CO<sub>2</sub> recovery process” z sorbentem KS-1 [5; 6]. Koszty te obliczono dla bloku węglowego 500 MW zaprojektowanego na parametry nadkrytyczne.

Przyjęto, że:

- spalany będzie węgiel 29,3 MJ/kg (HHV) w cenie 1,5 USD/10<sup>6</sup> Btu (1,42 USD/GJ),
- sprawność bloku wynosi 40% (netto),
- blok wyposażono w instalacje odsiarczania spalin oraz redukcji tlenków azotu (SCR),
- odprowadzany jest dwutlenek węgla (CO<sub>2</sub>) o koncentracji wagowej 77%.

Autorzy podkreślają, że warunki są optymalne wówczas, gdy instalacja wychwytywania CO<sub>2</sub> jest obciążona w 100%. Z tego względu wydajność tej instalacji powinna być zaprojektowana dla ilości spalin powstających przy minimalnym trwałym obciążeniu bloku kocioł-turbina.

We wszystkich rozpatrywanych wariantach moc bloku (netto) wynosi około 375 MW, natomiast wydajność instalacji wychwytywania CO<sub>2</sub> jest dobrana do trwałego obciążenia bloku w danym wariantcie. Najniższa emisja CO<sub>2</sub> występuje w wariantcie 1, ponieważ instalacja jest tu najmniejsza, a stopień jej wykorzystania najwyższy. W następnych wariantach minimalne trwałe obciążenie bloku rośnie, maleje jednak średnie wykorzystanie mocy bloku. W rezultacie emisja CO<sub>2</sub> rośnie, mimo że średnia moc bloku nie ulega zmianie.

Tabela 1

Koszty produkcji energii elektrycznej z redukcją CO<sub>2</sub> (technologia KEPCO&MHI) [5; 6]

Wyszczególnienie	Jednostki	Warianty			
		bazowy	1	2	3
Trwałe obciążenie bloku	MW	500	403	428	450
Średnie wykorzystanie mocy bloku	%	75	93	88	83
Wykorzystywana moc bloku (netto)	MW	375	374,8	376,6	373,5
Ilość wychwytywanego CO <sub>2</sub>	10 <sup>3</sup> t/d	0	6,47	4,56	2,95
Współczynnik redukcji CO <sub>2</sub>	%	0	67	50	34
Emisja CO <sub>2</sub>	10 <sup>3</sup> t/d	7,80	3,21	4,56	5,72
	kg/kWh	0,867	0,357	0,507	0,635
Koszt produkcji energii elektrycznej z redukcją CO <sub>2</sub>					
Koszt paliwa	centy/ kWh	1,29	1,60	1,51	1,43
Koszty inwestycyjne		1,13	2,01	1,64	1,32
Koszty eksploatacyjne		1,38	1,77	1,72	1,68
Koszty ogólne		1,20	1,20	1,20	1,20
Łączny koszt energii elektrycznej		5,00	6,58	6,07	5,63
Koszt energii elektrycznej przy sprzedaży CO <sub>2</sub> w cenie 15 USD/t					
Zysk ze sprzedaży CO <sub>2</sub>	centy/ kWh	0	-1,07	-0,76	-0,49
Łączny koszt energii elektrycznej		5,00	5,51	5,31	5,15

Obliczono koszt produkcji energii elektrycznej z redukcją CO<sub>2</sub> w założeniu, że CO<sub>2</sub> nie będzie wykorzystywane komercyjnie, tzn. będzie w całości składowane. Oddzielnie obliczono te koszty w założeniu, że CO<sub>2</sub> będzie wykorzystywane i sprzedawane po 15 USD/tonę.

W przypadku możliwości sprzedaży CO<sub>2</sub> w cenie wyższej od 15 USD/tonę koszt energii elektrycznej z wychwytywaniem CO<sub>2</sub> może być niższy niż bez wychwytywania. Oznaczałoby to, że wychwytywanie CO<sub>2</sub> byłoby opłacalne. Sytuacja może być podobna w przypadku wprowadzenia kar za emisję CO<sub>2</sub>.

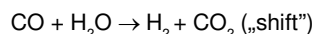
## Wychwytywanie CO<sub>2</sub> z gazu ze zgazowania węgla (przed procesem spalania)

### Dostosowanie instalacji zgazowania węgla do wychwytywania CO<sub>2</sub>

Przewidywać można, że w przyszłości duże, zintegrowane instalacje zgazowania węgla znajdować będą zastosowanie w energetyce. W stosunku do obecnych instalacji demonstracyjnych w energetyce, jak też do instalacji komercyjnych, budowanych w przemyśle chemicznym, dostosowanie zintegrowanego układu zgazowania węgla lub odpadów petrochemicznych do wychwytywania CO<sub>2</sub>, wymagać będzie realizacji co najmniej czterech zadań.

#### 1. Dobudowanie reaktora konwersji tlenku węgla

Konwersja wodna tlenku węgla:



polega na jego katalitycznym przekształcaniu na wodór i dwutlenek węgla. Skuteczność tego procesu jest zależna od doboru katalizatorów. Dwie ostatnie kolumny w tabeli 2 ilustrują zmiany składu gazu uzyskane w wyniku takiej konwersji.

Tabela 2

Skład gazu syntezowego w wybranych instalacjach IGCC

Blok IGCC →	Gaz oczyszczony					Gaz skonwertowany	
	Wabash River <sup>1)</sup> (USA)	Texaco <sup>1)</sup> Tampa (USA)	Demkolec <sup>1)</sup> (NL)	Sarlux <sup>1)</sup> (I)	Sierra Pacific <sup>2)</sup> (USA)	Texaco <sup>1)</sup> + CO shift	Texaco <sup>1)</sup> + CO shift [EPRI]
H <sub>2</sub> , %	24,8	37,2	30	22,7	14,5	48,6	55
CO, %	39,5	46,6	65	30,6	23,6	7,4	1,0
CH <sub>4</sub> , %	1,5	0,1	–	0,2	1,3	0,01	
CO <sub>2</sub> , %	9,3	13,3	–0	5,6	5,6	31,8	39
N <sub>2</sub> +AR, %	2,3	2,5	3,0	1,1	49,3	1,25	
H <sub>2</sub> O, %	22,7*	0,3	1,0	39,8 <sup>3)</sup>	5,7	11,0	
H <sub>2</sub> /CO, %	0,63	0,80	0,46	0,74	0,61	6,6	55
LHV, MJ/m <sup>3</sup>	8,2	10,0	10,8	6,4	5,0		

Uwagi:

<sup>1)</sup> zgazowanie tlenowe; <sup>2)</sup> zgazowanie powietrzne; <sup>3)</sup> gaz nasycony parą wodną

Zawartość CO w gazie za wybranym reaktorem konwersji w przykładowo wybranym tlenowym gazogeneratorze *Texaco* z gaszeniem wodnym (*Quench*) spada z ~46,6% do 7,4%, wzrasta natomiast zawartości H<sub>2</sub> (z ~37,2% do 48,6%) oraz CO<sub>2</sub> (z ~13,3% do 31,8%). W rezultacie stosunek molowy H<sub>2</sub>/CO w gazie skonwertowanym osiąga wartość 6,6, czyli 7–10-krotnie wyższą niż w przypadku klasycznych układów zgazowania węgla. Według EPRI będzie można uzyskać wzrost zawartości wodoru nawet do 55% przy spadku zawartości CO do 1%.

Zasadniczy wpływ na przebieg i rezultaty konwersji CO ma dobór katalizatora. Obecnie prowadzone są prace zmierzające do pozyskania najbardziej skutecznych katalizatorów. Podkreślić trzeba, że pobór ciepła na wytwarzanie pary doprowadzanej do reaktora konwersji jest przyczyną spadku sprawności całego układu zgazowania. Nie równoważy tego niewielka ilość ciepła (41,2 MJ/kmol) wywiązującego się w trakcie samej konwersji.

Dalszą korzyścią wynikającą z wprowadzenia konwersji CO może być zrezygnowanie z oddzielnego reaktora hydrolizy tlenosiarczku węgla (COS). Jest to istotne, ponieważ stosowane obecnie metody odsiarczania gazu ze zgazowania węgla, skuteczne w odniesieniu do H<sub>2</sub>S, nie umożliwiają usuwania COS. Dostaje się on więc do komory spalania wraz z całym strumieniem gazu, a potem ze spalinami do atmosfery. W przypadku konieczności głębokiej redukcji emisji CO<sub>2</sub> niezbędne staje się przekształcanie COS w H<sub>2</sub>S, przez zastosowanie hydrolizy COS + H<sub>2</sub>O → H<sub>2</sub>S + CO<sub>2</sub>. Konwersja CO, pośrednio zmniejszająca ilość powstającego COS, praktycznie eliminuje ten problem.

Podkreślić trzeba, że (zgodnie z rys. 4) do reaktora konwersji doprowadzany jest surowy (tzn. nie odsiarczony) gaz z węgla, po czym H<sub>2</sub>S, CO<sub>2</sub> oraz gaz oczyszczony odprowadzane są oddzielnie. Oszacowano, że koszt takiego rozwiązania wynosi 308 USD/kW [9]. Znacznie tańsze (227 odprowadzane są oddzielnie. Oszacowano, że koszt takiego rozwiązania wynosi 308 USD/kW) byłoby wspólne odprowadzanie H<sub>2</sub>S oraz CO<sub>2</sub>. Wymagałoby to jednak zgody na dostarczanie ewentualnemu odbiorcy lub też na składowanie (sekwestrację) zasiarzonego CO<sub>2</sub>. Oba te rozwiązania są możliwe dla mokrych technologii zgazowania z gaszeniem wodnym (*Texaco*). Najdroższym (489 odprowadzane są oddzielnie. Oszacowano, że koszt takiego rozwiązania wynosi 308 USD/kW) rozwiązaniem byłoby odsiarczanie gazu przed konwersją CO, po czym następowałoby odprowadzanie odsiarczonego CO<sub>2</sub>. Może to być rozważane dla technologii suchych (*Shell*).

## 2. Zastąpienie instalacji MEA (względnie MDEA) instalacją opartą na absorpcji fizycznej (np. *Selexol*<sup>TM</sup>)

Praktycznie biorąc w odniesieniu do dużych instalacji znane są dwie metody odsiarczania gazu ze zgazowania węgla:

- absorpcja chemiczna z monoetanolaminą (MEA) lub metyldi-  
tanolaminą (MDEA) jako sorbentem,
- absorpcja fizyczna z wykorzystaniem instalacji *Selexol* lub *Rectisol*.

Obie metody umożliwiają redukcję gazów kwaśnych w gazie z węgla, w tym oczywiście związków siarki: H<sub>2</sub>S oraz COS do poziomu ≤20 ppmv. Wysokie ciśnienie gazu, występujące w układach zgazowania, przemawia za metodami opartymi na absorpcji fizycznej, w tym za instalacją *Selexol*. Wydzielony w tej instalacji siarkowodór H<sub>2</sub>S jest przetwarzany na czystą siarkę w instalacji *Clausa*. Istotny jest fakt, że poprzez

dobudowanie drugiego stopnia można instalację *Selexol* dodatkowo dostosować do usuwania CO<sub>2</sub>. W przeciwieństwie do absorpcji chemicznej instalacje oparte na absorpcji fizycznej nie wymagają doprowadzania znaczących ilości pary do regeneracji sorbentu.

## 3. Dobudowanie kompresora CO<sub>2</sub>

CO<sub>2</sub> wydzielone z gazu lub ze spalin musi być przetransportowane do miejsca składowania. W przypadku dużych instalacji i dużych odległości najwłaściwsze do tego celu wydają się rurociągi. Wymaga to jednak kompresorów sprężających CO<sub>2</sub> do 100–150 bar.

## 4. Dostosowanie turbiny gazowej do spalania gazu o podwyższonej zawartości H<sub>2</sub>

Z przeprowadzonego rozeznania [9, 10] wynika, że obecnie najwyższy udział wodoru w gazie spalonym w dużej turbinie gazowej nie może przekraczać 65% objętości z tym, że gęstość energetyczna paliwa gazowego nie może być mniejsza od 7,45 MJ/m<sup>3</sup><sub>n</sub> [9]. Spełnienie tego warunku wymaga rozcieńczenia wodoru azotem lub parą wodną.

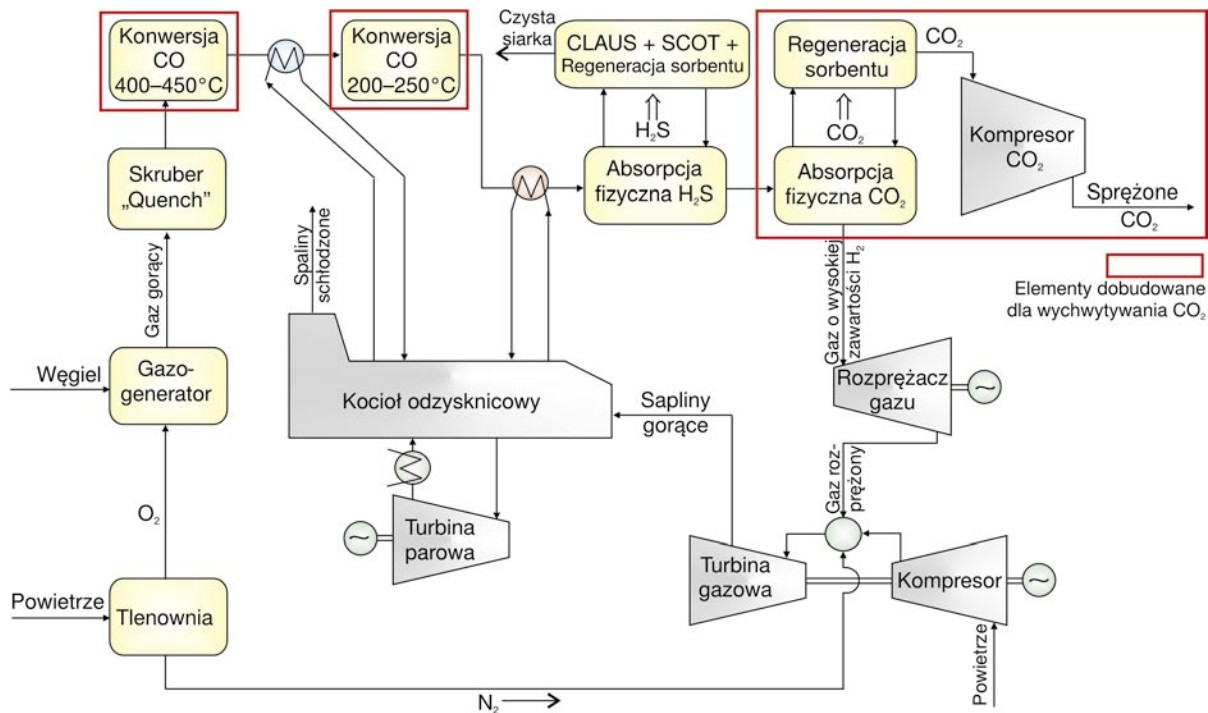
Konieczna jest modyfikacja układu doprowadzania i wtrysku paliwa gazowego. Wynika to z faktu, że wartość opałowa wodoru wynosi ~10,8 MJ/m<sup>3</sup><sub>n</sub>, a gazu ziemnego ~35,8 MJ/m<sup>3</sup><sub>n</sub>. Doprowadzenie tej samej ilości ciepła wymaga więc zwiększenia objętości paliwa o ~330%.

Bardzo istotnym problemem jest wpływ zawartości wodoru w gazie na emisję NO<sub>x</sub>. Eksperymenty przeprowadzone przez firmę *General Electric* na stoisku badawczym spalania wskazują, że poprzez rozcieńczenie wodoru azotem i parą wodną, emisję tę można utrzymywać poniżej 10 ppmv. Przy takiej mieszance wzrastać jednak może zawartość wilgoci w spalinach. W celu niedopuszczenia do ujemnych skutków takiego wzrostu potrzebne są badania erozji topatek wraz z ich warstwą ochronną, przeprowadzane przy bardzo wysokich temperaturach oraz wysokiej wilgoci.

## Wybrane technologie zgazowania węgla dostosowane do wychwytywania CO<sub>2</sub>

Jak wiadomo istnieją dwie najbardziej znane technologie zgazowania węgla. Technologiami tymi są: *Chevron Texaco* oraz *Shell*. Na rysunku 4 przedstawiono schemat bloku IGCC z gazo-generatorem *Chevron Texaco* „*Quench*”, również w wersji dostosowanej do wychwytywania CO<sub>2</sub> (pola obramowane na czerwono). Schemat z gazo-generatorem *Shell* jest bardzo podobny. Ciśnienie w gazo-generatorze wynosi ~70 bar. Do jego zredukowania do poziomu ciśnienia dolotowego turbiny gazowej (25–30 bar) zastosowano rozprężacz gazu (mała turbina gazowa).

Tabela 3 zawiera wybrane dane techniczno-ekonomiczne charakteryzujące wymienione dwie technologie. Dane te pochodzą z obszernego studium dotyczącego możliwości ich wykorzystywania do produkcji energii elektrycznej z wychwytywaniem CO<sub>2</sub> [11]. Studium zawiera wyniki badań modelowych przeprowadzonych dla bloków o mocy rzędu 750 MW (netto) z turbinami gazowymi GE 9FA. Wyniki uzyskano dla węgla australijskiego (25,9 GJ/t) dostarczanego do elektrowni w cenie 1,5 USD/GJ. Założono, że redukcja emisji CO<sub>2</sub> wynosić będzie 80–85%.



Rys. 4. Układ IGCC dostosowany do wychwytywania CO<sub>2</sub>

Porównanie danych z tabeli 3 wskazuje, że w przypadku gazogeneratora *Texaco* wychwytywanie CO<sub>2</sub> zwiększa koszt energii elektrycznej o 1,5 centa/kWh (31,2%), a w przypadku gazogeneratora *Shell* o 1,1 centa/kWh (24,4%).

Wyniki pozostałych obliczeń przedstawionych w omawianym studium [11] wskazują, że zrezygnowanie z oddzielnego odprowadzania czystej siarki oraz czystego CO<sub>2</sub>, a w zamian za

to odprowadzanie jednego wspólnego strumienia H<sub>2</sub>S oraz CO<sub>2</sub>, obniżyłoby łączne koszty wychwytywania obu gazów o ~20%. Przyjęcie takiego rozwiązania zależy od możliwości transportu i składowania zsiarczonego CO<sub>2</sub>.

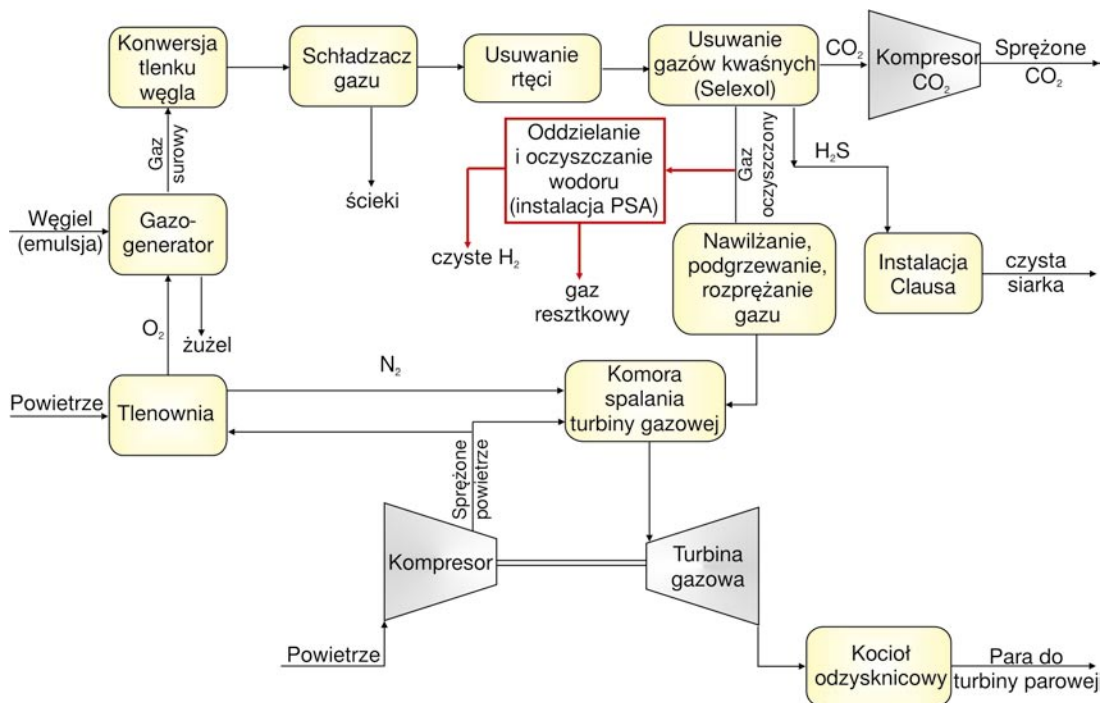
Przewidywany rozwój technologii zgazowania, w tym technologii pozyskiwania czystego tlenu, jak też udoskonalenie metod redukcji emisji gazów kwaśnych rokują, że w ciągu najbliższych 15 lat nastąpi obniżenie o ~20% kosztów energii elektrycznej produkowanej przez bloki IGCC z wychwytywaniem CO<sub>2</sub>. Oznaczałoby to, że około roku 2020 koszt ten spadnie do ~ 4,5 centa/kWh [11].

Tabela 3  
Dane porównawcze technologii zgazowania węgla z redukcją CO<sub>2</sub> [11]

Gazogenerator	Shell		Texaco Quench	
	wychwytywanie CO <sub>2</sub>		wychwytywanie CO <sub>2</sub>	
Parametry	nie	tak	nie	tak
Ilość węgla, t/h	250,6	273,1	303,0	323,1
Moc bloku	netto, MW	909,8	896,2	988,7
	brutto, MW	775,9	676,2	826,5
Sprawność bloku (netto), %	43,1	34,5	38,0	31,5
Emisja CO <sub>2</sub> , kg/MWh	763	142	833	152
Koszt inwestycyjny (jedn), euro/kW	1372	1860	1187	1495
Koszt energii elektrycznej, centy/kWh	4,8	6,3	4,5	5,6
Koszt CO <sub>2</sub> , centy/t	-	24,2	-0	16,5

### Układ zgazowania węgla dostosowany do koprodukcji energii elektrycznej i wodoru przy jednoczesnym odprowadzaniu CO<sub>2</sub>

Rysunek 5 ilustruje koncepcję bloku IGCC o mocy 600 MW (brutto), projektowo dostosowanego do wychwytywania 90% dwutlenku węgla, a w dalszym etapie również do koprodukcji wodoru [13]. Przewidziano gazogenerator *Texaco* z gaszeniem wodnym (quench gasifiers), pracujący przy ciśnieniu ~65 bar, zasilany emulsją wodno-węglową. Wytworzony gaz, po odpyleniu, dopływa do reaktora konwersji CO, po czym jest schładzany do temperatury umożliwiającej usuwanie rtęci. Kolejnym procesem jest usuwanie gazów kwaśnych (H<sub>2</sub>S oraz CO<sub>2</sub>), przeprowadzane w absorberze *Selexol*. Oczyszczony gaz jest nawilżany, potem rozprężany (65 bar→25 bar) w turbinie rozprężnej o mocy ~14 MW, a następnie doprowadzany do turbiny gazowej GE 7FA, sprzęgniętej poprzez kocioł odzysknicowy z turbiną parową. Rozcieńczanie gazu azotem, doprowadzanym do komory spalania turbiny gazowej, ma na celu obniżenie emisji NO<sub>x</sub> do ~30 mg/m<sup>3</sup> (przy 15% O<sub>2</sub>).



Rys. 5. Układ IGCC dostosowany do wychwytywania CO<sub>2</sub> i koprodukcji wodoru [13]

Oszacowano, że istnieje możliwość zwiększenia produkcji gazu oczyszczonego o ~11% w stosunku do maksymalnego zapotrzebowania turbiny gazowej. Oczywiście wymaga to zwiększenia dopływu węgla, a w efekcie dodatkowej ilości oczyszczonego gazu. Gaz ten pobierany z odgałęzienia wspawanego do rurociągu z instalacji *Selexol* (rys. 5), doprowadzany jest do instalacji PSA (adsorpcja sterowana zmianami ciśnienia), przeznaczonej

do wydzielania czystego wodoru. Gaz resztkowy z instalacji PSA spalany jest w kotle odzysknicowym, zainstalowanym za turbiną gazową.

Tabela 4 przedstawia wskaźniki bloku IGCC dla znamionowej mocy bloku, produkującego tylko energię elektryczną („wariant bazowy”) oraz dla wariantów, w których dodatkowo produkowany jest wodor.

Wskaźniki bloku IGCC przy dodatkowej koprodukcji wodoru [13]

Tabela 4

Wyszczególnienie		Wariant bazowy reduk. 90% CO <sub>2</sub> bez produkcji H <sub>2</sub>	Wskaźniki przy dodatkowej ilości węgla współprodukcję H <sub>2</sub> przy 90% redukcji CO <sub>2</sub>			
			10%	5%	2%	1%
Całkowita ilość węgla	t/h	177,3	197,1	187,2	181,3	179,3
Δ węgla na produkcję H <sub>2</sub>	t/h		19,8	9,9	4,0	2,0
Moc bloku netto	MW	448,9	441,0	444,9	447,3	448,1
Spadek mocy bloku	MW		7,9	4,0	1,6	0,8
Ilość wyprodukowanego wodoru (H <sub>2</sub> )	kg/h		2500	1250	500	250
	m <sup>3</sup> <sub>n</sub> /h		28000	14000	5600	2800
Koszt inwest. bloku	mIn USD	662,5	681,9	673,3	667,7	665,5
Koszty ekspl. stałe	mIn USD /rok	11,44	11,58	11,51	11,47	11,45
Koszty ekspl. zmienne	mIn USD /rok	14,98	15,25	15,18	15,09	15,05
Koszty węgla <sup>1)</sup>	mIn USD /rok	53,9	59,9	56,9	55,1	54,5
Koszty ekspl. razem	mIn USD /rok	80,32	86,8	83,6	81,7	81,0
Przyrost kosztów inwest.	mIn USD		19,4	10,8	5,1	3,0
Przyrost kosztów ekspl.	mIn USD /rok		6,4	3,3	1,3	0,67
Koszt utraty mocy bloku	mIn USD		2,48	1,24	0,50	0,25
Koszt H <sub>2</sub> <sup>2)</sup>	cent m <sup>3</sup> <sub>n</sub> /h		6,71	6,92	7,24	7,63
	USD/GJ		6,56	6,79	7,11	7,46
	USD/kg		0,747	0,770	0,806	0,849

<sup>1)</sup> koszty liczone w założeniu, że cena węgla wynosi 1,35 USD/10<sup>6</sup> Btu (1,28 USD/GJ)

<sup>2)</sup> koszt H<sub>2</sub> liczony w stosunku proporcjonalnym do dodatkowej ilości węgla potrzebnego do jego produkcji, z uwzględnieniem przyrostu kosztów inwestycyjnych

Wskaźniki dla wariantu, w którym dodatkowa ilość węgla na produkcję H<sub>2</sub> wynosi 10%:

– ilość doprowadzanego węgla (30,8 MJ/kg; W = 5,2%)	197 t/h,
– ilość tlenu (95%) do zgazowania	195,9 t/h,
– moc turbiny gazowej	394,0 MW,
– moc turbiny rozprężającej	11,6 MW,
– moc turbiny parowej	207,8 MW,
<b>Razem moc bloku (brutto)</b>	<b>613,4 MW</b>
Potrzeby własne bloku	172,4 MW
<b>Razem moc bloku (netto)</b>	<b>441,0 MW</b>
Sprawność elektryczna HHV (netto)	26,1%
Produkcja H <sub>2</sub>	2500 kg/h
Sprawność elektryczna wraz z koprodukcją H <sub>2</sub>	32,0%

Tabela 5

Koszt wodoru produkowanego z różnych surowców [13]

Surowce i technologia produkcji wodoru	Koszt wodoru		
	centy/m <sup>3</sup> <sub>n</sub>	USD/GJ, LHV	USD/kg
Blok węglowy IGCC z 90% redukcją CO <sub>2</sub> wytwarzający H <sub>2</sub> jako produkt uboczny z nadwyżek węgla w wysokości 1–10%	6,71–7,63	6,56–7,46	0,747–0,849
Instalacja reformingu SMR gazu ziemnego wytwarzająca H <sub>2</sub> w ilości 4,25·10 <sup>6</sup> m <sup>3</sup> /d jako produkt podstawowy	7,95	7,77	0,885
Instalacja zgazowania węgla bitumicznego wytwarzająca H <sub>2</sub> w ilości 3,2·10 <sup>6</sup> m <sup>3</sup> /d jako produkt podstawowy	7,45	7,29	0,829

W celu zilustrowania spodziewanych korzyści autorzy opracowania [13] przedstawili następujące krótkie obliczenia:

2500 kg H<sub>2</sub>/godz ≅ 9500 l benzyny/godz ≅ 76 mln l benzyny/rok.

Zakładając, że 1 samochód osobowy zużywa 750 litrów benzyny/rok można przyjąć, że wykorzystanie 10% zdolności produkcyjnej gazogeneratora bloku IGCC o mocy 450 MW (netto) zapewniłoby paliwo dla 10 tysięcy samochodów. Oczywiście te kalkulacje dotyczą samochodów napędzanych wodorem, co jednak może nie być taką daleką przyszłością.

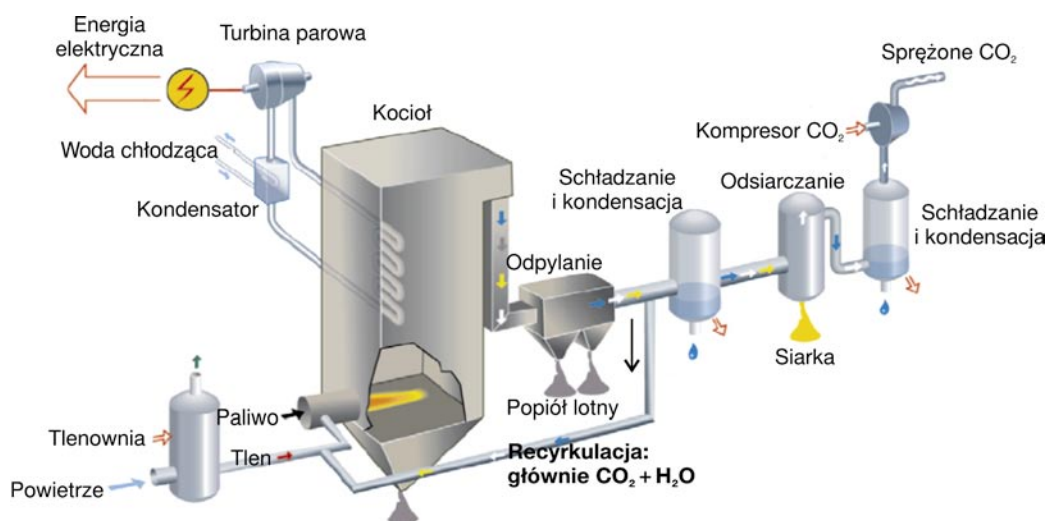
Porównanie kosztów produkcji wodoru podanych w tabelach 4 i 5 wskazuje, że wodór pozyskiwany w kogeneracji z energią elektryczną może być nieco tańszy od wodoru pozyskiwanego ze źródeł tradycyjnych.

## Spalanie tlenowe z recykulacją CO<sub>2</sub>

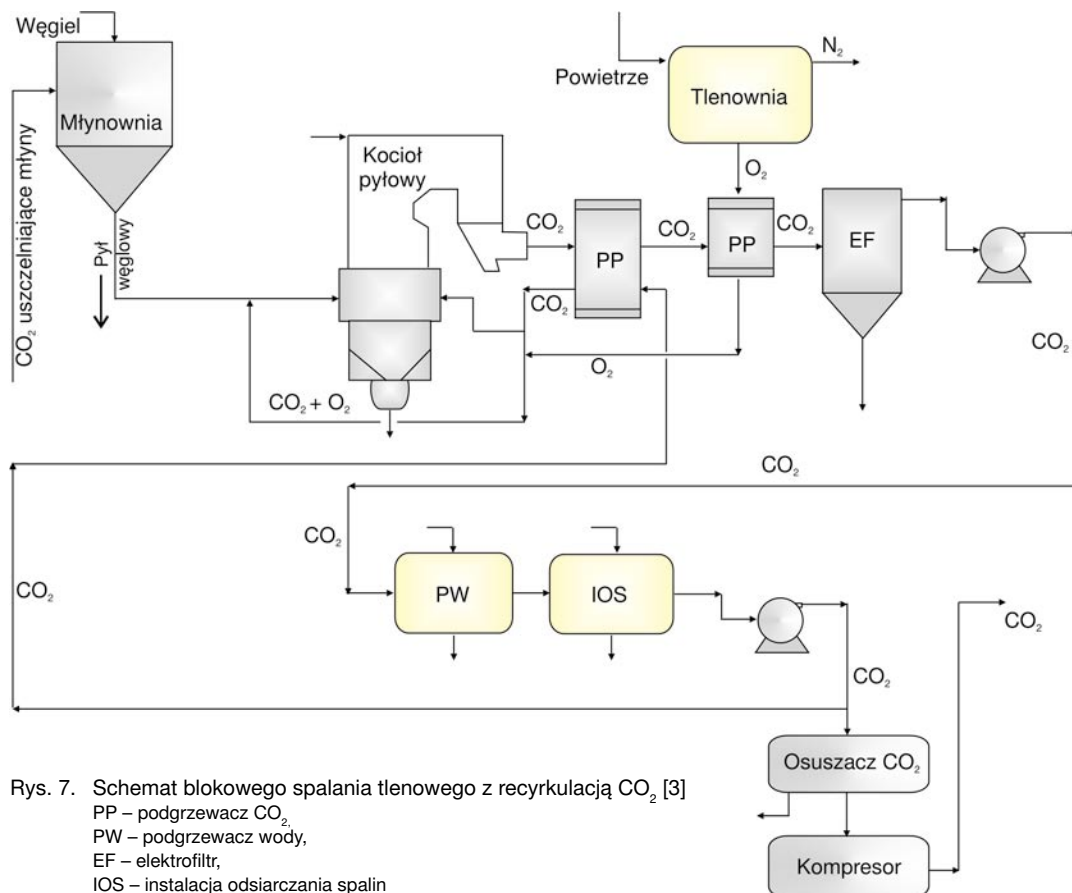
Jak wiadomo, spaliny ze spalania węgla zawierają tylko kilkanaście procent dwutlenku węgla. Uznano, że usuwanie CO<sub>2</sub> mogłoby być stosunkowo łatwe w przypadku radykalnego zwiększenia jego koncentracji w spalinach [1, 14]. Wymagałoby to wyeliminowania z tych spalin azotu.

Można by to osiągnąć, gdyby zamiast powietrza do paleniska doprowadzany był czysty tlen w ilościach koniecznych dla spalania węgla. Oczywiście tlen musiałby być wówczas doprowadzany z zewnętrznego źródła, to znaczy z tlenowni. Dla wychłodzenia komory paleniskowej zamiast azotu do paleniska doprowadzane musiałby być spaliny, tzn. praktycznie biorąc CO<sub>2</sub>, pobierane bezpośrednio z za kotła. Oznaczałoby to konieczność wprowadzenia recykulacji 70–80% CO<sub>2</sub>. Pozostała część CO<sub>2</sub> powinna być sprężana i przesyłana do miejsca składowania (sekwestracji). Otwarty jest problem oczyszczania tego strumienia CO<sub>2</sub>.

Rysunek 6 ilustruje sposób dostosowania istniejącego kotła pyłowego do spalania tlenowego pyłu węglowego. Zamiast powietrza do komory paleniskowej doprowadzany jest tlen o czystości co najmniej 95%. Ma to zasadniczy wpływ na skład spalin, które w zasadzie nie zawierają azotu. Dominująca część tych spalin (70–80%), składających się przede wszystkim z CO<sub>2</sub>, jest na powrót kierowana do komory paleniskowej. Recykulację tę zapewnia zainstalowanie kanału obejściowego. Łączna ilość świeżego O<sub>2</sub> oraz recykulowanego CO<sub>2</sub> powinna być równa ilości powietrza, które było pierwotnie spalane w kotle. Ze wstępnych obliczeń wynika, że w przypadku rekonstrukcji istniejącego kotła, zapewnienie obliczeniowej wymiany ciepła i prawidłowego rozkładu temperatur w ciągu spalinowym wymaga doprowadzania CO<sub>2</sub> w ilości zapewniającej stosunek molowy CO<sub>2</sub>/O<sub>2</sub> ≈ 3 [15]. Dotrzymanie tego warunku zapewnia, że rozkład temperatur w ciągu spalinowym kotła nie ulegnie zmianom. Na podkreślenie zasługuje fakt, że wyeliminowanie ze spalin azotu w zasadniczy sposób zmniejsza stratę kominową.



Rys. 6.  
Spalanie tlenowe z recykulacją CO<sub>2</sub> [1]



Istotnym problemem jest **odsiarczanie CO<sub>2</sub>**. W układzie na rysunku 6 recykulowane CO<sub>2</sub> jest jedynie odpylane np. w elektrofiltrze, podczas gdy CO<sub>2</sub> przewidziane do sekwestracji jest dodatkowo osuszane i odsiarczane. Natomiast w innym wariantcie przedstawionym na rysunku 7 cała ilość recykulowanego CO<sub>2</sub> jest odpylana i odsiarczana, a CO<sub>2</sub> przewidziane do sekwestracji jest dodatkowo osuszane, a potem sprężane. Możliwość recykulacji nie odsiarczonego CO<sub>2</sub> wymaga analizy konkretnych warunków.

Najprostszy byłby oczywiście wariant, w którym zarówno CO<sub>2</sub> przeznaczone do recykulacji jak i do sekwestracji mogłoby być jedynie odpylane. Możliwość recykulacji i składowania zasiarzonego CO<sub>2</sub> znacząco obniżyłoby łączne koszty.

## Emisja NO<sub>x</sub>

Wyniki eksperymentalne [17] wskazują, że w przypadku spalania tlenowego z recykulacją CO<sub>2</sub> emisja NO<sub>x</sub> wahała się w granicach 86,1–98,4 mg/m<sup>3</sup><sub>n</sub>, co stanowi ok. 30% emisji NO<sub>x</sub> występującej w przypadku spalania powietrznego 270–320 mg/m<sup>3</sup><sub>n</sub>.

Tak głęboka redukcja emisji jest najprawdopodobniej spowodowana recykulacją CO<sub>2</sub> w pierwotnej strefie spalania. Przy wysokiej temperaturze w warunkach redukcyjnych, recykulujące NO<sub>x</sub> podlegają na powrót konwersji do N<sub>2</sub>, co jest równoznaczne z procesem reburningu. Wyższa zawartość O<sub>2</sub> w pierwotnej strefie spalania ma wpływ na wyższą temperaturę. To z kolei zwiększa intensywność powstawania części lotnych i aktywizuje przemianę na azot molekularny bardziej niż na NO<sub>x</sub> [18]. Stwierdzenie niskiej emisji NO<sub>x</sub> w przypadku spalania tlenowego jest argumentem

przemawiającym za rezygnacją z wyposażania tych procesów w układy ograniczające emisję NO<sub>x</sub>, podczas gdy w przypadku spalania powietrznego zalecane są kosztowne układy katalityczne.

## Zestawienia porównawcze

Tabela 6 sporządzona przez przedstawicieli firm brytyjskich [14] zawiera wyniki analizy porównawczej bloku węglowego o mocy 740 MW (brutto) wyposażonego w kocioł pyłowy na parametry nadkrytyczne w dwu wariantach:

- spalanie powietrzne bez ograniczania emisji CO<sub>2</sub>,
- spalanie tlenowe z recykulacją CO<sub>2</sub> wraz z redukcją emisji CO<sub>2</sub>.

Obliczenia wykonano zgodnie z kryteriami IEA [20], przyjmując stopę dyskonta 10%, czas życia bloku 25 lat oraz czas wykorzystania mocy zainstalowanej 7450 h/y, tzn. średnio 85%. Otrzymane wyniki wskazują, że dla rozpatrywanego bloku, zapewnienie 90% redukcji emisji CO<sub>2</sub> wymagałoby wzrostu jednostkowych nakładów inwestycyjnych (netto) o 47% oraz pociągnęłoby za sobą wzrost kosztu energii elektrycznej o 39%.

Ze względu na fakt, że analizy dotyczące wykorzystania spalania tlenowego do redukcji emisji CO<sub>2</sub> publikowane są od niedawna, niezależnie od tabeli 6 zamieszczono jeszcze tabelę 7, ilustrującą rezultaty pracy pięciu firm amerykańskich [17]. Tabela ta zawiera wyniki porównania klasycznego bloku węglowego o mocy 533 MW (brutto) bez redukcji emisji CO<sub>2</sub> z identycznym blokiem z redukcją emisji CO<sub>2</sub> (instalacja MEA) oraz z dwoma blokami tej samej mocy, ale opartymi na spalaniu tlenowym. Przyjęto stopę dyskonta 9,25%, czas życia bloku 30 lat oraz inflację 4,1%.



Tabela 6  
Porównanie bloków: klasycznego oraz opartego na spalaniu tlenowym [14]

Blok energetyczny na parametry nadkrytyczne	Spalanie powietrzne bez redukcji CO <sub>2</sub>	Spalanie tlenowe z redukcją CO <sub>2</sub>
	Ilość doprowadzanego paliwa, kg/s	59,19
Wartość opałowa (LHV), MJ/kg	25,86	25,86
Ilość doprowadzanego ciepła (LHV), MW	1530,8	1502,2
Ilość tlenu, t/d	–	10 373
Moc wytwarzana (brutto), MW	740	737
Pobór mocy przez tlenownię, MW	–	87
Sprężanie i oczyszczanie CO <sub>2</sub> , MW	–	65
Potrzeby własne bloku, MW	63	53
Moc wytwarzana (netto), MW	677	532
Sprawność (brutto), %LHV	48,3	49,06
Sprawność (netto), % LHV	44,2	35,4
Strata sprawności na wychwyty CO <sub>2</sub> , punkty %	–	8.8
Koszty inwestycyjne		
Nawęglanie i odpopielanie, USD x 10 <sup>6</sup>	65	65
Kotłownia, USD x 10 <sup>6</sup>	284	284
Odsiarczanie spalin, USD x 10 <sup>6</sup>	100	–
Ograniczanie NO <sub>x</sub> , USD x 10 <sup>6</sup>	21	–
Turbinownia, USD x 10 <sup>6</sup>	163	162
Tlenownia, USD x 10 <sup>6</sup>	–	180
Sprężanie i oczyszczanie CO <sub>2</sub> , USD x 10 <sup>6</sup>	–	71
Koszty uzupełniające, USD x 10 <sup>6</sup>	220	226
Całkowity koszt inwestycyjny, USD x 10 <sup>6</sup>	853	988
Koszt jednostkowy (brutto), USD/kW	1152	1340,5
Koszt jednostkowy (netto), USD/kW	1260	1857,1
Wskaźniki eksploatacyjne		
Koszt paliwa, USD/GJ	1,5	1,5
Koszt wytwarzanej energii (COE), cent/kWh	4,4	6,12
Całkowita emisja CO <sub>2</sub> , t/h	489	45
Wskaźnik redukcji emisji CO <sub>2</sub> (netto), g/kWh	–	831

Tabela 7  
Porównanie techniczno-ekonomiczne czterech wybranych bloków [17]

Blok węglowy na parametry nadkrytyczne	Spalanie powietrzne		Spalanie tlenowe z redukcją emisji CO <sub>2</sub>	
	bez redukcji emisji CO <sub>2</sub>	z redukcją <sup>1)</sup> emisji CO <sub>2</sub>	mokre Oxy <sup>2)</sup>	suche Oxy <sup>3)</sup>
Ilość doprowadzanego węgla, t/h	238	238	228,6	237,9
Moc bloku (brutto), MW	533	533	533	533
Pobór mocy przez tlenownię, MW	–	98 <sup>4)</sup>	73,5	76,5
Pobór mocy na potrzeby własne, MW	31,9	47,2	23,9	24,6
Moc bloku (netto), MW	501	388	436	432
Sprawność bloku HHV (netto), %	37,0	28,6	33,5	32,0
Jednostkowe koszty inwestycyjne				
Koszt inwestycyjny, USD/kW	1223	1850	1515	1547
Jednostkowe koszty eksploatacyjne dla 1-go roku eksploatacji				
Koszty eksploatacyjne stałe, Mills/kWh	9,15	15,38	12,72	12,83
Koszty eksploatacyjne zmienne, Mills/kWh	3,28	7,92	2,77	3,14
Koszt paliwa, Mills/kWh	10,48	13,56	11,68	12,24
Koszty produkcji energii elektrycznej zdyskontowane dla 30 lat eksploatacji				
Koszty eksploatacyjne stałe, Mills/kWh	14,11	23,70	19,60	19,76
Koszty eksploatacyjne zmienne, Mills/kWh	5,06	12,20	4,27	4,84
Koszt paliwa, Mills/kWh	10,48	13,56	11,68	12,24
Zdyskontowane koszty kapitałowe, Mills/kWh	33,70	50,99	41,75	42,63
Zdyskontowany łączny koszt energii elektrycznej dla 30 lat, Mills/kWh	63,35	100,45	77,30	79,48
Zdyskontowany łączny koszt energii elektrycznej dla 1-go roku, Mills/kWh	56,62	87,85	68,92	70,84

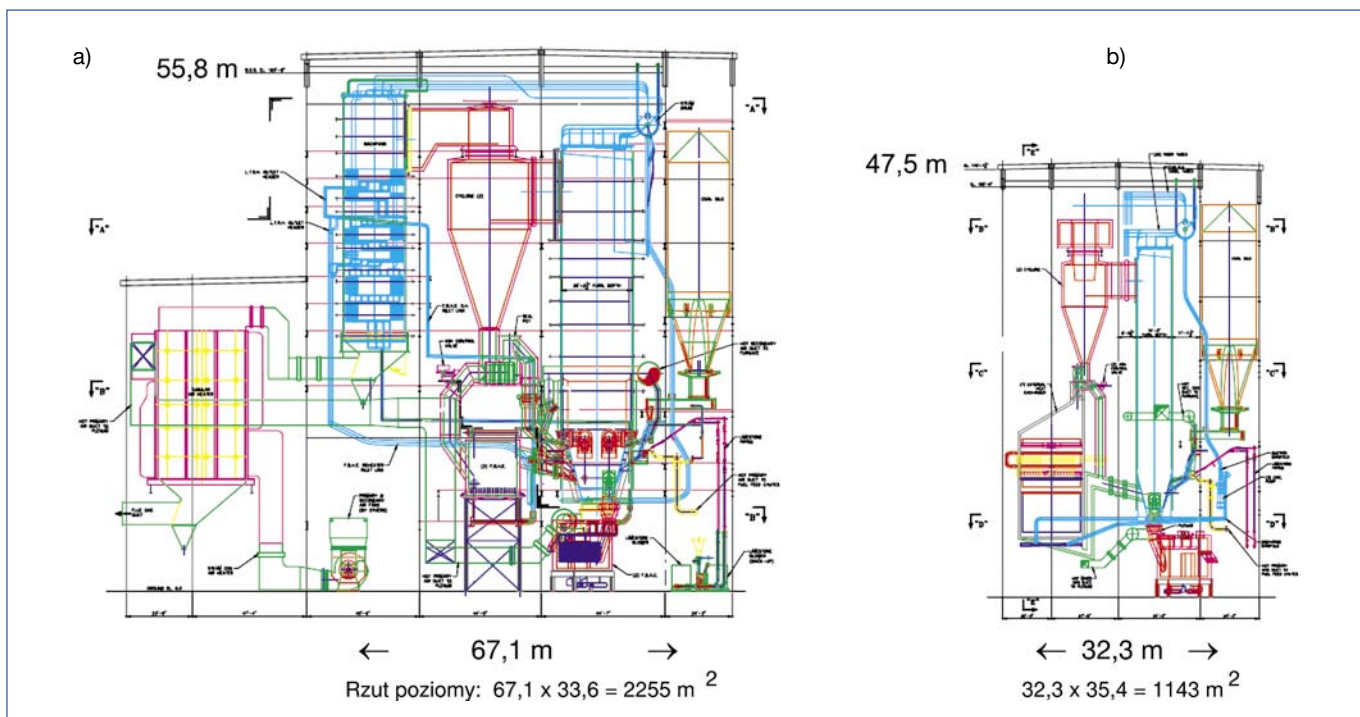
<sup>1)</sup> zastosowano technologię MEA, <sup>2)</sup> nie odwodniona mieszanina O<sub>2</sub>-CO<sub>2</sub>, <sup>3)</sup> odwodniona mieszanina O<sub>2</sub>-CO<sub>2</sub>, <sup>4)</sup> pobór mocy przez instalację MEA.

Wyniki obliczeń wskazują, że najdroższym rozwiązaniem byłoby wdrożenie technologii MEA – koszt energii elektrycznej wyższy o 58% w stosunku do wariantu bez ograniczania emisji CO<sub>2</sub>.

Podkreślić trzeba, że:

- w odniesieniu do wariantów bez ograniczania emisji CO<sub>2</sub> występuje znaczna różnica kosztów energii elektrycznej przedstawionych przez oba wymienione zespoły specjalistów w tabelach 6 oraz 7,
- w przypadku wariantów ze spalaniem tlenowym koszt wytwarzania energii elektrycznej byłby o 22–25% wyższy w stosunku do wariantu bez ograniczania emisji CO<sub>2</sub>.

Dodatkowo wspomnieć trzeba, że badania amerykańskich firm *Babcock&Wilcox* oraz *American Air Liquide* [17] wskazują na znacznie niższą (do 70%) emisję NO<sub>x</sub> w przypadku spalania tlenowego w stosunku do spalania powietrznego.



Rys. 8. Porównanie gabarytów kotłów CFB dla bloku 210 MW dostosowanych do spalania powietrznego (a) i spalania tlenowego (b) [21]

### Przewidywane zmiany konstrukcyjne kotłów

Interesującym problemem są możliwości zmian konstrukcyjnych w kotle wykorzystującym wzrost temperatury spalania tlenowego w stosunku do spalania powietrznego.

W pierwszym okresie w celu opanowania problemów materiałowych, mięknięcia (topnienia) popiołu oraz wzrostu emisji NO<sub>x</sub> za najprostszą uznano zewnętrzną cyrkulację CO<sub>2</sub> + O<sub>2</sub> (rys. 6).

Perspektywicznie zmniejszenie gabarytów kotła (rys. 8) oraz podwyższenie jego sprawności osiągnąć będzie jednak można poprzez zmniejszenie cyrkulacji zewnętrznej przy jednoczesnym wzroście cyrkulacji wewnętrznej.

### Uwagi końcowe

Z ekonomicznego punktu widzenia najważniejszym kryterium porównawczym badanych technologii wytwarzania energii elektrycznej jest koszt tej energii.

Niekoniecznie jest rozszerzanie tego porównania o sprawność wytwarzania, spadek mocy osiągalnej oraz koszty inwestycyjne, ponieważ wielkości te podobnie jak koszt paliwa, projektowany czas życia urządzeń czy też średni roczny czas wykorzystania mocy zainstalowanej, powinny współdecydować o koszcie wytwarzanej energii.

Wobec dużych rozbieżności kosztów publikowanych przez producentów energii, uznano za najbardziej wiarogodne dane zebrane w tabeli 8. Dane te, adekwatne do warunków północnoamerykańskich, są autoryzowane przez Howarda Herzoga, reprezentującego Laboratorium Energetyki i Środowiska w Massachusetts Institute of Technology (MIT). Jest on uważany za autorytet w tych sprawach.

Tabela 8

Koszt energii elektrycznej wytwarzanej bez oraz z redukcją CO<sub>2</sub> [22]

Technologia wytwarzania energii elektrycznej	Koszt wytwarzanej energii elektrycznej				
	bez redukcji CO <sub>2</sub>		z redukcją CO <sub>2</sub>		
	wartość średnia	zakres	wartość średnia	zakres	wzrost kosztu (średnio)
Blok z kotłem pyłowym, centy/kWh	4,5	3,9–5,3	7,7	6,4–8,7	71,1%
IGCC, centy/kWh	4,8	4,1–5,8	6,6	5,5–8,3	37,5%
NGCC, centy/kWh	3,1	2,3–3,7	4,6	3,5–5,8	48,4%

Trzeba podkreślić, że dane zawarte w tabeli 8 dają pewną orientację w zakresie kosztów redukcji CO<sub>2</sub> z nowych obiektów. Rekonstrukcja istniejącej elektrowni polegająca na zabudowie bloku IGCC byłaby nową inwestycją. Podobnie zabudowa w pracującej elektrowni instalacji MEA byłaby przedsięwzięciem tak dużym, że musiałaby być uznana za nową inwestycję.

Analizy dotyczące rekonstrukcji istniejących elektrowni w celu ograniczenia emisji CO<sub>2</sub> mogą brać pod uwagę właściwie tylko spalanie tlenowe. Potwierdzają to wyniki pracy studialnej dotyczącej rekonstrukcji bloku 800 MW w elektrowni *Lippendorf* [23]. Dodać trzeba, że w ramach rozwoju technologii opartych na spalaniu tlenowym, firma *Vattenfall* przystąpiła do budowy instalacji pilotowej o mocy 30 MW, zlokalizowanej na terenie elektrowni *Schwarze Pumpe*. Ma ona być uruchomiona do roku 2008, a jej koszt ma wynosić 40 mln euro. Następnym etapem ma być instalacja demonstracyjna o mocy 250 MW [24].

Znaczący wpływ na dalszy rozwój, a zwłaszcza na koszty instalacji opartych na zgazowaniu węgla (bloki IGCC) oraz instalacji opartych na spalaniu tlenowym, będzie miało wdrożenie nowych technologii pozyskiwania czystego tlenu. Przewidywać można, że w ciągu najbliższych 3–5 lat technologie oparte na kriogenice zostaną zastąpione technologiami opartymi na membranach.

W omawianym zakresie na uwagę zasługują osiągnięcia trzech firm:

- ☑ *Air Products* – membrany **ITM** (Ion Transport Membranes),
- ☑ *Praxair* – membrany **OTM** (Oxygen Transport Membranes),
- ☑ *Alstom/Norsk Hydro* – membrany **MCM** (Mixed Conducting Membranes).

Wszystkie trzy firmy przewidują, że komercjalizacja ich osiągnięć nastąpi w latach 2008–2010.

## Podsumowanie

- ❖ Wykorzystanie absorpcji chemicznej do wychwytywania CO<sub>2</sub> ze spalin w eksploatowanych elektrowniach mogłoby być obecnie możliwe, podniosłoby jednak koszt produkowanej energii elektrycznej o ~70%. Udana wdrożenie innowacji wymienionych w artykule może znacznie obniżyć ten koszt.
- ❖ Wykorzystanie zgazowania węgla do wychwytywania CO<sub>2</sub> byłoby obecnie możliwe jedynie poprzez całkowitą rekonstrukcję elektrowni (wymiana kotła i turbiny parowej na blok IGCC).
- ❖ Spalanie tlenowe stwarza możliwość sekwestracji CO<sub>2</sub>, która mogłaby być rozważana w odniesieniu do istniejących elektrowni węglowych. Warunkiem jest doprowadzenie tej technologii do gotowości wdrożeniowej, w tym do zdecydowanego obniżenia kosztów tlenowni.
- ❖ Wodór jako paliwo energetyczne jest znacznie droższy (6,5–7,8 USD/GJ) od paliw kopalnych (węgiel 1,2–1,6 USD /GJ; gaz ziemny 3,5–5,0 USD /GJ).
- ❖ Koszt wodoru z węgla produkowanego przy 90% sekwestracji CO<sub>2</sub> może być jedynie o ~5% droższy od wodoru produkowanego bez tej sekwestracji.

## LITERATURA

- [1] Jordal K., Anheden M., Yan J., Strömberg L.: Oxyfuel combustion for coal-fired power generation with CO<sub>2</sub> capture – opportunities and challenges. 7<sup>th</sup> International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies. Vancouver, Canada, September 2004
- [2] Review of the Feasibility of Carbon Dioxide Capture and Storage in the UK. Department of Trade and Industry, September 2003, DTI/Pub URN 03/1261
- [3] Roberts C. A., Gibbins J., Panesar R., Kelsall G.: Potential for improvement in power generation with post-combustion capture of CO<sub>2</sub>. 7<sup>th</sup> International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies. Vancouver, Canada, September 2004
- [4] Rao A.B., Rubin E.S., Granger Morgan M.: Evaluation of Potential Cost Reductions from Improved CO<sub>2</sub> Capture Systems. 2<sup>nd</sup> Annual DOE Conference on Carbon Sequestration. Alexandria, VA, May 2003
- [5] Yagi Y., Mimura T., Ishida K., Yoshiyama R., Kamijo T., Yonekawa T.: Improvements of Carbon Dioxide Capture Technology from Flue Gas. 7<sup>th</sup> International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies. Vancouver, Canada, September 2004
- [6] Imai N., Ishida K.: Economic Study on CO<sub>2</sub> Capture and Sequestration from PCF Flue Gas. 7<sup>th</sup> International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies. Vancouver, Canada, September 2004
- [7] Sekar R.C.: Carbon Dioxide Capture from Coal-Fired Power Plants: A Real Options Analysis. Massachusetts Institute of Technology, MIT LFEE 2005-002 RP, May 2005
- [8] CASTOR post-combustion pilot prepares to start up at Esbjerg. *Modern Power Systems*, sierpień 2005, s. 15–16
- [9] Maurstad O.: An Overview of Coal based Integrated Gasification Combined Cycle (IGCC) Technology. Massachusetts Institute of Technology. MIT LFEE 2005-002 RP, September 2005
- [10] The Hydrogen Economy: Opportunities, Costs, Barriers, and R&D Needs. Committee on Alternatives and Strategies for Future Hydrogen Production and Use; National Research Council; Copyright 2004 – National Academy of Sciences
- [11] Davidson J., Bressan L.: Coal Power Plants with CO<sub>2</sub> capture: the IGCC option. Gasification Technologies Conference, San Francisco, October 2003
- [12] Chiesa P., Kreutz T., Williams B.: Analysis of Hydrogen and Co-Product Electricity from Coal with Near Zero Pollutant and CO<sub>2</sub> Emissions using an Inorganic Hydrogen Separation Membrane Reactor. 2<sup>nd</sup> Annual DOE Conference on Carbon Sequestration, Alexandria, VA; May 2003
- [13] Rutkowski M. D., Schoff R. L., Holt N. A., Booras G.: Pre-Investment of IGCC for CO<sub>2</sub> Capture with the Potential for Hydrogen Co-Production. Gasification Technologies Conference, San Francisco, October 2003
- [14] Dillon D.J., Panesar R.S., Wall R.A., Allam R.J., White V., Gibbins J., Haines M.R.: Oxy-combustion processes for CO<sub>2</sub> capture from advanced supercritical pf and NGCC power plant. 7<sup>th</sup> International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies, Vancouver, Canada, September 2004
- [15] Klara S.M., Cohen K., Doctor R.: CO<sub>2</sub> Capture for PC-Boiler Using Flue-Gas Recirculation: Evaluation of CO<sub>2</sub> Capture/Utilization/Disposal Options. National Energy Technology Laboratory
- [16] Doctor R.D., Molburg J.C., Mendelsohn M.H., Brockmeier N.F.: CO<sub>2</sub> capture for pc-boilers using oxy-fuels – a transition strategy. 7<sup>th</sup> International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies, Vancouver, Canada, September 2004
- [17] Ravi Sangras and others: Oxycombustion process in pulverized coal-fired boilers: a promising technology for CO<sub>2</sub> Capture. The 29<sup>th</sup> International Conference on Coal Utilization and Fuel Systems, Clearwater, FL (USA), April 18–22, 2004
- [18] Châtel-Pélagie F. and others: A pilot-scale demonstration of oxy-combustion with flue gas recirculation in a pulverized coal-fired boiler. The 28<sup>th</sup> International Technical Conference on Coal Utilization and Fuel Systems. Clearwater, FL (USA), 2003
- [19] Simmonds M., Miracca I., Gerdes K.: Oxyfuel technologies for CO<sub>2</sub> capture: a techno-economic overview. 7<sup>th</sup> International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies. Vancouver, Canada, September 2004
- [20] IEA Greenhouse Gas R&D Programme. Technical and Financial Assessment Criteria. *Rev.B*, May 2000
- [21] Nsakala N., Liljedahl G., Marion J., Bozzuto C., Andrus H., Chamberland R.: Greenhouse Gas Emissions Control by Oxygen Firing in Circulating Fluidized Bed Boilers. Second Annual National Conference on Carbon Sequestration, Alexandria, VA (USA), May 5–8, 2003
- [22] Herzog H.: CO<sub>2</sub> Capture and Storage: Costs and Market Potential. Technical Overview 3. 7<sup>th</sup> International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies, Vancouver, Canada, September 2004
- [23] Andersson K., Johnsson F., Strömberg L.: Large Scale CO<sub>2</sub> Capture – Applying the Concept of O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub> Combustion to Commercial Process Data. *VGB PowerTech* 10/2003, p. 29–33
- [24] Görtz S.: Oxyfuel to be put to the test at Schwarze Pumpe. *Modern Power Systems*, August 2005, p. 12–14

