

Energochemiczne przetwórstwo węgla do paliw ciekłych

Artykuł opiniował prof. dr hab. inż. Henryk Zieliński

1. Główne kierunki użytkowania węgla

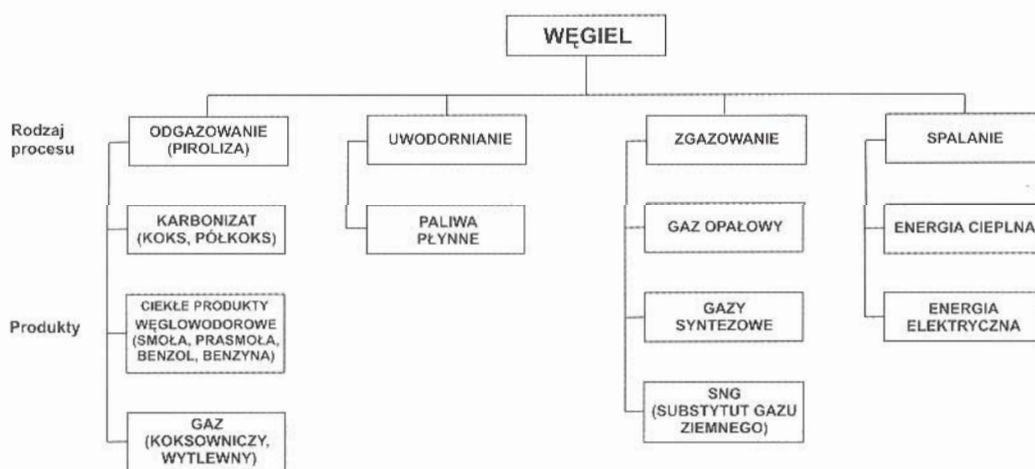
W historycznym rozwoju użytkowania węgla, przede wszystkim jako surowca energetycznego ale również chemicznego, ukształtowało się kilka podstawowych kierunków wykorzystujących – najogólniej rzecz biorąc – procesy: *odgazowania, zgazowania i uwodornienia* oraz związane z nimi *spalanie*. W bardzo uproszczonej formie podział tych procesów i ich produktów obrazuje rysunek 1. Należy nadmienić, że w pewnych rozwiązaniach technologicznych procesy te wzajemnie przenikają się, np. znane są procesy uwodornienia ciekłych produktów odgazowania węgla lub wkomponowanie procesu zgazowania węgla w cykl wytwarzania energii elektrycznej w zintegrowanych układach parowo-gazowych itd.

Najistotniejszym oraz najdalej posuniętym pod względem stopnia przemiany węgla kierunkiem jego konwersji jest niewątpliwie proces spalania. Istota tego procesu polega na całkowitej i zupełnej konwersji węgla przy użyciu tlenu z powietrza, tj. przemianie energii chemicznej paliwa na ciepło, które w dalszym etapie może być wykorzystywane

do wytwarzania wysokoprężnej pary wodnej i energii elektrycznej. Produktami ubocznymi są: pozostałość po spalaniu (popiół lub żużel) oraz spaliny.

Drugim, co do praktycznego znaczenia, kierunkiem użytkowania jest proces odgazowania (karbonizacji), czyli ogrzewania węgla bez dostępu tlenu, którego celem jest w praktyce uzyskanie wysoko uwęglonego karbonizatu. W zależności od temperatury odgazowania, proces ten nosi nazwę wylewania ($500\div 700^{\circ}\text{C}$), a uzyskany karbonizat – półkoks lub koksowania (około 1000°C), którego głównym produktem jest koks. Karbonizaty te są wykorzystywane w różnych technologiach, przede wszystkim w hutnictwie, gdzie pełnią funkcję reagentów chemicznych (reduktorów, nawęglaczy) oraz paliwa. Powstające w procesie odgazowania węgla produkty uboczne, tzn. gaz, benzol i smoła wykorzystywane są jako paliwo lub surowiec chemiczny.

W procesach zgazowania prowadzonych w zależności od zastosowanej technologii w temperaturach od 800° do 1600°C , czynnikami zgazowującymi węgiel mogą być: tlen (lub powietrze) i para wodna, a w przypadku konwersji



Rys. 1. Procesy użytkowania węgla

węgla do metanu (SNG) – wodór. Celem tego procesu jest przetworzenie węgla – paliwa stałego na gaz służący jako paliwo dla energetycznych układów gazowo-parowych lub jako gaz syntezowy dla chemii.

Proces bezpośredniego uwodornienia węgla lub jego ekstraktów, czy też pochodnych w rodzaju smół czy prasmół z odgazowania węgla, ma na celu przetworzenie tych surowców na substytuty ropy naftowej i jej przetworów. Podobny efekt uzyskania paliw płynnych można osiągnąć na drodze pośredniej, tj. zgazowania węgla, a następnie katalitycznej syntezy uzyskanych składników gazowych.

Analiza aktualnej struktury światowego zużycia węgla kamiennego w wymienionych wyżej kierunkach użytkowania, wskazuje na dominujący bo 86 % udział procesów spalania, 13 % udział odgazowania i znikomy – bo około 1 % udział – procesu zgazowania. Można więc stwierdzić, że obecnie na drodze energochemicznego przetwórstwa przerabia się w skali globalnej zaledwie około 1/7 wydobywanego węgla kamiennego. Perspektywicznie, w związku z realizowanymi i planowanymi budowlami dużych instalacji zgazowania, m.in. w Chinach i USA, udział ten niewątpliwie wzrośnie znacząco. Obecnie jedynie w Chinach w fazie budowy znajduje się 15 nowych zakładów zgazowania głównie dla wytwarzania wodoru i metanolu, natomiast w USA zamierza się podjąć budowę około 20 instalacji zgazowania zarówno dla energetyki jak i chemii.

2. Zarys procesów energochemicznego przetwórstwa węgla

2.1. Proces odgazowania

Obecnie jedynym procesem energochemicznego przetwórstwa węgla kamiennego o znaczącym udziale w globalnym zużyciu tego surowca pozostaje koksownictwo, którego poziom produkcji wyznacza w praktyce zapotrzebowanie hutnictwa żelaza, a konkretnie procesu wielkopiecowego. Potwierdza to globalna struktura zużycia koksu, w której udział wielkich pieców stanowi około 85 %. Podstawowe produkty uboczne procesu koksowania, oczyszczony gaz koksowniczy oraz produkty ciekłe, czyli smoła i benzol surowy, których całkowity uzysk sięga 20 %, są potencjalnie atrakcyjnymi surowcami chemicznymi. W rzeczywistości taką funkcję pełnią obecnie benzol i smoła, poddawane dalszej przeróbce, a jedynie sporadycznie – jak to ma miejsce w przypadku smoły – są używane jako paliwo – substytut oleju opałowego. Oczyszczony gaz koksowniczy jest obecnie wykorzystywany wyłącznie jako paliwo gazowe – gaz średniokaloryczny o wartości opałowej rzędu 16÷18 MJ/m³, chociaż w Chinach w budowie znajduje się obecnie sześć zakładów produkcji metanolu w oparciu o gaz koksowniczy. Skład chemiczny tego gazu podany poniżej (% obj.) predysponuje go tymczasem do roli surowca chemicznego (synteza, redukcja):

H ₂	– 53÷60	CO ₂	– 2÷4
CH ₄	– 23÷28	N ₂	– 3÷8
C _n H _m	– 2÷4	O ₂	– 0,2÷0,8
CO	– 6÷10		

Stąd też, począwszy od lat dwudziestych minionego stulecia, wykorzystywano oczyszczony gaz koksowniczy w procesach syntezy. Jeszcze w latach siedemdziesiątych u głównych wówczas producentów koksu, tzn. ZSRR i RFN, około 15 % produkowanego gazu koksowniczego było zużywane w przemyśle chemicznym. Oczyszczony gaz koksowniczy był najczęściej źródłem wodoru przeznaczanego do syntezy amoniaku, ale również metanolu, paliw silnikowych produkowanych według metody *Fischer-Tropsch'a*, czy też służył do uwodornienia: węgla, ciężkich olei, prasmół itd. Najbliższym nam przykładem był gaz koksowniczy z koksowni „Zdzieszowice”, który w czasie wojny wykorzystywano jako źródło wodoru w procesach uwodornienia węgla kamiennego i smoły koksowniczej do paliw płynnych w Blachowni, a po wojnie do roku 1990 do produkcji amoniaku w Zakładach Azotowych w Kędzierzynie.

Drugim kierunkiem użytkowania gazu koksowniczego, jako reagenta chemicznego, jest redukcja rud metali, a w szczególności rud żelaza. Gaz koksowniczy, zawierający około 65 % takich składników jak H₂ i CO, może służyć jako reduktor w klasycznej technologii wielkopiecowej (tak dzieje się w Hucie „Katowice” dodającej część gazu koksowniczego kupowanego w koksowni „Przyjaźń” do dmuchu wielkopiecowego), ale przede wszystkim może być wykorzystany do produkcji żelaza w reaktorach redukcji bezpośredniej (DRI).

Do wydzielenia wodoru z oczyszczonego gazu koksowniczego stosowano dotychczas kosztowne metody kriogeniczne (niskotemperaturowego rozfrakcjonowania). Wysoka energochłonność tej technologii spowodowała poszukiwanie innych metod rozdziału, opartych na wykorzystywaniu procesów adsorpcji lub dyfuzji (metody PSA czy membranowa). Niestety żadna z tych metod nie przeszła jak dotychczas weryfikacji w skali wielkoprzemysłowej. Polskie koksownictwo dysponuje aktualnie ilością nadmiarowego gazu koksowniczego rzędu 1,5÷1,8 mld m³/r (po odliczeniu potrzeb gazu na opalenie baterii koksowniczych). Obecnie jest on wykorzystywany jako gaz opałowy, ale z uwagi na jego właściwości istnieje potrzeba prowadzenia analiz i badań nad wykorzystywaniem tego surowca do syntez chemicznych oraz źródła wodoru, np. dla ogniw paliwowych.

2.2. Proces uwodornienia

Celem tego procesu jest, jak już wspomniano, konwersja paliwa stałego – węgla na paliwo płynne. Wytyczne działań w tym kierunku daje porównanie: analizy elementarnej węgla i ropy naftowej. W węglu stosunek atomowy H/C wynosi 0,7÷0,8 a w ropie naftowej 1,75÷1,95, a ponadto węgiel zawiera znaczną ilość heteroatomów O i N. Wielkość masy cząsteczkowej „makromolekuł” węgla jest rzędu 5 tys. j.m.a., natomiast produktów ciekłych rzędu 100÷250 j.m.a. Jeżeli więc chce się przetworzyć węgiel na produkty ciekłe, należy zmniejszyć wielkość cząsteczek, a równocześnie zwiększyć w nich zawartość wodoru i usunąć niepożądane atomy: tlenu, azotu i siarki.

Zasada procesu uwodornienia polega na termicznej degradacji (temperatura około 430-480° C) zmielonego i zmieszanego z odpowiednim olejem węgla w obecności wodoru i katalizatorów, przy ciśnieniu od kilkunastu do kilkudziesięciu MPa. Możliwe jest również uzyskanie paliw ciekłych na drodze uwodornienia ekstraktów węglowych lub ciekłych produktów odgazowania węgla (prasmół, smół). Najprostszy schemat, przedstawiający różne drogi uwodornienia węgla, pokazano na rysunku 2.

Proces technologiczny uwodornienia składa się z szeregu operacji prowadzonych w aparatach i w warunkach stanowiących poważne wyzwanie materiałowe i procesowe. Na efektywność konwersji węgla tą drogą oddziaływają takie czynniki, jak: rodzaj surowca oraz sposób prowadzenia procesu, ciśnienie, temperatura, rodzaj katalizatorów itd. Ten ostatni czynnik, tj. rodzaj katalizatorów, był przedmiotem bardzo wnikliwych i prowadzonych na olbrzymią skalę badań i wdrożeń, począwszy od pierwszych katalizatorów – tlenków żelaza, poprzez związki cyny i cynku, miedzi, niklu, kobaltu, molibdenu i wolframu.

Proces konwersji węgla kamiennego na drodze uwodornienia, prowadzący do wyprodukowania 1 t benzyny, wymaga według danych niemieckich:

- 1250 kg węgla przy założeniu 80 % przereagowania substancji organicznej;
- 1360 kg węgla na wyprodukowanie odpowiedniej ilości wodoru;
- 1000 kg węgla na pokrycie potrzeb energetycznych procesu, czyli razem 3 610 kg węgla.

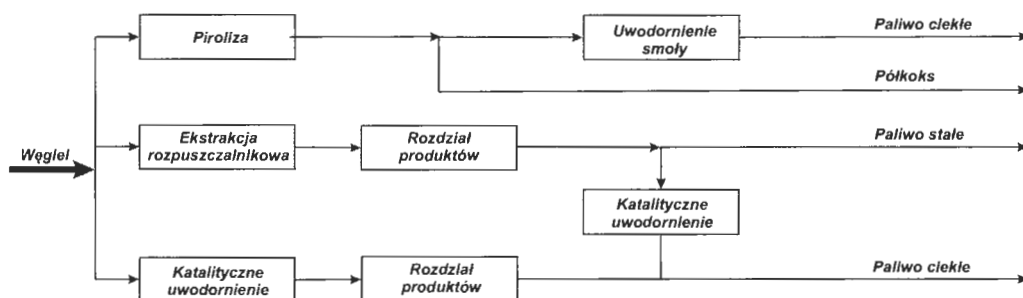
Burzliwy rozwój i wdrożenia przemysłowe uwodornienia węgla zachodziły w okresie od końca lat dwudziestych do połowy lata czterdziestych XX wieku w Niemczech. Pierwszy zakład przemysłowy Leuna rozpoczął produkcję w 1927 roku, a pod koniec II wojny światowej w Niemczech pracowało 12 zakładów wykorzystujących technologię uwodornienia *Bergiusa-Piera* i dostarczających na przełomie lat 1943/1944 około 4 mln t paliw motorowych, czyli około połowy zużycia tych paliw przez ówczesne Niemcy (tabl. 1). Zakłady te zostały zniszczone lub zaprzestały pracy po II wojnie światowej a do idei

uzyskiwania paliw ciekłych z węgla powrócono dopiero po pierwszym kryzysie naftowym, a więc w pierwszej połowie lat siedemdziesiątych. Przewodili w tych działaniach Amerykanie i Niemcy. Należy tutaj wymienić takie metody opracowane w USA (przy wykorzystaniu doświadczeń niemieckich), jak: H-Coal (instalacja pilotowa o przerobie 600 t węgla/dobę została uruchomiona w roku 1978) i Consol (ekstrakcja i uwodornienie) oraz niemiecką instalację w Bottrop. Ta ostatnia o przerobie 200 t węgla gazowo-płomiennego z Zagłębia Ruhry na dobę, pracowała siedem lat w okresie 1981-1987. W roku 1987 została przestawiona (ze względów ekonomicznych) z węgla na uwodornienie pozostałości porafineryjnych i odpadów tworzyw sztucznych i tak pracowała do roku 2000, w którym została zdemontowana. Uzyskane wówczas doświadczenia pozwoliły opracować projekt instalacji przemysłowej o przerobie 20 tys. t węgla/dobę i produkcji 3,5 mln t/r „olejów węglowych” o zakresie temperatur wrzenia od 80° do 330° C.

Należy wspomnieć, że w latach siedemdziesiątych XX wieku podjęto w Polsce prace nad uwodornieniem węgla. Główny Instytut Górnictwa stworzył w Wyrach znaczący ośrodek badań technologicznych. Jeden z wariantów obejmował przy współpracy z Instytutem Chemicznej Przeróbki Węgla uwodornienie smoły wytłowej. Po uspokojeniu nastrojów kryzysu energetycznego, zlikwidowano ośrodek w końcu lat siedemdziesiątych XX wieku.

2.3. Proces zgazowania

Wykorzystanie procesu zgazowania węgla do produkcji paliw ciekłych w skali przemysłowej ma swój początek w czasach drugiej wojny światowej w Niemczech. Stosując skojarzony proces zgazowania węgla w generatorach Lurgi i syntezy *Fischer-Tropsch'a*, pod koniec wojny produkowano tym sposobem około 0,6 mln t benzyny węglowej rocznie. Zasada procesu sprowadza się do zgazowania węgla sortymentowego w generatorze ciśnieniowym Lurgi pracującym na zasadzie złoża stałego z podmuchem tlenowo-parowym. Odpowiednio oczyszczony i przygotowany gaz, zawierający CO i H₂, jest następnie kierowany do reaktorów, w których w obecności katalizatora bieżą



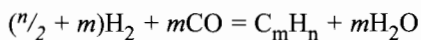
Rys. 2. Sposoby konwersji węgla na paliwa ciekłe metodą uwodornienia

Niemieckie instalacje produkcji paliw płynnych metodą uwodornienia węgla i pochodnych w latach 1943/1944

Rok uruchomienia	Zakład	Surowiec	Ciśnienie, bar	Produkcja, tys. t/r
1927	Leuna	węgiel brunatny, p.	200	650
1936	Böhlen	p.	300	250
1936	Magdeburg	p.	300	220
1936	Scholven	węgiel kamienny	300	280
1937	Welheim	pak	700	130
1939	Gelsenberg	węgiel kamienny	700	400
1939	Zeitz	węgiel brunatny	300	280
1940	Lützensdorf	smoła, oleje	500	50
1940	Police	węgiel kamienny	700	700
1941	Wesseling	oleje	700	250
1942	Brüx	węgiel brunatny	300	600
1943	Blachownia	p., węgiel kamienny, smoła	700	420

p. – prasmoła z węgla brunatnego

silne egzotermiczne reakcje tworzenia się węglowodorów łańcuchowych:



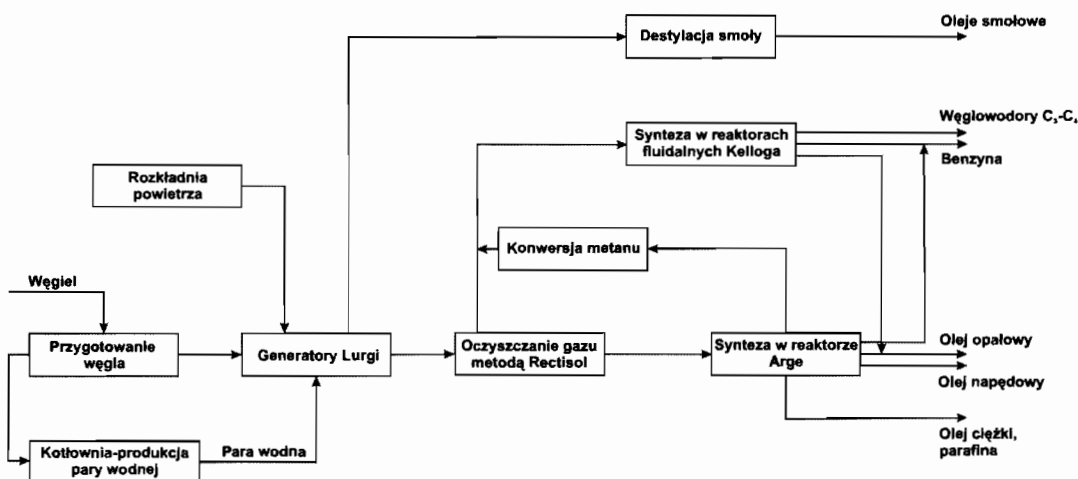
gdzie:

(*n*) wynosi (2 *m*+2), jeżeli produkt stanowią głównie węglowodory parafinowe/alkany lub (2 *m*), jeżeli produkt stanowią olefiny/alkeny.

W warunkach przemysłowych stosuje się katalizator żelazowy, a reaktory syntezy muszą być tak skonstruowane, aby umożliwiały odbiór znacznych ilości ciepła powstającego podczas procesu.

Na dużą skalę wdrożono tę technologię w Republice Południowej Afryki, począwszy od roku 1955. Instalacje Sasol przerabiają aktualnie 25÷30 milionów ton węgla rocznie. Schemat pierwotnej instalacji Sasol przedstawiono na rysunku 3.

Węgiel o uziarnieniu 25÷75 mm jest zgazowany w generatorach Lurgi nadmuchem parowo-tlenowym pod ciśnieniem 2,5 MPa. Otrzymany gaz jest oczyszczany ze składników kwaśnych (CO₂, H₂S) metodą absorpcyjną Rectisol (absorpcja metanolem) i po konwersji zawartego w nim metanu, kierowany do reaktorów, w których jest prowadzony proces syntezy Fischer-Tropsch'a. Początkowo były to reaktory ze stałym złożem katalizatora typu Arge dla syntezy niskotemperaturowej (180°÷250° C),



Rys. 3. Schemat blokowy syntezy Fishera-Tropscha firmy Sasol

która obecnie prowadzona jest w reaktorach fluidalnych trójfazowych o wydajności 15 tys. bbl/dzień produktów ciekłych. Proces syntezy wysokotemperaturowej ($320^{\circ}\pm 350^{\circ}$ C) prowadzony jest w reaktorach fluidalnych *Kelloga* z cyrkulującym strumieniem katalizatora, które zamieniane są nowym rozwiązaniem, tzn. reaktorami z pęcherzykowym złożem fluidalnym o wydajności 12 tys. bbl/dzień. W warunkach surowcowych Sasol (słaba jakość węgla – zawartość popiołu do 28 %) do uzyskania 2,5 mln t paliw płynnych należało zużyć 15,8 mln t węgla, z czego: 10,9 mln t zgazowywanych w generatorach Lurgi, a 4,9 mln t zużytych do produkcji pary wodnej.

Inna idea wykorzystania węgla do produkcji paliw płynnych rodzi się na bazie skojarzenia znanego i wdrożonego w praktyce zintegrowanego układu gazowo-parowego (IGCC) z układem syntezy ciekłych paliw węglowodorowych (synteza metanolu lub *Fischer-Tropsch'a*). Ponieważ wydaje się to być obiecujący kierunek kojarzenia procesów energetycznego i chemicznego wykorzystania węgla zostanie nieco szerzej omówiony w następnym rozdziale.

Jednym z wariantów zgazowania węgla jest tzw. hydrozgazowanie czyli działanie na ziarna węgla, np. wodorem pod ciśnieniem rzędu $7\div 8$ MPa. Głównym produktem procesu jest wówczas metan, można więc powiedzieć, że funkcją celu procesu hydrozgazowania jest konwersja paliwa stałego – węgla na paliwo gazowe (uzyskany produkt nosi nazwę substytutu gazu ziemnego SNG). Technologia hydrozgazowania była wszechstronnie badana w USA i RFN w latach siedemdziesiątych i osiemdziesiątych, ale nie wyszła poza etap instalacji pilotowych (metody *Hygas* czy *Hydrane*).

Również w Polsce w latach siedemdziesiątych XX wieku potraktowano zgazowanie węgla jako ważne zadanie programu rządowego. Zakupiono generator systemu *Kopperss-Totzek* z nastawieniem na syntezę metanolu w Zakładach Chemicznych „Oświęcim”. Przy kopalni „Janina” rozpoczęto działania inwestycyjne. W kolejnej dekadzie, przy poprawie koniunktury na rynkach paliw płynnych, prace niestety wstrzymano, a reaktor zezłomowano.

3. Analiza możliwości konwersji węgla na paliwo ciekłe w warunkach krajowych

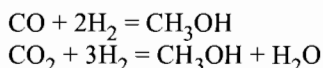
Analizując możliwości zastosowania węgla jako surowca do produkcji paliw ciekłych należy pamiętać, że w dotychczasowej historii przetwórstwa węgla przemysłowe wdrożenie tej technologii na skalę wielkoprzemysłową miało praktycznie miejsce tylko w dwóch krajach zmuszonych do prowadzenia gospodarki autarkicznej w warunkach wojennego niedoboru paliw płynnych (Rzesza Niemiecka) lub embarga na ropę naftową i jej przetwory wynikającego z prowadzenia polityki aphertheidu (RPA). Wdrożenie tych złożonych i kosztownych technologii w warunkach wolnego rynku, na którym węgiel miałby konkurować z paliwami węglowodorowymi przy znaczącej fluktuacji ich cen, zawsze budziło obawy potencjalnych inwestorów. W tym kontekście należy

z daleko idącą ostrożnością podejmować odpowiednie działania wdrożeniowe, opierając się na wnikliwej analizie techniczno-ekonomicznej takich przedsięwzięć. Czynnikiem przemawiającym niewątpliwie za tymi działaniami są: bogate i w miarę równomiernie rozłożone zasoby węgla oraz strategia bezpieczeństwa energetycznego państw uzależnionych od importu paliw węglowodorowych, często z niepewnych politycznie kierunków, a posiadających bogate zasoby węgla. W takiej sytuacji znajduje się Unia Europejska, która aktualnie z własnych źródeł pokrywa zaledwie 19 % zapotrzebowania na ropę naftową, 48 % zapotrzebowania na gaz ziemny i 61 % zapotrzebowania na węgiel.

3.1. Produkcja metanolu

W polskich warunkach sensowną wydaje się więc strategia działań prowadzonych w oparciu o fundusze własne i Unii Europejskiej oraz firm potencjalnych dostawców aparatury wykorzystujące w miarę dojrzałe rozwiązania techniczno-technologiczne. Może to być np. zakład produkcyjny prowadzący zintegrowane zgazowanie węgla z wytwarzaniem energii elektrycznej i metanolu. Metanol, który obecnie w całości importujemy w ilości około 400 tys. t rocznie, jest uniwersalnym surowcem, który między innymi może służyć jako paliwo w silnikach *Otto*, czy w miarę rozwoju wykorzystania ogniw paliwowych jako bezpieczny „chemiczny akumulator wodoru”.

Wytwarzanie gazu dla wspomnianych już wcześniej zintegrowanych systemów gazowo-parowych IGCC w energetyce oraz dla syntez chemicznych jest prowadzone w oparciu o identyczne procesy. Można sądzić, że będą to generatory dyspersyjne typu *Stell* lub *GE-Texaco*, pracujące pod ciśnieniem rzędu $2\div 5$ MPa, w temperaturach powyżej 1250° C, umożliwiając uzyskanie nieaktywnego chemicznie żuźla i gazu procesowego składającego się głównie z tlenku węgla i wodoru. Gaz po oczyszczeniu byłby kierowany np. do reaktora syntezy metanolu. W obecności katalizatora (najczęściej Cu-Zn-Al lub Cu-Zn-Cr) zachodzą wówczas silnie egzotermiczne reakcje:



Podczas pracy reaktorów panują warunki, w których reakcje syntezy nie prowadzą do całkowitego wyczerpania surowców i w związku z tym w praktyce stosuje się dwa sposoby doprowadzenia procesu do całkowitego wykorzystania surowca. Pierwszy polega na szeregowym połączeniu kilku reaktorów, natomiast drugi na cyrkulacji produktów. W tym ostatnim wariantcie w układzie cyrkulacji jest prowadzona separacja otrzymanego produktu i zwracanie do reaktora gazu nieprzereagowanego. Stopień przereagowania gazu w eksploatowanych instalacjach syntezy wynosi około 96 %, a gaz resztkowy (nieprzereagowana pozostałość), który zawiera również uboczne produkty syntezy jest wykorzystywany do zaspokojenia potrzeb energetycznych instalacji. Przy zastosowaniu

pojedynczego reaktora syntezy bez układu cyrkulacji przereagowuje tylko około 1/3 gazu syntezowego.

Za interesujące uznano orientacyjne porównanie wskaźników techniczno-ekonomicznych trzech wariantów procesu konwersji węgla (rys. 4):

- A – zintegrowany układ systemu gazowo-parowego IGCC produkcji energii elektrycznej;
- B – zintegrowany układ produkcji energii elektrycznej skojarzony z pojedynczym reaktorem syntezy (bez recyrkulacji);
- C – układ syntezy z reaktorem cyrkulacyjnym, opartym na gazie ze zgazowania węgla z energetycznym wykorzystaniem gazu reszkowego.

Skojarzenie zintegrowanego układu generacji energii elektrycznej z węzłem syntezy wymaga wprowadzenia zespołu konwersji gazu surowego, pozwalającego na uzyskanie wymaganego stosunku H_2/CO i usunięcie nadmiaru CO_2 , a także zespołu syntezy z pojedynczym reaktorem bez recyrkulacji w wersji B oraz z układem cyrkulacji w wersji C, a także instalacji oczyszczania produktu syntezy. W wersji C cały gaz jest wykorzystywany na potrzeby syntezy, co w praktyce eliminuje możliwość eksploatacji turbiny gazowej.

Analizę porównawczą przeprowadzono dla układów o jednostkowej mocy $1000 MW_{ch}$ określonej jako ilości energii chemicznej zużywanego węgla. Oszacowano bilanse materiałowe i energetyczne analizowanych układów, a obliczone wartości zestawiono w tablicach 2 i 3.

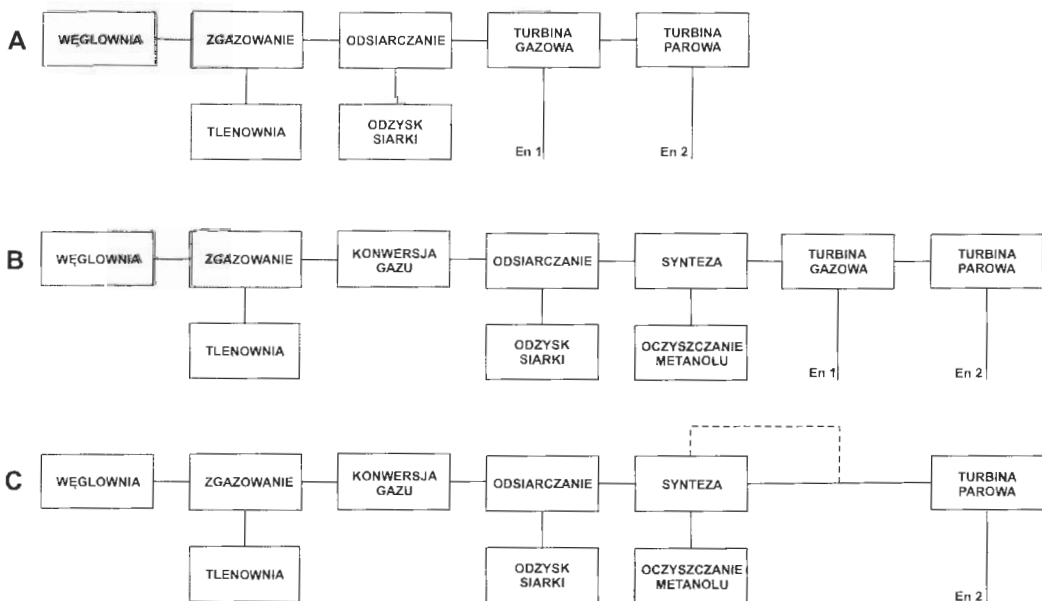
Charakterystyczny dla inwestycji energetycznych wskaźnik liczony w USD/kW_e nie może zostać w tym przypadku bezpośrednio użyty ze względu na akumulację energii w metanolu jako energii chemicznej i dlatego

zastosowano porównawczy wskaźnik odniesiony do jednostki mocy dostarczonej w energii chemicznej węgla. Jak wynika z tablicy 2, jest on porównywalny dla wariantów A i B i najniższy dla wariantu C. Ze zrozumiałych względów (akumulacja węgla w produkcie) produkcja metanolu obniża wskaźnik emisji CO_2 . Wysokie ceny metanolu powodują, że całkowita wartość sprzedaży produkcji w wersji C jest wyższa niż w przypadku wariantu A, a jednocześnie okres zwrotu nakładów inwestycyjnych ulega skróceniu.

3.2. Produkcja paliw ciekłych

Wykorzystanie procesu zgazowania węgla do produkcji paliw ciekłych w skali przemysłowej ma swój początek w czasach drugiej wojny światowej w Niemczech. W syntezie F-T odpowiednio oczyszczony i przygotowany gaz zawierający CO i H_2 kierowany jest do reaktorów, w których w obecności katalizatora bieżą silnie egzotermiczne reakcje tworzenia węglowodorów łańcuchowych. W warunkach przemysłowych stosuje się najczęściej katalizator żelazowy.

Współczesny proces produkcyjny z zastosowaniem tego typu syntezy jest prowadzony w kombinacie SASOL (RPA). Obecnie w dwóch zakładach (Sasol II, Sasol III), uruchomionych w latach osiemdziesiątych XX wieku, zainstalowanych jest 80 reaktorów zgazowania Lurgi, zużywających węgiel kawałkowy. Synteza *Fischer-Tropsch'a* odbywa się w rektorach wysokotemperaturowych fluidalnych pęcherzykowych względnie cyrkulacyjnych. Reaktory te pracują w temperaturze $320^\circ \pm 350^\circ C$ i ciśnieniu 2,5 MPa. Kombinacat Sasol przerabia sumarycznie rocznie około 30 mln t węgla, wytwarzając około 6 mln ton paliw silnikowych rocznie.



Rys. 4. Schematy technologiczne układu zgazowania i wytwarzania metanolu z różnymi reaktorami syntezy metanolu

Wartości bilansowe układów generacji energii elektrycznej i syntezy

Wielkość bilansowa	Jedn.	Układ generacji		
		A	B	C
Zużycie węgla:				
– wilgotny	tys.t/r	1130	1130	1130
– suchy	tys.t/r	1 085,6	1 085,6	1 085,6
– energia w paliwie	MW _{ch}	1 000	1 000	1000
Zużycie tlenu (94,5%)	tys.t/r	977,4	977,4	977,4
Produkcja siarki	t/r	10 500	10 500	10 500
Ilość gazu syntezowego	t/h	125,6	125,6	112,5
Produkcja metanolu	tys.t/r	-	330	840
Produkcja energii elektrycznej:				
– turbina gazowa	MW _e	258,6	160,8	-
– zespół parowy	MW _e	185,6	115,4	115,4
– razem	MW _e	444,2	276,2	115,4
Zużycie energii własne	MW _e	47,2	48,6	50,6
Produkcja energii elektrycznej netto	MW _e	397,0	227,6	64,8
Emisja CO ₂	tys.t/r	2 648	2 190	1 490
Koszty inwestycyjne	\$/kW _{ch}	552	558	518

Tablica 3

Sprawności energetyczne analizowanych układów generacji energii elektrycznej i syntezy chemicznej

Sprawność	Jedn.	Układ generacji		
		A	B	C
Sprawności cząstkowe:				
– energia elektryczna – turbina gazowa	%	25,87	16,08	–
– energia elektryczna – zespół parowy	%	18,56	11,54	11,54
– energia elektryczna – razem	%	44,43	27,62	11,54
– wytwarzania metanolu (energia chemiczna)	%	–	22,79	57,68

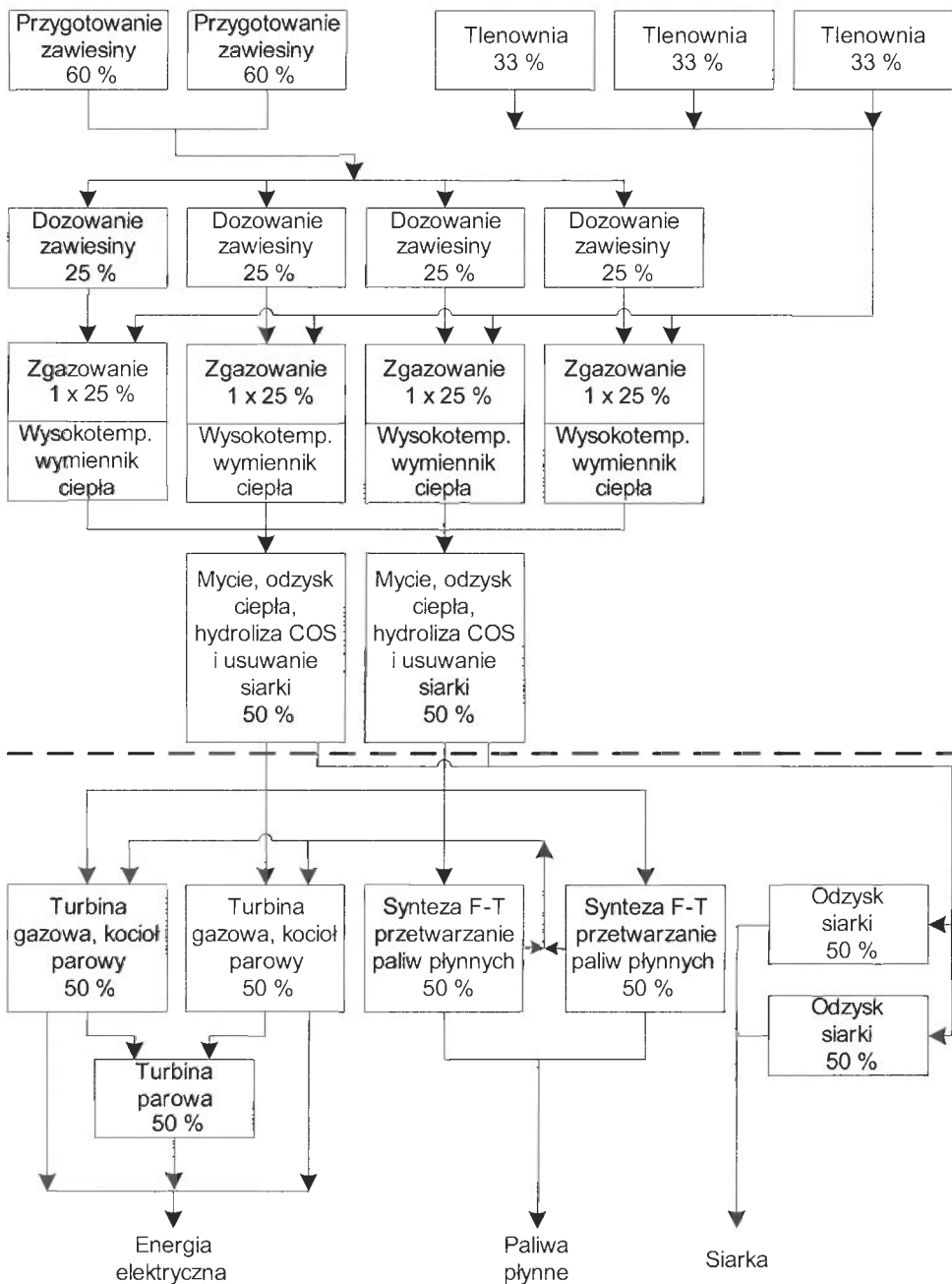
Firma posiada także olbrzymie doświadczenie z reaktorami niskotemperaturowymi syntezy, które pracują w zakresie 240°–250° C, dając bardzo dobrej jakości paliwo dieslowskie. Reaktory te są także stosowane dzisiaj do wytwarzania paliw ciekłych z gazu ziemnego, a koszty produkcji paliw tą metodą są znacznie tańsze niż metodą wysokotemperaturową i z tego powodu w wielu przyszłościowych schematach technologicznych są one brane pod uwagę.

Takie rozwiązanie przyjęto również dla rozpatrywanego tutaj układu poligeneracyjnego, którego struktura oparta jest o klasyczny system IGCC. W przypadku klasycznego systemu IGCC układ – złożony z czterech gazogeneratorów dyspersyjnych, czterech turbin gazowych i dwóch parowych – generowałby łącznie moc rzędu 1155 MW_{el}.

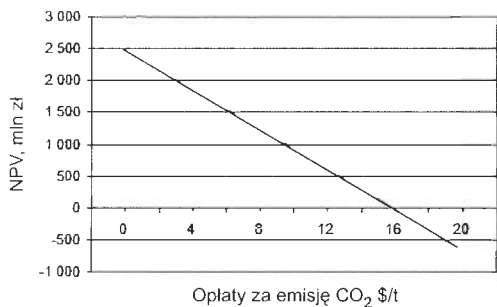
W przypadku poligeneracji (rys. 5), gaz syntezowy wyprodukowany w dwóch gazogeneratorach dyspersyjnych kierowany natomiast jest do syntezy *Fischer-Tropsch'a* i wówczas całkowita moc elektryczna układu wynosi do 676 MW_{el}. Obliczenia wykonano na podstawie danych raportu amerykańskich firm konsultingowych dla dwóch następujących wariantów: bazowy bez opłat za emisję CO₂ (**wariant I**) i z opłatami CO₂ (**wariant II**).

Wyniki obliczeń przedstawiono w tablicy 4.

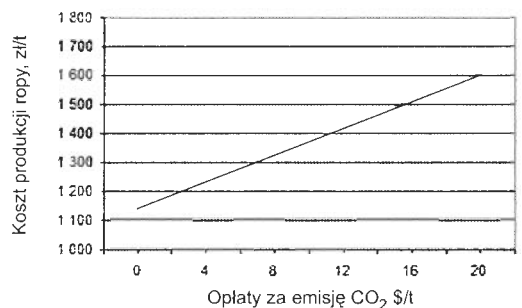
Wyniki wskazują, że wprowadzenie opłat za emisję CO₂ w wysokości 20 \$/t prowadzi do nieopłacalności produkcji. Z tym, że w przypadku poligeneracji zerową wartość NPV osiąga się przy opłatach rzędu 16 \$/t (rys. 6), co oznacza, że produkcja w układzie poligeneracyjnym jest znacznie korzystniejsza ekonomicznie od podstawowej



Rys. 5. Schemat blokowy układu poligeneracyjnego wytwarzającego energię elektryczną i paliwa ciekłe (% – zdolność produkcji)



Rys. 6. Analiza wrażliwości NPV dla zmiennych kosztów opłaty za emisję CO₂ (wariant II)



Rys. 7. Analiza wrażliwości kosztów produkcji ropy węglowej metodą F-T dla zmiennych kosztów opłaty za emisję CO₂ (wariant II)

Zestawienie wyników analizowanych wariantów

Wariant	I	II
Nakłady inwestycyjne, mln zł	3 661	3 661
Moc netto, MW	676	676
Produkcja paliw ciekłych, tys. t/r	600	600
Wskaźnik nakładów inwestycyjnych, zł/kW	–	–
Zużycie węgla, t/h	532	532
Emisja CO ₂ , t/r	7 594 518	7 594 518
Koszty operacyjne, mln zł	828	828
Opłaty za emisję CO ₂ , \$ 20/t	0	457
Amortyzacja, mln zł	183	183
Odsetki, mln zł	94	94
Koszty produkcji razem, mln zł	1 106	1 563
Przychody ze sprzedaży energii, mln zł	750	750
Przychody ze sprzedaży ropy, mln zł	856	856
Przychody ze sprzedaży razem, mln zł	1 607	1 607
Koszt wytwarzania energii elektrycznej, zł/MWh	97	137
Koszt wytwarzania ropy, zł/t	1 139	1 610
Koszt wytwarzania ropy, \$/bbl	48	68
NPV (<i>Net Present Value</i>), mln zł	2 481	– 682
1 \$ = 3,0086 zł		

elektrowni blokowej opartej o zgazowanie węgla. Potwierdzeniem jest wykres (rys. 7), przedstawiający wpływ wielkości opłaty za emisję CO₂ na koszt wytwarzania ropy węglowej metodą syntezy *Fischer-Tropsch'a* w poligeneracji. Przy obecnych cenach węgla i energii elektrycznej koszt ten mieści się w przedziale 55–75 \$/bbl, co jest porównywalne z ceną ropy naftowej na rynkach światowych.

4. Podsumowanie

Podstawowymi procesami energochemicznego przetwórstwa węgla są: odgazowanie, uwodornienie i zgazowanie. Odgazowanie węgla kamiennego jest obecnie najbardziej rozpowszechnionym procesem wiążącym produkcję koksu, półproduktów dla chemii i gazu koksowniczego. W nowo rozwijanych koncepcjach technologicznych, leżących u podstaw współczesnego energochemicznego

przetwórstwa węgla, są zawansowane technologie zgazowania, obecnie stosowane są dość powszechnie w chemii dla utylizacji pozostałości po destylacji ropy naftowej, ale ciągle demonstracyjnie w energetyce. Przy rozważaniu kierunków rozwoju systemów wytwarzających „czystą” energię, wiąże się wytwarzanie energii elektrycznej oraz produktów chemicznych z węgla, głównie paliw płynnych silnikowych i metanolu. Wybór opcji technologicznej rozwoju uwarunkowany jest zarówno jakością węgla przeznaczonych do przerobu, ich dostępnością, ale także aktualnym zapotrzebowaniem rynku na określone produkty.

Jednocześnie musi zostać dotrzymana: wysoka dyspozycyjność i niezawodność instalacji przy akceptowalnych kosztach inwestycyjnych i kosztach wytwarzania energii elektrycznej i produktów chemicznych. W każdym jednak przypadku niezbędne jest przeprowadzenie pogłębionej analizy techniczno-ekonomicznej.

Praca została przygotowana w ramach tematów statutowych AGH 11.11.210 oraz IChPW nr 1.04/2005 r. Temat przedstawili autorzy w referacie podczas XV Szkoły Eksploatacji Podziemnej