



Patent dodatkowy
do patentu nr _____

Zgłoszono: 11.05.79 (P.215511)

Int. Cl.³ C10G 1/04

Pierwszeństwo: 12.05.78 Stany Zjednoczone
Ameryki

Zgłoszenie ogłoszono: 25.02.80

Opis patentowy opublikowano: 25.07.1985

Twórca wynalazku _____

Uprawniony z patentu: Gulf Oil Corporation, Pittsburgh
(Stany Zjednoczone Ameryki)

Urządzenie do zintegrowanego upłynniania-zgazowywania węgla

1

Przedmiotem wynalazku jest urządzenie do zintegrowanego upłynniania-zgazowywania węgla, w którym dzięki synergistycznemu połączeniu obu operacji uzyskano podwyższenie sprawności cieplnej.

W urządzeniu według wynalazku można przetwarzać węgle bitumiczne i subbitumiczne oraz lignity.

Urządzenie według wynalazku do zintegrowanego upłynniania — zgazowywania węgla, w którym układ urządzeń do upłynniania węgla obejmuje reaktor do upłynniania doprowadzanego węgla w obecności wodoru, połączony z umieszczonym za nim rozdzielaczem para-ciecz, służącym do rozdzielania produktów upłynniania, to jest do oddzielania gazowych węglowodorów stanowiących produkt procesu od zawiesziny zawierającej ciekły produkt upłynniania węgla normalnie stały produkt upłynniania węgla oraz pozostałość mineralną, przy czym układ ten obejmuje także urządzenie służące do zawracania części oddzielonej zawiesziny ponownie do urządzenia do upłynniania, jak również urządzenie do próżniowej destylacji nie zawracanej części zawiesziny, w celu zasadniczo całkowitego oddzielenia drogą destylacji próżniowej ciekłego produktu upłynniania węgla od zawiesziny węglowodorowej pozostałej po destylacji próżniowej i zawierającej pozostałość mineralną i zasadniczo całą ilość normalnie stałego produktu upłynniania węgla otrzymaną w procesie upłynniania, zaś drugi układ urządzenia, służący do utleniającego zgazowywania wraz z oddzielaniem żużła, obejmuje urządzenie do utleniającego zgazowywania substancji węglowodoro-

2

wej zawartej w zawieszynie otrzymanej po próżniowej destylacji w układzie upłynniania, w celu wytwarzania gazu syntezowanego z równoczesnym wytwarzaniem stopionego żużła, przy czym urządzenie to jest wyposażone w środki do usuwania żużła z dna tego urządzenia i układ do zgazowywania obejmuje również reaktor do konwersji, który służy do przemiany jednej części wytworzonego gazu syntezowego w gaz o dużej zawartości wodoru, przy czym reaktor do konwersji jest połączony przewodami z układem do upłynniania węgla i przewody te stanowią część pierwszego obwodu, w którym zawieszina podestylacyjna jest przetwarzana i wykorzystywana jako wodór w reaktorze do upłynniania węgla, charakteryzuje się tym, że obejmuje co najmniej jedną strefę urządzeń do spalania gazu syntezowego, wyposażoną w palniki do spalania tego gazu, a także obejmuje przewody gazu syntezowego, prowadzące od urządzenia do utleniającego zgazowywania do strefy urządzeń do spalania i służące do doprowadzania drugiej części gazu syntezowego do tych urządzeń do spalania jako paliwo dostarczające energii niezbędnej w całym urządzeniu, przy czym przewody do prowadzenia tej drugiej części gazu syntezowego stanowią część drugiego obwodu, służącego do przemiany drogą utleniania wspomnianej wyżej zawiesziny po destylacji próżniowej i wykorzystywania jako paliwa w zintegrowanym urządzeniu, w celu zwiększenia sprawności cieplnej tego urządzenia.

Urządzenie według wynalazku może wykorzysty-

wac też tlenek węgla zamiast gazu syntezowego i obejmują wówczas co najmniej jedną strefę urządzeń do spalania tlenku węgla, wyposażoną w palniki do spalania tlenku węgla jako paliwa dostarczającego energię dla całego urządzenia, przy czym przewody służące do przesyłania gazu o dużej zawartości tlenku węgla od urządzenia do rozdzielania CO i H₂ do strefy urządzeń do spalania tlenku węgla stanowią część drugiego obwodu.

Strefa upłynniania w urządzeniu według wynalazku obejmuje endotermiczny etap podgrzewania wstępnego i egzotermiczny etap rozpuszczania. Temperatura w członie rozpuszczania jest wyższa od maksymalnej temperatury podgrzewania wstępnego, z powodu zachodzących w operacji rozpuszczania reakcji uwodorniania i hydrokrakingu. Pozostała zawiesina z członu rozpuszczania lub z innych operacji procesu, zawierająca ciekły i normalnie stały, rozpuszczony węgiel jest ponownie przeprowadzana przez etapy podgrzewania wstępnego i rozpuszczania.

Gazowe węglowodory i ciekły destylat węglowodorowy są odzyskiwane z układu separacyjnego strefy upłynniania. Część rozcieńczonej zawiesiny nie jest zwracana do obiegu, lecz wraz z zawartymi w niej składnikami mineralnymi wprowadzana do kolumn destylacyjnych, pracujących pod ciśnieniem atmosferycznym lub obniżonym. Wszelkie normalnie ciekłe i gazowe produkty są odbierane z kolumn od góry, w związku z czym są one zasadniczo wolne od składników mineralnych, natomiast stężona zawiesina jest odprowadzana, z zawartymi w niej składnikami mineralnymi, jako wyciek dołowy z kolumny próżniowej (VTB).

Stężona zawiesina zawiera całość materiału nieorganicznego i całość nierozpuszczonego materiału organicznego (UOM), które łącznie oznaczane są terminem „mineralnej pozostałości”. Ilość UOM jest zawsze mniejsza niż 10 lub 15% wagowych doprowadzanego węgla.

Stężona zawiesina zawiera również składniki węgla rozpuszczone w podwyższonej temperaturze (454°C+), które są stałe w temperaturze pokojowej i które w niniejszym opisie określa się terminem „normalnie stały, rozpuszczony węgiel”. Zawiesinę tę w całości przekazuje się, nie sącząc jej i nie poddając innym operacjom oddzielania składników stałych od cieczy i bez koksowania lub podobnych operacji, do strefy zgazowania z częściowym utlenianiem, dostosowanej do przyjmowania zasilania w postaci zawiesiny, w celu konwersji w gaz syntezowy, który jest mieszaniną tlenku węgla i wodoru. Ta zawiesina jest jedynym materiałem węglistym doprowadzanym do strefy zgazowania.

W skład instalacji wchodzi tlenownia, w której następuje usunięcie azotu z tlenu doprowadzanego do generatora, tak, że wytwarzany gaz syntezowy jest zasadniczo wolny od azotu.

Część gazu syntezowego jest poddawana reakcji wymiany, której produktem jest wodór i dwutlenek węgla. Dwutlenek węgla jest łącznie z siarkowodem usuwany w układzie oddzielającym gazy kwaśne. Zasadniczo całość tak wytworzonego strumienia bogatego w wodór gazu jest używana w procesie upłynniania.

Istotną cechą wynalazku jest to, że instalacja jest dostosowana do odzyskiwania, poprzez spalanie, bez przeprowadzania metanizacji lub innej konwersji hydrogenatywnej, jak konwersja do metanolu, ciepła zawartego w co najmniej 60, 70, 80, aż do 100% molowych nadmiaru gazu syntezowego, pozostałego po konwersji w strumień gazu bogatego w wodór. Ta ilość nadmiaru gazu syntezowego, która nie jest stosowana w procesie jako paliwo, jest zawsze mniejsza niż 40, 30 lub 20% molowych nadmiaru. Tę część gazu syntezowego można poddać metanizacji lub przetworzyć w metanol. Metanizacja jest procesem zwykle stosowanym w celu podwyższenia wartości opałowej gazu syntezowego, przez konwersję tlenku węgla w metan.

Według wynalazku, ilość materiału węglowodorowego wprowadzanego do generatora w zawieszynie VTB jest utrzymywana na poziomie wystarczającym nie tylko do wytworzenia, w drodze częściowego utlenienia i reakcji konwersji, wodoru używanego w strefie upłynniania, lecz również do wytworzenia gazu syntezowego w ilości pokrywającej 5 do 100% sumy zapotrzebowania procesu na energię, w postaci paliwa do podgrzewacza wstępnego, pary do pomp, energii elektrycznej wytwarzanej w instalacji lub doprowadzanej z zewnątrz itp.

W kontekście wynalazku, energia użytkowana w obrębie właściwej strefy generatora nie jest uważana za energię użytkowywaną w procesie. Całość materiału węglatego doprowadzanego do generatora jest uważana nie za paliwo, lecz za zasilanie generatora. Wprawdzie zasilanie generatora jest poddawane częściowemu utlenieniu, jednakże gazy z procesu utleniania są produktami reakcji zachodzących w generatorze, a nie gazami odlotowymi. Oczywiście, energia wymagana do wytworzenia pary doprowadzanej do generatora jest uważana za energię używaną w procesie, ponieważ energia ta jest użytkowywana poza generatorem.

Korzystną cechą sposobu według wynalazku jest to, że zapotrzebowanie generatora na parę jest stosunkowo niskie, z przyczyn niżej przedstawionych.

Wszelka energia procesowa nie pochodząca z gazu syntezowego wytwarzanego w generatorze jest doprowadzana bezpośrednio w wybranych, niskogatunkowych gazowych i/lub ciekłych paliwach węglowodorowych, wytwarzanych w strefie upłynniania lub z energii spoza procesu, jak energia elektryczna lub z obu tych źródeł. Strefa zgazowania jest całkowicie zintegrowana z operacją upłynniania, ponieważ całość zasilania węglowodorowego strefy zgazowania pochodzi ze strefy upłynniania, a całość lub większość produktów gazowych ze strefy zgazowania jest użytkowywana w strefie upłynniania, jako reagent lub jako paliwo.

Natężenie reakcji uwodorniania i hydrokrakingu zachodzących w etapie rozpuszczania strefy upłynniania, dobiera się z punktu widzenia optymalizacji sprawności cieplnej zintegrowanego procesu, a nie z punktu widzenia bilansu materiałowego. Warunki rozpuszczania dobiera się temperaturą, ciśnieniem wodoru, czasem rezydencji i zwracaniem do obiegu mineralnej pozostałości.

Prowadzenie zintegrowanego procesu na bazie bilansu materiałowego jest całkowicie różną koncepcją

operacyjną. Proces jest prowadzony na bazie bilansu materiałowego wówczas, gdy ilość materiału węglowodorowego doprowadzanego do generatora dobiera się tak, by z gazu syntezowego, wytwarzanego w generatorze otrzymać strumień bogatego w wodór gazu dokładnie odpowiadający zużytkowywaniu wodoru w procesie, po poddaniu gazu syntezowego reakcji konwersji.

Optymalizacja procesu na bazie sprawności cieplnej wymaga elastyczności procesu, tak, by wydajność generatora nie tylko w pełni pokrywała zapotrzebowanie procesu na wodór, lecz również znaczną część sumy zapotrzebowania na energię w strefie upłyniania. Gaz syntezowy wytwarzany w generatorze nie tylko w pełni pokrywa zapotrzebowanie na wodór, wytwarzany w reakcji konwersji, lecz również, przez spalanie nadmiaru, co najmniej około 5, 10, 20, 30 lub 50, do 100% sumarycznego zapotrzebowania na energię w procesie, w tym również na energię elektryczną lub inne rodzaje kupowanej energii, lecz z wyłączeniem energii wytwarzanej w generatorze. Co najmniej 60, 70, 80 lub 90, do 100% molowych sumy zawartego w gazie syntezowym H_2 i CO jest spalane w procesie jako paliwo, bez metanizacji lub poddania innego rodzaju konwersji hydrogenatywnej. Poniżej 40% nadmiaru, jeżeli nie jest potrzebne jako paliwo w procesie, może być metanizowane i zużytkowywane jako gaz sieciowy. Choć proces upłyniania zwykle jest sprawniejszy od procesu zgazowania, a poniższe przykłady wykazują, że przesunięcie części ładunku procesowego ze strefy upłyniania do strefy zgazowania, dla wytworzenia metanu, powoduje obniżenie sprawności procesu, co było oczekiwane, poniższe przykłady nieoczekiwane wykazują, że przesunięcie części ładunku procesowego ze strefy upłyniania do strefy zgazowania, w celu wytworzenia gazu syntezowego spalanego w procesie, nieoczekiwanie zwiększa sprawność cieplną zintegrowanego procesu.

Uprzednio opisano połączenie upłyniania węgla i zgazowywania na bazie bilansu materiałowego wodoru. W artykule przedstawionym na Trzeciej Doroocznej Międzynarodowej Konferencji Zgazowywania i Upłyniania Węgla (Third Annual International Conference on Coal Gasification and Liquefaction) Uniwersytet w Pittsburgu, 3—5 sierpnia 1976, zatytułowanym „The SRC-II Process”, autorzy B.K. Schmid i D.M. Jackson podkreślono, że w zintegrowanym procesie upłynianie-zgazowywanie ilość materiału organicznego przekazywanego ze strefy upłyniania do strefy zgazowania winna być akurat wystarczająca do wytworzenia wodoru wymaganego w procesie. Artykuł nie sugeruje przekazywania energii jako paliwa między strefami upłyniania i zgazowania i w związku z tym nie przewiduje możliwości optymalizacji sprawności w sposób przedstawiony na fig. 1 i omówiony poniżej. Omówienie fig. 1 wykazuje, że optymalizacja sprawności wymaga przekazywania energii jako paliwa między strefami i nie może być osiągnięta przez zbilansowanie wodoru, bez przekazywania energii.

Ponieważ VTB zawiera całość mineralnej pozostałości procesu w zawieszynie, z całością normalnie stałego, rozpuszczonego węgla wytworzonego w procesie i ponieważ VTB jest w całości przekazywane do strefy zgazowania, nie jest konieczna separacja mineralnej pozostałości z rozpuszczonego węgla, w dro-

dze sączenia, osadzania, osadzania grawitacyjnego wspomaganego rozpuszczalnikiem, oddzielania bogatych w wodór związków od związków ubogich w wodór, zawierających mineralną pozostałość, w drodze ekstrakcji rozpuszczalnikiem, wirowania i podobnych operacji. W zintegrowanym procesie nie jest konieczne przeprowadzanie takich operacji jak suszenie mineralnej pozostałości, oziębianie i przetwarzanie normalnie stałego, rozpuszczonego węgla lub koksowanie, przedłużone lub w złożu fluidalnym. Eliminacja każdej z tych operacji znacznie poprawia sprawność cieplną procesu.

Zawracanie do obiegu części zawiesziny z zawartą w niej pozostałością mineralną, poprzez strefę upłyniania, zwiększa stężenie mineralnej pozostałości w członie rozpuszczania. Ponieważ nieorganiczna materia mineralna w mineralnej pozostałości jest katalizatorem w reakcjach uwodorniania i hydrokrakingu zachodzących w członie rozpuszczającym, jak również katalizatorem konwersji siarki do siarkowodoru i konwersji tlenu w wodę, dzięki zawracaniu do obiegu mineralnej pozostałości zmniejsza się wielkość członu rozpuszczania i czas rezydencji w tym członie, co umożliwia uzyskanie wysokiej sprawności w sposobie wędług wynalazku.

Zawracanie do obiegu mineralnej pozostałości może korzystnie zmniejszyć wydajność normalnie stałego, rozpuszczonego węgla o około połowę i przez to zwiększyć wydajność cenniejszych ciekłych i gazowych produktów węglowodorowych i zmniejszyć ilość zasilania doprowadzanego do strefy zgazowania.

Wskutek zawracania mineralnej pozostałości proces staje się autokatalityczny i nie wymaga doprowadzania katalizatora z zewnątrz, co dalej wpływa dodatnio na sprawność procesu. Szczególną cechą wynalazku jest to, że zawracany do obiegu rozpuszczalnik nie wymaga uwodornienia w obecności zewnętrznego katalizatora dla regeneracji jego właściwości wodorodonorowych.

Ponieważ reakcje zachodzące w członie rozpuszczania są egzotermiczne, dla uzyskania wysokiej sprawności procesu konieczne jest dopuszczenie do wzrostu temperatury w tym członie do co najmniej 11,1, 27,8 55,5 lub nawet 111°C powyżej maksymalnej temperatury podgrzewacza wstępnego. Oziębianie członu rozpuszczania dla zapobieżenia wystąpieniu takiej różnicy temperatury wymagałoby wytwarzania wodoru w reakcji konwersji w zwiększonej ilości lub zwiększenia ilości ciepła doprowadzanego do podgrzewacza wstępnego dla zniwelowania różnicy temperatury między obiema strefami. W każdym przypadku znaczna część węgla byłaby używana w procesie, zmniejszając jego sprawność cieplną.

Całość surowego węgla wprowadzanego do procesu dochodzi do strefy upłyniania, natomiast do strefy zgazowania węgiel nie jest wprowadzany. W zawierającej mineralną pozostałość zawieszynie VTB zawarta jest całość węglowodorowego zasilania strefy zgazowania. Proces upłyniania może być prowadzony z wyższą sprawnością cieplną niż proces zgazowania, przy umiarkowanej wydajności stałego rozpuszczonego węgla. Niższa sprawność procesu zgazowania spowodowana jest w części tym, że proces zgazowania z częściowym utlenianiem wytwarza gaz syntezowy (CO i H_2) i wymaga bądź to następnej reakcji

Konwersji tlenku węgla do wodoru, przy udziale doprowadzonej pary wodnej, jeżeli ostatecznym produktem ma być wodór, bądź metanizacji, jeżeli ostatecznym produktem gazowym ma być gaz sieciowy. Przed metanizacją konieczna jest konwersja, zwiększająca stosunek CO do H₂, z około 0,6 do około 3 i przygotowująca gaz do metanizacji. Przepuszczenie całości zasilania surowym węglem przez strefę upłynniania umożliwia konwersję niektórych składników węgla do wysokogatunkowych produktów przy wyższej sprawności strefy upłynniania, przed przekazaniem niższej gatunkowego, normalnie stałego rozpuszczonego węgla do strefy zgazowania, dla konwersji z niższą sprawnością.

W zintegrowanym procesie upłynniania-zgazowywania węgla według dotychczasowego stanu techniki całość wytworzonego gazu syntezowego przechodzi przez reaktor konwertujący, z wytworzeniem wodoru w ilości dokładnie odpowiadającej wymaganiom procesu. Dla tej przyczyny proces według dotychczasowego stanu techniki opiera się na ścisłym bilansie materiałowym. Sposób według wynalazku uwalnia proces z braku elastyczności spowodowanej ścisłym bilansem materiałowym, przez zasilanie generatora materiałem węglowodorowym w ilości większej niż wymagana do wytworzenia wodoru procesowego. Gaz syntezowy wytwarzany w nadmiarze w stosunku do ilości wymaganej dla wytworzenia wodoru jest odprowadzany z układu zgazowania, np. z punktu umiejscowionego między strefą częściowego utleniania a strefą reakcji konwersji. Całość lub co najmniej 60%, w przeliczeniu na wartość opalową, odprowadzanej części gazu, po obróbce usuwającej kwaśne składniki gazu jest stosowana jako paliwo w procesie, bez poddawania metanizacji lub uwodornianiu. Pozostałe 40% lub mniej odprowadzonej części może być przepuszczone przez reaktor konwertujący, w celu wytworzenia nadmiaru wodoru na sprzedaż, który to wodór poddaje się metanizacji i użytkowuje jako gaz sieciowy lub przeprowadza w metanol lub inne paliwo. W ten sposób całość lub większość produktu generatora jest użytkowywana w procesie, bądź to jako reagent, bądź też jako źródło energii. Pozostałe zapotrzebowanie procesu na paliwo jest pokrywane paliwem wytwarzanym w procesie upłynniania i energią doprowadzaną ze źródeł zewnętrznych.

Stosowanie gazu syntezowego lub strumienia bogatego w tlenek węgla jako paliwa w procesie upłynniania jest krytyczną cechą wynalazku i przyczynia się do wysokiej sprawności procesu. Gaz syntezowy lub strumień bogaty w tlenek węgla jest nie sprzedanym paliwem handlowym, ponieważ tlenek węgla jest toksyczny, a wartość opalowa tego gazu jest niższa od wartości opalowej metanu. Te zastrzeżenia związane z handlowym stosowaniem gazu syntezowego lub tlenku węgla jako paliwa nie dotyczą procesu według wynalazku, przede wszystkim dlatego, że instalacja pracująca procesem według wynalazku zawiera wytwornicę gazu syntezowego i w związku z tym jest wyposażona w urządzenia chroniące przed toksycznością tlenku węgla. Jest mało prawdopodobne, by ochrona taka była stosowana w zakładzie nie produkującym gazu syntezowego. Po drugie, ponieważ gaz syntezowy jest stosowany jako paliwo w samej instalacji, nie wymaga przekazywania na dużą odległość.

Koszta pompowania są zależne od objętości gazu, a nie od zawartego w nim ciepła, tak więc koszta przekazywania gazu syntezowego lub tlenku węgla byłyby znacznie wyższe niż koszta przekazywania metanu. Ponieważ jednakże gaz syntezowy lub tlenek węgla są w procesie według wynalazku użytkowywane w samej instalacji, koszta transportu nie mają znaczenia. Ponieważ sposób prowadzony w urządzeniu według wynalazku obejmuje użytkowywanie gazu syntezowego lub tlenku węgla jako paliwa bez metanizacji lub innej operacji uwodorniającej, sprawność cieplna procesu ulega podwyższeniu, Poniżej wykazano, że korzyści zwiększenia sprawności cieplnej zostają zmniejszone lub utracone, jeżeli zbyt duża ilość gazu syntezowego jest metanizowana i użytkowana jako gaz sieciowy. Poniżej wykazano również, że jeżeli gaz syntezowy jest wytwarzany w generatorze w ilości przekraczającej zapotrzebowanie na wodór procesowy i całość nadmiaru gazu syntezowego jest metanizowana, to ma to ujemny wpływ na sprawność cieplną zintegrowanego procesu upłynniania i zgazowywania węgla.

Sprawność cieplna procesu jest zwiększona, ponieważ 5 do 100% sumy zapotrzebowania procesu na energię włączając w to paliwo i energię elektryczną, jest pokrywane bezpośrednim spalaniem gazu syntezowego wytworzonego w strefie zgazowania.

Jest zaskakujące, że sprawność cieplną procesu upłynniania można podwyższyć zgazowywaniem normalnie stałego, rozpuszczonego węgla otrzymanego w strefie upłynniania, zamiast poddania tego węgla dalszej konwersji w strefie upłynniania, ponieważ wiadomym jest, że zgazowywanie węgla jest mniej sprawnym sposobem konwersji węgla niż upłynnianie. Tak więc można było oczekiwać, że wprowadzenie dodatkowego ładunku do strefy zgazowania, dla wytworzenia w niej energii procesowej, oprócz procesowego wodoru, zmniejszy sprawność zintegrowanego procesu. Ponadto można było oczekiwać, że szczególnie niekorzystne będzie wprowadzanie do generatora węgla, który już został poddany uwodornianiu, a nie węgla surowego, ponieważ reakcja zachodząca w strefie generatora jest reakcją utleniania.

Pomimo tych zastrzeżeń nieoczekiwanie stwierdzono, że sprawność cieplna zintegrowanego procesu ulega zwiększeniu, jeżeli generator wytwarza całość lub znaczną część paliwa procesowego, oprócz procesowego wodoru. Niniejszy wynalazek wykazuje, że w zintegrowanym procesie upłynniania-zgazowywania węgla przesunięcie części ładunku procesowego ze sprawniejszej strefy upłynniania do mniej sprawnej strefy zgazowania, w podanym wymiarze i w opisany sposób, nieoczekiwanie zwiększa sprawność zintegrowanego procesu.

Dla wykorzystania odkrytej możliwości podwyższenia sprawności cieplnej, zintegrowana instalacja upłynniania-zgazowywania węgla musi być wyposażona w przewody do transportowania części gazu syntezowego wytworzonego w strefie częściowego utleniania do jednej lub większej liczby stref spalania w procesie, wyposażonych w urządzenia do spalania gazu syntezowego. Wpierw gaz syntezowy jest przepuszczany przez układ usuwania składników kwaśnych, w celu usunięcia zawartego w nim siarkowodoru i dwutlenku węgla.

Usuwanie siarkowodoru jest wymagane ze względów środowiskowych, a usuwanie dwutlenku węgla podwyższa wartość opałową gazu syntezowego i umożliwia dokładniejszą regulację temperatury w palniku stosującym gaz syntezowy jako paliwo. Dla uzyskania wykazanego podwyższenia sprawności cieplnej, gaz syntezowy musi być wprowadzony do strefy spalania bez poddawania metanizacji lub innym operacjom uwodorniania.

Cechą wynalazku jest stosowanie zgazowania w wysokiej temperaturze (1204 do 1982°C). Tak wysoka temperatura zwiększa sprawność cieplną procesu, ułatwiając zgazowanie zasadniczo całości węglowego zasilania generatora. Uzyskanie wysokiej temperatury w generatorze jest możliwe przez odpowiednią regulację szybkości doprowadzania tlenu i pary wodnej. Szybkość doprowadzania pary wodnej wpływa na endotermiczną reakcję pary wodnej z węglem, z wytworzeniem CO i H₂, natomiast szybkość doprowadzania tlenu wpływa na egzotermiczną reakcję węgla z tlenem, której produktem jest CO. Z powodu wysokiej temperatury, gaz syntezowy wytwarzany w urządzeniu według wynalazku będzie miał wartość stosunku H₂ do CO poniżej 1, a nawet poniżej 0,9 0,8 lub 0,7. Ponieważ jednakże wartości ciepła spalania H₂ i CO są zbliżone, ciepło spalania wytworzonego gazu syntezowego będzie nie niższe niż ciepło spalania gazu syntezowego o wyższym stosunku H₂ do CO. Tak więc wysoka temperatura w generatorze jest korzystna, przyczyniając się do wysokiej sprawności cieplnej, przez umożliwienie przetwarzania prawie całości węglatego materiału w generatorze, a obniżona wartość stosunku H₂ do CO nie stanowi poważnej wady, ponieważ znaczna część gazu syntezowego jest zużytkowywana jako paliwo. W procesach, w których całość gazu syntezowego jest poddawana konwersji z wytworzeniem wodoru, niska wartość stosunku H₂ do CO stanowiłaby poważną wadę.

Gaz syntezowy może być rozdzielony w procesie na podstawie podwielokrotnego lub nie-podwielokrotnego rozkładu zawartości H₂ i CO. Jeżeli gaz ma być rozdzielany na podstawie nie-podwielokrotności, jego część może być skierowywana do kriogenicznego separatora lub do adsorbera, w celu oddzielenia tlenu węgla od wodoru. Uzyskany strumień bogatego w wodór gazu jest wprowadzany do strumienia wodoru uzupełniającego, a z nim do strefy upłynniania. Strumień gazu bogatego w tlenek węgla jest mieszany z gazem syntezowym o pełnym składzie, stanowiącym paliwo i zawierającym podwielokrotne ilości H₂ i CO lub stosowany niezależnie, jako paliwo procesowe.

Stosowanie kriogenicznego lub adsorpcyjnego separatora oddzielającego wodór od tlenu węgla ma wpływ na sprawność procesu, ponieważ wodór i tlenek węgla mają wprawdzie w przybliżeniu taką samą wartość opałową, jednakże wodór jest cenniejszy jako reagent niż jako paliwo. Usuwanie wodoru z tlenu węgla jest szczególnie korzystne w procesie, w którym ilość dostępnego tlenu węgla wystarcza do pokrycia większości zapotrzebowania procesu na paliwo. Usunięcie wodoru ze spalanego gazu syntezowego może podwyższyć wartość opałową pozostałego strumienia bogatego w tlenek węgla. Gaz syntezowy o wartości opałowej 11 200 KJl/m³ po usunięciu wodoru ma wartość opałową 12 000 KJl/m³.

Zdolność procesu do wymiennego użytkowania gazu syntezowego w pełnym zakresie lub strumienia bogatego w tlenek węgla jako paliwa daje zaletę możliwości odzyskiwania cenniejszego składnika wodorowego gaz syntezowego bez ponoszenia strat wskutek degradacji pozostałego strumienia bogatego w tlenek węgla. Pozostały strumień bogaty w tlenek węgla może być stosowany bezpośrednio jako paliwo procesowe, bez poddawania operacji podwyższania jakości.

Sposób, w jaki uzyskuje się nieoczekiwane podwyższenie sprawności w integrowanym procesie upłynniania-zgazowania węgla w urządzeniu według wynalazku jest wyjaśniony szczegółowo w nawiązaniu do wykresu z fig. 1.

Fig. 1 wykazuje, że sprawność cieplna zintegrowanego procesu upłynniania-zgazowywania węgla wytwarzającego jedynie ciekłe i gazowe paliwo jest wyższa od sprawności samego procesu zgazowania. Najwyższą sprawność osiąga się, gdy strefa upłynniania wytwarza normalnie stały, rozpuszczony węgiel z wydajnością pośrednią, a całość tego produktu jest zużytkowywana w strefie zgazowania.

Pośrednią wartość normalnie stałego, rozpuszczonego węgla uzyskuje się stosując recyrkulację zawiesziny, dzięki katalitycznemu efektowi zawartych w niej składników mineralnych i możliwości dalszej reakcji rozpuszczonego węgla. Sprawność cieplna zintegrowanego procesu byłaby niższa od sprawności samego procesu zgazowania, gdyby operacja upłynniania była tak mało intensywna, a ilość stałego węgla przekazywanego do zgazowania tak wysoka, że ilość wytworzonego wodoru i gazu syntezowego znacznie przekraczałaby możliwość ich zużytkowywania w samej instalacji; w takim bowiem przypadku proces byłby podobny do bezpośredniego zgazowania węgla. Jeżeli natomiast intensywność procesu upłynniania byłaby tak duża, a ilość stałego węgla przekazywanego do zgazowywania tak mała, że ilość wytworzonego wodoru nie pokrywałaby zapotrzebowania procesu (wytwarzanie wodoru jest podstawowym zadaniem zgazowania), braki wodoru musiałyby być pokryte z innych źródeł.

Jedynym innym praktycznym źródłem wodoru w procesie byłby reforming parą wodną lżejszych gazów, jak metan lub produktów ciekłych ze strefy upłynniania. Jednakże taki sposób postępowania spowodowałby zmniejszenie ogólnej sprawności, ponieważ obejmowałby prowadzoną w znacznym zakresie konwersję metanu do wodoru i z powrotem, co poza tym mogłoby być trudne do przeprowadzenia.

Sprawność cieplną zintegrowanego procesu oblicza się z energii wprowadzonej do procesu i uzyskanej z niego. Energia uzyskana z procesu jest równa ciepłu spalania wszystkich paliw odprowadzonych z procesu. Energia wprowadzona jest równa sumie ciepła spalania wprowadzonego do procesu węgla, ciepła spalania paliw wprowadzonych do procesu ze źródeł zewnętrznych i ciepła potrzebnego do wytworzenia doprowadzonej energii elektrycznej. Jeżeli przyjmie się, że sprawność wytwarzania energii elektrycznej wynosi 34%, to ciepło wymagane do wytworzenia doprowadzonej energii elektrycznej jest równoważnikiem cieplnym energii elektrycznej podzielonym przez 0,34.

W obliczeniu ciepła spalania przejmujemy się, że paliwo jest suche, a ciepło zawarte w wodzie powstające w wyniku reakcji wodoru z tlenem jest odzyskiwane przez skroplenie. Sprawność ogólną można wyliczyć z następującego wzoru:

$$\text{Sprawność} = \frac{\text{Energia uzyskana}}{\text{Energia wprowadzona}} =$$

Ciepło zawarte we wszystkich odprowadzonych paliwach

Ciepło zawarte w węglu zasilającym	+	Ciepło zawarte w paliwie doprowadzonym spoza procesu	+	Ciepło wymagane do wytworzenia kupionej energii elektrycznej
------------------------------------	---	--	---	--

Całość surowego węgla wprowadzonego do procesu jest proszkowana i mieszana z zawracaną do obiegu gorącą zawiesiną zawierającą rozpuszczalnik. Zawracana do obiegu zawiesina jest znacznie bardziej rozcieńczona niż zawiesina wprowadzana do strefy zgazowania, ponieważ nie jest poddawana destylacji próżniowej i zawiera znaczną ilość gorącej (193—454°C) cieczonej destylatowej, która spełnia rolę rozpuszczalnika. Na jedną część surowego węgla stosuje się 1—4, korzystnie 1,5—2,5 części wagowych zawracanej do obiegu zawiesiny. Zawiesinę, wodór i surowy węgiel przepuszcza się przez opalaną strefę rurowego podgrzewacza wstępnego, a następnie wprowadza do reaktora lub strefy rozpuszczania. Stosunek wodoru do surowego węgla wynosi 0,62 do 2,48, korzystnie 0,93 do 1,86 m³/kg.

W podgrzewaczu wstępnym temperatura reagentów stopniowo wzrasta, osiągając na wyjściu 360 do 438, korzystnie 371 do 404°C. W tej temperaturze węgiel jest częściowo rozpuszczony i rozpoczynają się egzotermiczne reakcje uwodorniania i hydrokrakingu. Ciepło powstające w tych egzotermicznych reakcjach w czlonie rozpuszczającym jest dokładnie przemieszane i ma ogólnie równomierną temperaturę. Podwyższona ono dalej temperaturę reagentów do 427—482, korzystnie 449—466°C. Czas rezydencji w strefie rozpuszczania jest dłuższy niż czas rezydencji w strefie podgrzewania wstępnego. Temperatura w czlonie rozpuszczania jest co najmniej o 11,1, 27,8, 55,5 lub nawet 111,1°C wyższa od temperatury na wylocie z podgrzewacza wstępnego. Ciśnienie wodoru w etapach podgrzewania wstępnego i rozpuszczania wynosi 70 do 280, korzystnie 105 do 175 kg/cm². Wodór jest dodawany do zawiesiny w jednym lub kilku punktach. Co najmniej część wodoru jest dodawana do zawiesiny przed wejściem do podgrzewacza wstępnego. Dodatkowy wodór może być doprowadzany między podgrzewaczem wstępnym a czlonem rozpuszczającym i/lub w samym czlonie rozpuszczającym. Wodór jest doprowadzany do czlonu rozpuszczającego w różnych punktach, w miarę potrzeby, dla utrzymania temperatury na poziomie, na jakim intensywność reakcji koksowania jest mała.

Ponieważ generator zgazowujący korzystnie pracuje pod ciśnieniem i jest dostosowany do przyjmowania i przetwarzania zawiesiny, wycieki dołowe z kolumny próżniowej stanowią dla niego idealny materiał

zasilający i nie muszą być uprzednio poddawane konwersji węglowodorów lub innej obróbce. Przykładowo, nie należy poddawać VTB koksowaniu przedłożonemu lub w złożu fluidalnym przed wprowadzeniem do generatora, dla uzyskania destylatu koksowniczego, ponieważ wytworzony koks wymagałby przetworzenia w zawieszinę wodną, by ponownie uzyskać postać odpowiednią do wprowadzenia do generatora.

Generatory przyjmujące paliwo stałe wymagają mechanizmu zasilającego z lejem odcinającym i dlatego są bardziej skomplikowane niż generatory dostosowane do zasilania zawiesziną. Ilość wody wymaganej do wytworzenia odpowiedniej i nadającej się do pompowania zawiesiny koksu jest znacznie większa od ilości, która powinna być wprowadzona do generatora. Zawieszina wprowadzana do generatora zasadniczo nie zawiera wody, choć woda lub para wodna w regulowanej ilości są doprowadzane do generatora, niezależnie od zasilającej zawiesiny, dla wytworzenia CO i H₂ w endotermicznej reakcji. Reakcja ta pochłania ciepło, podczas gdy reakcja węglowego zasilania z tlenem, prowadząca do CO, wyzwala ciepło. W procesie zgazowania, w którym produktem pożądanym jest nie CO lecz H₂, np. gdy po zgazowaniu przeprowadzana jest reakcja konwersji, metanizacji lub wytwarzania metanolu, wprowadzanie dużej ilości wody może być korzystne. Jednakże w procesie, gdzie znaczna ilość gazu syntezowego jest zużytkowywana jako paliwo, wytwarzanie wodoru nie ma dużej przewagi nad wytwarzaniem CO, ponieważ H₂ i CO mają w przybliżeniu takie same ciepło spalania. Tak więc w procesie prowadzonym w urządzeniu według wynalazku generator może pracować w podwyższonej temperaturze, podanej poniżej, która sprzyja prawie całkowitemu utlenianiu węglowego zasilania, choć wysoka temperatura powoduje, że stosunek H₂ do CO w gazie syntezowym jest mniejszy od jedności, korzystnie mniejszy niż 0,8 lub 0,9, a jeszcze korzystniej mniejszy niż 0,6 lub 0,7.

Ponieważ generatory zwykle nie są zdolne do utleniania całości doprowadzanego do nich paliwa węglowodorowego i część tego paliwa zawsze jest tracona jako koks w odprowadzonym żużlu, pracują one z wyższą sprawnością przy zasilaniu węglowodorami w stanie ciekłym niż w przypadku zasilania stałym materiałem węglowodorowym, jak koks. Ponieważ koks jest stałym, zdegradowanym węglowodorem, nie może być zgazowywany ze sprawnością zbliżoną do 100%, jak ciekłe zasilanie węglowodorowe i większe są straty materiału węglowego w stopionym żużlu powstającym w generatorze niż w przypadku zasilania materiałem ciekłym. Niezależnie od tego, jaki materiał zasilają generator, utlenianiu tego materiału sprzyja wysoka temperatura generatora. W sposobie maksymalna temperatura w generatorze wynosi 2104 do 1982°C, korzystnie 1260 do 1760°C, a najkorzystniej 1316 do 1371°C. W takiej temperaturze mineralna pozostałość przyjmuje postać stopionego żużla, który jest odprowadzany od dołu reaktora.

Stosowanie czlonu koksującego między strefą rozpuszczania a strefą zgazowania obniżałoby sprawność zintegrowanego procesu. Człon koksujący przetwarza normalnie stały, rozpuszczony węgiel w paliwo destylatowe i gazowe węglowodory, przy dużej wydajności koksu. Strefa rozpuszczania również przetwa-

rza normalnie stały, rozpuszczony węgiel w paliwo destylatowe i gazowe węglowodory, lecz z minimalną wydajnością koksu. Ponieważ strefa rozpuszczania sama może wytworzyć normalnie stały, rozpuszczony węgiel w ilości wymaganej do uzyskania optymalnej sprawności cieplnej w zintegrowanym sposobie prowadzonym w urządzeniu według wynalazku, nie jest wymagany etap koksowania między strefami upłynniania i zgazowania.

Przeprowadzenie wymaganej reakcji w jednym etapie procesowym z minimalną wydajnością koksu jest bardziej efektywne niż zastosowanie dwóch etapów. Według wynalazku, sumaryczna wydajność koksu, który występuje jedynie w postaci niewielkiego osadu w członie rozpuszczającym, wynosi znacznie poniżej 1% wagowego, w odniesieniu do zasilającego węgla, zwykle mniej niż 0,1% wagowego.

Proces upłynniania wytwarza znaczną ilość sprzedajnego paliwa ciekłego i gazowych węglodorów. Ogólna wydajność cieplna jest wyższa w warunkach wytwarzania znacznych ilości gazowych węglodorów jak i paliw ciekłych niż w przypadku warunków odpowiednich do wytwarzania wyłącznie gazowych lub wyłącznie ciekłych węglodorów. Przykładowo, strefa upłynniania winna wytwarzać co najmniej 8 lub 10% wagowych gazowych paliw C_1 do C_4 i co najmniej 15 do 20% wagowych destylatowego paliwa ciekłego (193 do 454°C), w odniesieniu do wprowadzanego węgla. Mieszanie metanu i etanu odzyskuje się i sprzedaje jako gaz sieciowy. Mieszanie propanu i butanu odzyskuje się i sprzedaje jako gaz ciekły (LPG). Oba te produkty są paliwami wysokogatunkowymi. Odzyskany z procesu olej paliwowy o temperaturze wrzenia 193 do 454°C jest wysokogatunkowym paliwem kotłowym. Jest on zasadniczo wolny od substancji nieorganicznej i zawiera mniej niż około 0,4 do 0,5% wagowych siarki. Strumień węglodorów C_5 do wrzących w 193°C może być przetwarzany, przez obróbkę i reforming, w wysokogatunkowe benzyny. Siarkowodór jest odzyskiwany z odpadów procesowych w układzie usuwania gazowych składników kwaśnych i przetwarzany w siarkę pierwiastkową.

Zalety wynalazku są zilustrowane na fig. 1, przedstawiającej krzywą sprawności cieplnej zintegrowanego procesu upłynniania-zgazowywania węgla, na przykładzie bitumicznego węgla z Kentucky, przetwarzanego w temperaturze członu rozpuszczającego 427 do 460°C i pod ciśnieniem wodoru w tym członie 117 MPa. Temperatura w członie rozpuszczającym jest wyższa od maksymalnej temperatury w podgrzewaczu wstępnym. Surowy węgiel jest wprowadzany do strefy upłynniania z ustaloną szybkością, a mineralna pozostałość zawracana do obiegu w zawieszynie z ciekłym rozpuszczalnikiem destylatowym i normalnie stałym, rozpuszczonym węglem, z szybkością tak dobrą, by utrzymać sumaryczną zawartość składników stałych w zasilającej zawieszynie na poziomie 48% wagowych, która to wartość jest bliska wartości maksymalnej, dopuszczalnej ze względu na pompowność zawieszyny (około 50 do 55% wagowych).

Fig. 1 przedstawia zależność sprawności cieplnej zintegrowanego procesu od wydajności rozpuszczonego węgla 454°C+, który jest stały w temperaturze pokojowej. Wielkość ta obejmuje mineralną pozostałość, zawierającą nierozpuszczoną substancję organiczną

oraz wycieki dolowe z kolumny próżniowej, uzyskane ze strefy upłynniania. Wycieki dolowe z kolumny próżniowej są jedynym węglowym zasilaniem strefy zgazowania. Są one przekazywane bezpośrednio do strefy zgazowania, bez obróbki pośredniej. Ilość normalnie stałego, rozpuszczonego węgla w wyciekach dolowych z kolumny można zmieniać, zmieniając temperaturę, ciśnienie wodoru lub czas rezydencji w strefie rozpuszczania lub stosunek zasilającego węgla do zawracanej do obiegu mineralnej pozostałości. Ze zmianą ilości rozpuszczonego węgla 454°C+ w wyciekach dolowych z kolumny próżniowej automatycznie zmienia się skład zawracanej do obiegu zawieszyny. Krzywa A jest krzywą sprawności cieplnej zintegrowanego procesu upłynniania-zgazowania. Krzywa B przedstawia sprawność cieplną typowego procesu samego zgazowania, a punkt C przedstawia obszar maksymalnej sprawności cieplnej procesu zintegrowanego, który w przedstawionym przykładzie leży około 72,4%.

Układ zgazowania z krzywej B obejmuje strefę utleniania, wytwarzającą gaz syntezowy, reaktor konwertujący, jednostkę, w której usuwa się kwaśne składniki gazowe z konwertowanej w bogaty w wodór strumień części gazu syntezowego, oddzielną jednostkę do usuwania gazów kwaśnych z tej części gazu syntezowego, która jest stosowana jako paliwo oraz konwertor i reaktor metanizujący, przeprowadzające pozostały gaz syntezowy w gaz sieciowy. Sprawność cieplna układu zgazowania obejmującego strefę utleniania, reaktor konwertujący i reaktor metanizujący wynosi zwykle 50 do 65% i jest niższa od sprawności cieplnej procesu upłynniania o umiarkowanej wydajności normalnie stałego, rozpuszczonego węgla. Człon utleniający w układzie zgazowania wytwarza gaz syntezowy jako produkt pierwotny. Jak wyżej wskazano, ponieważ gaz syntezowy zawiera tlenek węgla, nie jest paliwem sprzedajnym i dla przetworzenia w paliwo sprzedajne wymaga konwersji hydrogenatywnej lub konwersji w metanol. Tlenek węgla nie tylko jest toksyczny, lecz przy tym ma niską wartość opałową, co sprawia, że koszt jego transportu są niedopuszczalnie wysokie.

Możliwość stosowania w procesie według wynalazku całości lub co najmniej 60% ciepła zawartego w H_2 i CO obecnych w gazie syntezowym jako paliwa w samej instalacji, bez stosowania hydrogenatywnej konwersji, przyczynia się do podniesienia sprawności cieplnej zintegrowanego procesu według wynalazku.

Aby gaz syntezowy mógł być stosowany jako paliwo w urządzeniu według wynalazku, musi być ono wyposażone w przewody do przekazywania gazu syntezowego lub części zawartego w nim CO do strefy upłynniania, po usunięciu kwaśnych składników gazu, a strefa upłynniania musi być wyposażona w urządzenie dostosowane do spalania gazu syntezowego lub jego bogatej w tlenek węgla części, bez poddawania obróbce hydrogenatywnej. Jeżeli ilość gazu syntezowego nie jest wystarczająca do pokrycia całości zapotrzebowania procesu na paliwo, to instalacja musi być wyposażona w urządzenie do transportowania innego paliwa, wytwarzanego w strefie rozpuszczania, jak wyższe węglowodory, LPG lub paliwa gazowe, jak metan lub etan, do urządzeń spalających w procesie, dostosowanych do zasilania takim paliwem.

Z fig. 1 wynika, że sprawność cieplna zintegrowanego procesu przy wydajności rozpuszczonego węgla powyżej 45% nie jest wyższa od sprawności uzyskiwanej w samym zgazowaniu. Jak wskazano na fig. 1, brak recyrkulacji mineralnej pozostałości, katalizującej reakcje upłynniania w procesie upłynniania powoduje wzrost wydajności rozpuszczonego węgla 454°C + do około 6%, w odniesieniu do węgla wprowadzonego do procesu.

Fig. 1 wskazuje, że zwracanie do obiegu mineralnej pozostałości powoduje obniżenie wydajności rozpuszczonego węgla 454°C + do 20—25%, co odpowiada obszarowi maksymalnej sprawności cieplnej zintegrowanego procesu. Zawracając mineralną pozostałość do obiegu można uzyskać dokładną regulację wydajności rozpuszczonego węgla 454°C +, dla optymalnej sprawności cieplnej, przez dobór temperatury, ciśnienia wodoru, czasu rezydencji i/lub stosunku zwracanej zawiesiny do zasilającego węgla, przy utrzymywaniu stałego poziomu składników stałych w zasilającej zawieszynie.

Punkt D₁ na krzywej A jest punktem chemicznego bilansu wodoru dla zintegrowanego procesu. Przy wydajności rozpuszczonego węgla 454°C + = 15% (punkt D₁), generator zgazowujący wytwarza wodór w ilości dokładnie odpowiadającej zapotrzebowaniu procesu upłynniania. Sprawność cieplna przy wydajności rozpuszczonego węgla 454°C + odpowiadającej punktowi D₁ jest taka sama jak sprawność przy wyższej wydajności rozpuszczonego węgla, odpowiadającej punktowi D₂. Przy prowadzeniu procesu w zakresie niższej wydajności punkt D₁ strefa rozpuszczania musi być stosunkowo duża dla uzyskania odpowiedniego stopnia hydrokrakingu, a strefa zgazowania będzie stosunkowo mała, z powodu stosunkowo małej ilości wprowadzonego do niej materiału węglatego. Przy prowadzeniu procesu w zakresie punktu D₂ strefa rozpuszczania będzie stosunkowo mała, z powodu zmniejszonego hydrokrakingu, wymaganego w punkcie D₂, lecz stosunkowo duża będzie strefa zgazowania. W zakresie między punktami D₁ i D₂, strefy rozpuszczania i zgazowania będą względnie wyważone, a sprawność cieplna zbliżona do maksymalnej.

Punkt E₁ na krzywej A jest punktem bilansu procesowego wodoru, obejmującego straty wodoru w procesie. Punkt E₁ wskazuje ilość rozpuszczonego węgla 454°C +, jaka musi być wytworzona i przekazana do strefy zgazowania, dla wytworzenia wodoru w ilości odpowiadającej zapotrzebowaniu procesu i pokrywającej straty w ciekłych i gazowych strumieniach produktu. Przy stosunkowo dużej ilości rozpuszczonego węgla 454°C + w punkcie E₂ sprawność cieplna jest taka sama jak w punkcie E₁. W warunkach punktu E₁ wielkość członu rozpuszczającego będzie stosunkowo duża, dla uzyskania wymaganego w tym punkcie wyższego stopnia hydrokrakingu, a wielkość generatora zgazowującego będzie odpowiednio stosunkowo mała. Z drugiej strony, w warunkach punktu E₂ wielkość członu rozpuszczającego będzie stosunkowo mała, z powodu niższego stopnia hydrokrakingu, a wielkość generatora zgazowującego stosunkowo duża. Strefy rozpuszczania i zgazowania będą miały względnie zrównoważoną wielkość między punktami E₁ i E₂ (tzn. między wydajnością rozpuszczonego węgla 454°C

+ około 17,5 i 27% wagowych), a w tej strefie pośredniej sprawność cieplna jest najwyższa.

W punkcie X na linii E₁E₂ wydajność rozpuszczonego węgla 454°C + będzie dokładnie odpowiadać zapotrzebowaniu procesu na wodór i paliwo. Między punktami E₁ i X całość rozpuszczonego węgla 454°C + nie użytkowywana do wytwarzania wodoru jest użytkowywana jako paliwo w procesie, a więc hydrogenatyczna konwersja gazu syntezowego nie jest wymagana i sprawność cieplna jest wysoka. W zakresie między punktami X i E₂ nie cały nadmiar rozpuszczonego węgla 454°C + może być użytkowywany w procesie i jego część wymaga dalszej konwersji, w celu sprzedaży w postaci gazu sieciowego.

Fig. 1 wykazuje, że sprawność cieplna zintegrowanego procesu wzrasta ze wzrostem ilości gazu syntezowego dostępnego jako paliwo i osiąga maksimum w punkcie Y, w którym gaz syntezowy jest wytwarzany w ilości dokładnie odpowiadającej całkowitemu zapotrzebowaniu procesu na paliwo. W punkcie Y sprawność zaczyna się zmniejszać, ponieważ gaz syntezowy wytwarzany jest w ilości większej niż może być użytkowywana jako paliwo w procesie i ponieważ od punktu Y konieczny staje się reaktor metanizujący, przetwarzający nadmiar gazu syntezowego w gaz sieciowy. Fig. 1 wskazuje, że charakterystyczną wyłazek zwiększoną sprawność cieplną uzyskuje się, gdy ilość rozpuszczonego węgla 454°C + wystarcza do wytworzenia jakiegokolwiek ilości, np. od około 5, 10 lub 20 do około 90 lub 100% paliwa zużytkowanego w procesie.

Z fig. 1 wynika również, że zwiększona sprawność utrzymuje się, aczkolwiek w mniejszym stopniu, gdy większość gazu syntezowego jest stosowana, bez metanizacji, do pokrycia zapotrzebowania procesu na paliwo, a ograniczony jego nadmiar wymaga metanizacji dla uczynienia go sprzedażnym. Gdy ilość wytworzonego gazu syntezowego wymagającego metanizacji staje się nadmierna, jak wskazano w punkcie Z, korzyści podwyższenia sprawności cieplnej według wynalazku zostają utracone. Należy zwrócić uwagę, że podwyższenie sprawności cieplnej przemysłowej instalacji według wynalazku o 1% może dać oszczędności roczne rzędu 10 milionów dolarów.

Proces upłynniania winien być prowadzony w takich warunkach, by ilość wytworzonego normalnie stałego, rozpuszczonego węgla 454°C + wynosiła, w odniesieniu do suchego węgla wprowadzanego do procesu, 15 do 40, korzystnie 15 do 30, a jeszcze korzystniej 17 do 27%, co daje wynikającą z wynalazku korzyść podwyższenia sprawności cieplnej.

Jak wyżej stwierdzono, sumaryczne zapotrzebowanie procesu na energię, w przeliczeniu na energię cieplną, winno być w co najmniej 5, 10, 20 lub 30, do 100% pokrywane gazem syntezowym wytwarzanym z materiału wprowadzanego do strefy generatora zgazowującego, a w pozostałej części paliwem wytwarzanym w strefie upłynniania i/lub energią doprowadzaną spoza procesu, jak energia elektryczna. Korzystne jest, gdy ta część paliwa zużytkowanego w instalacji, która nie jest gazem syntezowym, pochodzi z procesu upłynniania, a nie z surowego węgla, ponieważ uprzednia obróbka węgla w procesie upłynniania umożliwia wyekstrahowanie z niego cennych frakcji przy podwyższonej sprawności zintegrowanego procesu.

Jak wyżej przedstawiono, wysoka sprawność cieplna jest związana z umiarkowaną wydajnością normalnie stałego, rozpuszczonego węgla, a ta z kolei jest związana z umiarkowanymi warunkami upłynniania. W umiarkowanych warunkach wydajność gazowych węglowodorów i paliw ciekłych ze strefy upłynniania jest znaczna. Warunki takie nie sprzyjają bardzo wysokiej i bardzo niskiej wydajności normalnie stałego, rozpuszczonego węgla. Jak wskazano, umiarkowane warunki, dające stosunkowo wyważoną mieszaninę gazowych węglowodorów oraz ciekłego i stałego węgla w strefie rozpuszczania wymagają instalacji o odpowiednio wyważonych, pośrednich wielkościach stref rozpuszczania i zgazowania.

W przypadku właściwego zrównoważenia wielkości stref rozpuszczania i zgazowania, generator zgazowujący będzie wytwarzać więcej gazu syntezowego niż wynika z zapotrzebowania procesu na wodór. Taki zrównoważony proces wymaga instalacji z urządzeniami do przekazywania strumienia gazowego, po usunięciu z gazu syntezowego składników kwaśnych, do strefy upłynniania lub innego punktu lub punktów w procesie, gdzie istnieją urządzenia dostosowane do spalania gazu syntezowego lub bogatej w tlenek węgla części tego gazu, jako paliwa procesowego.

Ogólnie, spalanie gazu syntezowego lub tlenku węgla wymaga palników innego typu niż stosowane do spalania gazowych węglowodorów. Tylko w takiej instalacji można zyskać optymalną sprawność termiczną. Dla tej przyczyny ta cecha wynalazku jest krytyczna, jeżeli ma być uzyskana optymalizacja sprawności cieplnej według wynalazku.

Umiarkowaną i stosunkowo wyważoną operację, jak opisana, najłatwiej uzyskać się dopuszczając do ustalenia się w członie rozpuszczającym warunków reakcyjnych odpowiednich dla tego urządzenia, nie ograniczając reakcji i nie prowadząc jej z nadmierną intensywnością.

Przykładowo, reakcje hydrokrakingu nie powinny być prowadzone z nadmierną intensywnością, tak, by normalnie stały, rozpuszczony węgiel był wytwarzany w bardzo małej ilości lub wcale nie był wytwarzany. Z drugiej strony, reakcje hydrokrakingu nie powinny być nadmiernie ograniczane, ponieważ przy bardzo wysokiej wydajności normalnie stałego, rozpuszczonego węgla silnemu zmniejszeniu uległaby sprawność procesu. Ponieważ reakcje hydrokrakingu są egzotermiczne, należy dopuścić do naturalnego wzrostu temperatury w członie rozpuszczającym powyżej temperatury podgrzewacza wstępnego.

Jak wyżej wskazano, niedopuszczenie do takiego wzrostu temperatury wymagałoby doprowadzenia znacznie większej ilości wodoru niż wymagana w przypadku dopuszczenia do jej wzrostu. To z kolei obniżyłoby sprawność cieplną, gdyż ilość wytworzonego H_2 znacznie przewyższałaby wymagania procesu, a ponadto konieczne byłoby wydatkowanie dodatkowej energii na sprężenie nadmiaru wodoru. Wystąpieniu różnicy temperatury między strefami podgrzewania wstępnego i rozpuszczania można by zapobiec podwyższeniem temperatury w podgrzewaczu wstępnym, lecz wymagałoby to użycia nadmiaru paliwa w strefie podgrzewacza wstępnego.

Jak wynika z powyższego, każde usiłowanie utrzymania podgrzewacza wstępnego i członu rozpuszcza-

jącego w tej samej temperaturze byłoby przeciwnie naturalnej tendencji reakcji rozpuszczania i obniżyłoby sprawność cieplną procesu.

Mineralna pozostałość wytwarzana w procesie stanowi katalizator uwodorniania i hydrokrakingu. Zawracanie jej do obiegu, w celu zwiększenia jej stężenia, powoduje zwiększenie szybkości reakcji samorzutnych, co skraca czas rezydencji w członie rozpuszczającym i/lub zmniejsza wymaganą wielkość strefy rozpuszczania. Mineralna pozostałość jest zawieszona w produkcie w postaci bardzo drobnych cząstek, wielkości 1 do 20 mikrometrów. Mała wielkość cząstek przypuszczalnie ma korzystny wpływ na czynność katalityczną. Zawracanie katalitycznego materiału do obiegu znacznie ogranicza ilość wymaganego rozpuszczalnika. Z tego powodu zawracanie mineralnej pozostałości procesowej w zawieszynie w ciekłym rozpuszczalniku destylatowym, w ilości wystarczającej do zapewnienia właściwej równowagowej czynności katalitycznej, ma korzystny wpływ na sprawność cieplną procesu.

Katalityczne i inne efekty związane z zawracaniem do obiegu mineralnej pozostałości procesowej mogą zmniejszyć o około połowę lub nawet w większym stopniu wydajności normalnie stałego, rozpuszczonego węgla w strefie upłynniania, poprzez reakcje hydrokrakingu oraz indukowanie zwiększonego usuwania siarki i tlenu. Jak wskazano na fig. 1, 20—25% wydajności rozpuszczonego węgla 454°C + daje zasadniczo maksymalną sprawność cieplną w zintegrowanym procesie upłynnianie-zgazowywanie. Podobny stopień hydrokrakingu nie może być uzyskany przez samo doprowadzenie członu rozpuszczającego do podwyższonej temperatury, bez wykorzystania w tym celu zachodzących w nim reakcji egzotermicznych, ponieważ spowodowałoby to nadmierne koksowanie.

Stosowanie katalizatora zewnętrznego w procesie upłynniania nie jest równoważne zawracaniu do obiegu mineralnej pozostałości, ponieważ wprowadzenie zewnętrznego katalizatora zwiększyłoby koszt procesu i skomplikowało go, a przez to zmniejszyło jego sprawność w stosunku do procesu prowadzonego z użyciem katalizatora powstającego samorzutnie. Dla tej przyczyny w procesie prowadzonym w urządzeniu według wynalazku nie stosuje się katalizatora zewnętrznego.

Jak już wskazano, krzywa optymalizacji sprawności cieplnej z fig. 1 przedstawia zależność sprawności cieplnej od wydajności normalnie stałego, rozpuszczonego węgla i wymaga, by całość uzyskanego normalnie stałego, rozpuszczonego węgla, bez węgla ciekłego i gazowych węglowodorów, była przekazywana do generatora zgazowującego. Dlatego nieodzowne jest stosowanie w instalacji pracującej według opisanej krzywej optymalizacji próżniowej kolumny destylacyjnej, korzystnie łącznie z kolumną pracującą pod ciśnieniem atmosferycznym, dla uzyskania całkowitego oddzielenia normalnie stałego, rozpuszczonego węgla od węgla ciekłego i gazowych węglowodorów. Sama kolumna atmosferyczna nie jest zdolna do całkowitego oddzielenia cieczy destylatowej od normalnie stałego, rozpuszczonego węgla. Kolumną atmosferyczną może być pominięta w procesie, jeżeli to jest pożądane. Przekazywanie do generatora zgazowującego ciekłego węgla spowodowałoby obniżenie sprawności, ponieważ w przeciwnieństwie do normalnie stałego, rozpuszczo-

nego węgla, węgiel ciekły jest wysokogatunkowym paliwem. Wytwarzanie ciekłego węgla pochłania więcej wodoru niż wytwarzanie normalnie stałego rozpuszczonego węgla. Wzrost zawartości wodoru w ciekłym węglu byłby tracony w strefie utleniania, a ta strata powodowałaby obniżenie sprawności procesu.

Schemat operacyjny zintegrowanego procesu w urządzeniu według wynalazku jest przedstawiony na fig. 2. Wyszuszony i sproszkowany surowy węgiel, który stanowi całość zasilania procesu surowym węglem, jest przewodem 10 przekazywany do zbiornika mieszającego zawieszinę 12, gdzie jest mieszany z gorącą, zawierającą rozpuszczalnik zawiesziną z procesu, płynącą w przewodzie 14. Zawierająca rozpuszczalnik, zwracana do obiegu zawieszina (w zakresie 1,5—2,5 części wagowych na 1 część wagową węgla) jest pompowana w przewodzie 16 za pomocą pompy dołowej 18 i mieszana z obiegowym wodorem dochodzącym przewodem 20 oraz z wodorem uzupełniającym dochodzącym przewodem 92, a następnie przechodzi przez wstępny podgrzewacz rurowy 22, z którego przewodem 24 jest doprowadzana do członu rozpuszczającego 26. Stosunek wodoru do zasilającego węgla wynosi około 1,24 m³/kg.

Temperatura reagentów na wylocie z podgrzewacza wstępnego wynosi około 371 do 404°C. W tej temperaturze węgiel jest częściowo rozpuszczony w obiegowym rozpuszczalniku i rozpoczynają się egzotermiczne reakcje uwodorniania i hydrokrakingu. Podczas gdy w podgrzewaczu rurowym temperatura stopniowo wzrasta, temperatura w członie rozpuszczającym jest w zasadzie równomierna. Ciepło reakcji hydrokrakingu, zachodzących w członie rozpuszczającym, podwyższa temperaturę reagentów do 449—466°C. Temperatura reakcji i łagodzenie przebiegu reakcji egzotermicznych są dokonywane injekcją, w różnych punktach członu rozpuszczającego, wodoru doprowadzanego przewodem 28.

Wyciek z członu rozpuszczającego przewodem 29 dochodzi do układu separacyjnego para/ciecz 30. Odbierany z separatora od góry strumień gorących par jest oziębiany w szeregu wymienników ciepła i dodatkowych separatorów para/ciecz i odbierany przewodem 32. Ciekły destylat z separatorów przewodem 34 dochodzi do pracującej pod ciśnieniem atmosferycznym kolumny frakcjonującej 36. Nie skroplony gaz w przewodzie 32, zawierający nie przereagowany wodór, metan i inne lekkie węglowodory oraz H₂S i CO₂, przechodzi do jednostki usuwającej kwaśne składniki gazu 38, w której zostają zatrzymane H₂S i CO₂. Odzyskany siarkowodór jest przeprowadzany w siarkę pierwiastkową, która jest odprowadzana z procesu przewodem 40. Część oczyszczonego gazu jest przekazywana przewodem 42 do dalszego przerobu w kriogenicznej jednostce 44, dla usunięcia znacznej ilości metanu i etanu, które jako gaz sieciowy są odprowadzane przewodem 46 oraz propanu i butanu, które jako LPG są odprowadzane przewodem 48. Oczyszczony wodór (czystość 90%) odprowadzany przewodem 50, po zmieszaniu z pozostałym gazem z etapu usuwania składników kwaśnych z przewodu 52 stanowi obiegowy wodór procesu.

Ciekła zawieszina z separatorów para/ciecz 30 przechodzi przewodem 56 i rozdziela się na dwa główne strumienie, 58 i 60. Strumień 58 stanowi obiegową za-

wieszinę, zawierającą rozpuszczalnik, normalnie stały, rozpuszczony węgiel i katalityczną mineralną pozostałość. Nie zwracana do obiegu część zawiesziny przechodzi przewodem 60 do pracującej pod ciśnieniem atmosferycznym kolumny frakcjonującej 36, w której następuje rozdzielenie głównych produktów procesu.

W kolumnie frakcjonującej 36 zawieszina jest poddawana destylacji pod ciśnieniem atmosferycznym. Górnym przewodem 62 odprowadza się strumień lżejszych węglowodorów, przewodem 64 strumień średniego destylatu, a przewodem 66 strumień dołowy. Strumień dołowy przewodem 68 jest doprowadzany do próżniowej kolumny destylacyjnej 68. Temperatura zasilania układu frakcjonującego jest utrzymywana na tak wysokim poziomie, że dodatkowe jego podgrzewanie nie jest konieczne, poza ogrzewaniem przy rozruchu instalacji. Mieszanka oleju opałowego z atmosferycznej kolumny w przewodzie 64 i średni destylat odzyskiwany z kolumny próżniowej przewodem 70 stanowią większość oleju opałowego uzyskiwanego w procesie. Produkt ten jest odprowadzany przewodem 72. Strumień w przewodzie 72 zawiera destylatowy olej opałowy o temperaturze wrzenia 193—454°C. Jego część może być zwracana do zbiornika mieszającego zawieszinę zasilającą 12, przewodem 73, dla regulacji stężenia składników stałych w zawieszinie zasilającej i stosunku węgla/rozsuszczonego. Strumień powrotny 73 nadaje procesowi elastyczność, umożliwiając zmianę stosunku rozpuszczalnika do zwracanej do obiegu zawiesziny, tak, że stosunek ten nie jest ostatecznie ustalony w procesie stosunkiem składników w przewodzie 58. Może on również poprawić pompowalność zawiesziny.

Wycieki dołowe z kolumny próżniowej, zawierające całość normalnie stałego, rozpuszczonego węgla oraz nierozpuszczoną substancję organiczną i nieorganiczną, nie zawierające cieczy destylatowej i gazowych węglowodorów, przekazuje się przewodem 74 do strefy zgazowania z częściowym utlenieniem 76. Ponieważ generator zgazowujący 76 jest dostosowany do przyjmowania i przetwarzania strumienia zawierającego zawieszinę węglowodorową, nie jest konieczne stosowanie konwersji węglowodorów między kolumną próżniową 68 i generatorem zgazowującym 76, jak koksowanie, które niszczyłoby zawieszinę i powodowało konieczność ponownego sporządzania zawiesziny w wodzie. Ilość wody wymaganej do sporządzania zawiesziny koksu jest większa od ilości wody normalnie wymaganej w generatorze zgazowującym, tak więc sprawność generatora zostałaby zmniejszona o ciepło tracone na odparowanie nadmiaru wody. Wolny od azotu tlen do generatora 76 jest wytwarzany w tlenowni 78 i przekazywany do generatora przewodem 80. Para wodna do generatora jest doprowadzana przewodem 82. Całość mineralnej zawartości zasilającego węgla jest odprowadzana z procesu jako obojętny żużel przewodem 84, od dołu generatora 76. Część gazu syntezowego wytworzonego w generatorze 76 przechodzi przewodem 86 do reaktora konwertującego 88, w którym następuje konwersja pary wodnej i CO do H₂ i CO₂. Po przejściu przez strefę usuwania kwaśnych składników gazu 89, zatrzymującej H₂S i CO₂, oczyszczony wodór (czystość 90 do 100%) jest sprężany do ciśnienia procesowego, za pomocą sprężarki 90 i przewodem 92 przekazywany jako wodór uzupełniający

do stref podgrzewania wstępnego 22 i rozpuszczania 26.

Jak wyżej wyjaśniono, ciepło powstające w strefie zgazowania 76 nie jest traktowane jako energia użytkowywana w procesie, lecz jako ciepło reakcji potrzebne do wytworzenia gazu syntezowego.

Krytyczną cechą wynalazku jest to, że ilość gazu syntezowego wytworzonego w generatorze zgazowującym 76 wystarcza nie tylko na pokrycie zapotrzebowania na cząsteczkowy wodór w procesie, lecz również, z pominięciem etapu metanizacji, 5 do 100% całości zapotrzebowania procesu na ciepło i energię. Ta część gazu syntezowego, która nie jest doprowadzana do reaktora konwertującego, przewodem 94 dochodzi do jednostki usuwającej kwaśne składniki gazu 96, gdzie następuje usunięcie CO_2 i H_2S . Po usunięciu H_2S gaz odpowiada stawianym paliwom wymaganiom środowiskowym, natomiast usunięcie CO_2 podwyższa ciepło spalania gazu syntezowego, przy stosowaniu go jako paliwa. Strumień oczyszczonego gazu syntezowego przewodem 98 dochodzi do kotła 100. Kocioł 100 jest wyposażony w urządzenia do spalania gazu syntezowego. Woda do kotła 100 jest doprowadzana przewodem 102 i w kotle przeprowadzana w parę, która przewodem 104 dochodzi do procesu jako para energetyczna, służąca np. do napędzania pompy tłokowej 19. Oddzielny strumień gazu syntezowego z usuwającej kwasy jednostki 96 jest przewodem 106 przekazywany do podgrzewacza wstępnego 92, gdzie jest użytkowywany jako paliwo.

Podobnie gaz syntezowy może być użytkowywany w innym wymagającym paliwa punkcie procesu. Jeżeli gaz syntezowy nie pokrywa całości zapotrzebowania procesu na paliwo, to pozostałość zapotrzebowania procesu na paliwo i energię może być pokrywana z jakiegokolwiek strumienia niskogatunkowego paliwa, wytworzonego bezpośrednio w strefie upłynniania. Jeżeli to jest ekonomiczniejsze, całość lub ta część energii procesowej, która nie pochodzi z gazu syntezowego, mogą być doprowadzane ze źródeł zewnętrznych w stosunku do procesu, nie ukazanych, jak z energii elektrycznej.

Dodatkowy gaz syntezowy może być przekazywany przewodem 112 do reaktora konwertującego 114, w celu podwyższenia stosunku wodoru do tlenku węgla z wartości 0,6 do 3. Wzbogacona mieszanina wodoru jest następnie przekazywana przewodem 116 do reaktora metanizującego 118, w celu przetworzenia w gaz sieciowy, który przewodem 120 jest przekazywany do mieszania z gazem sieciowym w przewodzie 46. Ilość gazu sieciowego, w przeliczeniu na ciepło spalania, przechodząca przewodem 120 jest mniejsza od ilości gazu syntezowego stosowanego jako paliwo procesowe, przechodzącego przewodami 98 i 106. Jest to warunek uzyskania podwyższonej sprawności cieplnej w procesie.

Część strumienia oczyszczonego gazu syntezowego jest przewodem 122 przekazywana do separatora kriogenicznego 124, gdzie następuje rozdzielanie wodoru i tlenku węgla. Zamiast separatora kriogenicznego można zastosować separator adsorpcyjny. Bogaty w wodór strumień jest odprowadzany przewodem 126 i może być mieszany ze strumieniem wodoru uzupełniającego w przewodzie 92, przekazywany do strefy upłynniania oddzielnie lub sprzedawany jako produkt procesu. Strumień bogaty w tlenek węgla jest odprowa-

dzany przewodem 128 i może być mieszany z gazem syntezowym stosowanym jako paliwo procesowe w przewodzie 98 lub w przewodzie 106, sprzedawany lub stosowany niezależnie, jako paliwo procesowe lub surowiec chemiczny.

Fig. 2 ukazuje, że sekcja zgazowywania procesu jest wysoce zintegrowana z sekcją upłynniania. Całość zasilania sekcji zgazowania (VTB) pochodzi ze strefy upłynniania, a całość lub większość produktów gazowych sekcji zgazowywania jest użytkowywana w procesie, bądź to jako reagent, bądź też jako paliwo.

Przykład I. Surowy węgiel bitumiczny z Kentucky proszkuje się, suszy i miesza z gorącą, zawierającą rozpuszczalnik zawiesziną z procesu. Mieszaninę węgiel—obiegowa zawieszina (w zakresie 1,5—2,5 części wagowych zawiesziny na jedną część węgla) przepompowuje się, łącznie z wodorem, przez opalaną strefę podgrzewacza wstępnego do strefy rozpuszczania. Stosunek wodoru do węgla wynosi około 1,24 m^3/kg .

Temperatura reagentów na wylocie z podgrzewacza wstępnego wynosi 371—399°C. W tym punkcie węgiel jest częściowo rozpuszczony w obiegowej zawieszinie i rozpoczynają się egzotermiczne reakcje uwodorniania i hydrokrakingu. Ciepło tych reakcji w strefie rozpuszczania dalej podwyższa temperaturę reagentów, do 438—466°C. Szybkość przebiegu reakcji egzotermicznych jest ograniczana injekcją wodoru w różnych punktach członu rozpuszczania.

Wyciek ze strefy rozpuszczania przechodzi przez układ rozdzielania produktu, obejmujący kolumnę atmosferyczną i kolumnę próżniową. Pozostałość 454°C z kolumny próżniowej, zawierająca całość nierozpuszczonej mineralnej pozostałości oraz całość normalnie stałego, rozpuszczonego węgla, wolnego od węgla ciekłego i gazowych węglowodorów, jest wprowadzana do zasilanego tlenem generatora zgazowującego. Wytwarzany w generatorze gaz syntezowy o wartości stosunku H_2 do CO około 0,6 przechodzi do reaktora konwertującego, gdzie para wodna i tlenek węgla ulegają konwersji w wodór i dwutlenek węgla. Z kłoci gaz przechodzi przez etap usuwania składników kwaśnych, gdzie zostaje zatrzymany dwutlenek węgla i siarkowodor. Wodór (czystość 94%) zostaje sprężony i jako wodór uzupełniający jest przekazywany do strefy podgrzewania wstępnego i rozpuszczania.

W niniejszym przykładzie ilość węglowodorowego materiału wprowadzanego do strefy zgazowania wystarcza do wytworzenia gazu syntezowego w ilości pokrywającej zapotrzebowanie procesu na wodór, włącznie ze stratami procesowymi, oraz około 5% sumarycznego zapotrzebowania na energię, przez bezpośrednie spalanie w procesie. Pozostałość zapotrzebowania procesu na energię pokrywa się spalaniem lekkich gazowych węglowodorów lub węglowodorów cięższych, wytwarzanych w strefie upłynniania oraz energią elektryczną kupowaną ze źródeł zewnętrznych.

Stosowany jako materiał zasilający bitumiczny węgiel z Kentucky ma następujący skład:

% wagowych w przeliczeniu na substancję suchą:	
węgiel	— 71,5
wodór	— 5,1
siarka	— 3,2
azot	— 1,3

23

tlen	—	9,6
popiół	—	8,9
wilgoć	—	—

Poniżej zestawiono produkty strefy upłynniania. Z zestawienia wynika, że strefa upłynniania wytwarza produkty ciekłe i gazowe oraz zawierającą popiół pozostałość 454°C +. Głównym produktem procesu jest bezpopiołowy olej opałowy, zawierający 0,3% wagowych siarki, który może być użytkowany w elektrowniach i w instalacjach przemysłowych.

Produkty etapu uwodorniania (człon rozpuszczania). Wydajność w % wagowych suchego węgla:

gazy C ₁ —C ₄	—	16,2
węglowodory C ₅ do wrzących w 193°C	—	11,6
destylatowy olej opałowy (193—454°C)	—	31,6
stały, rozpuszczony węgiel 454°C+	—	17,7
nierozpuszczony materiał organiczny	—	5,4
materiał nieorganiczny	—	5,3
H ₂ S	—	2,1
CO + CO ₂	—	1,9
H ₂ O	—	7,8
NH ₃	—	0,9

suma 104,5

zużycie wodoru, % wagowych — 4,5

Produkty pozostałe do sprzedaży po pokryciu zapotrzebowania instalacji na paliwo:

węgiel zasilający (w przeliczeniu na substancję suchą)	—	27,2 × 10 ⁶ kg/doba
gaz sieciowy	—	0,66 × 10 ⁶ m ³ /doba
LPG	—	2 563 m ³ /doba
węglowodory frakcji naftowej	—	2 874 m ³ /doba
destylatowy olej opałowy	—	6 497 m ³ /doba

Bilans energii wprowadzonej, energii uzyskanej i sprawność cieplna zintegrowanego procesu przedstawiają się następująco:

Energia wprowadzona	kJ × 10⁶/doba
(węgiel 27,2 × 10 ⁶ kg/doba)	— 193 410 × 4.18
energia elektryczna (132 megawaty)*	— 7 900 × 4.18
suma	201 310 × 4.18

Energia uzyskana

gaz sieciowy ¹⁾	—	7 688 × 4.18
LPG	—	21 431 × 4.18
węglowodory frakcji naftowej	—	32 773 × 4.18
destylatowy olej opałowy	—	82 926 × 4.18
suma		144 818 × 4.18

Sprawność cieplna, % — 71,9

* przy założeniu sprawności cieplnej elektrowni 34%

¹⁾ 11 590 × 4.18 kJ/m³

Niniejszy przykład wykazuje, że przy prowadzeniu zintegrowanego procesu upłynnianie-zgazowywanie w taki sposób, że ilość materiału węglowodorowego przekazywanego ze strefy upłynniania do strefy zgazowania wystarcza do wytwarzania w generatorze zgazującym gazu syntezowego w ilości pokrywającej zapotrzebowanie procesu na wodór i pokrycie sumarycznego zapotrzebowania procesu na energię jedynie w 5% sprawność cieplna zintegrowanego procesu wynosi 71,9%.

Przykład II. Zintegrowany proces upłynnianie-zgazowywanie prowadzi się podobnie jak w przykładzie I i stosując jako zasilanie ten sam bitumiczny

24

węgiel z Kentucky, z tym, że węglowodorowy materiał jest przekazywany ze strefy upłynniania do strefy zgazowania w ilości umożliwiającej wytwarzanie w strefie zgazowania gazu syntezowego pokrywającego w całości zapotrzebowanie procesu na wodór oraz około 70% sumy zapotrzebowania procesu na energię, przez bezpośrednie spalanie tego gazu w procesie.

Produkty strefy upłynniania. Wydajność w % wagowych suchego węgla:

gazy C ₁ —C ₄	—	12,8
węglowodory C ₅ do wrzących w 193°C	—	9,9
destylatowy olej opałowy (193—454°C)	—	28,8
stały, rozpuszczony węgiel 454°C+	—	25,3
nierozpuszczony materiał organiczny	—	5,5
materiał nieorganiczny	—	9,3
H ₂ S	—	2,0
CO + CO ₂	—	1,8
H ₂ O	—	7,7
NH ₃	—	0,7

suma 103,8

zużycie wodoru, % wagowych — 3,8

Produkty pozostałe do sprzedaży po pokryciu zapotrzebowania instalacji na paliwo:

węgiel zasilający (w przeliczeniu na substancję suchą)	—	27,2 × 10 ⁶ kg/doba
gaz sieciowy	—	2,16 × 10 ⁶ m ³ /doba
LPG	—	2 026 m ³ /doba
węglowodory frakcji naftowej	—	2 874 m ³ /doba
destylatowy olej opałowy	—	5 921 m ³ /doba

Bilans energii wprowadzonej, energii uzyskanej i sprawność cieplna zintegrowanego procesu przedstawiają się następująco:

Energia wprowadzona	kJ × 10⁶/doba
węgiel (27,2 × 10 ⁶ kg/doba)	— 193 410 × 4.18
energia elektryczna (132 megawaty)	— 7 900 × 4.18
suma	201 310 × 4.18

Energia uzyskana

gaz sieciowy ¹⁾	—	25 364 × 4.18
LPG	—	16 933 × 4.18
węglowodory frakcji naftowej	—	27 970 × 4.18
destylatowy olej opałowy	—	75 579 × 4.18
suma		145 846 × 4.18

Sprawność cieplna, % — 72,4

¹⁾ 11 590 × 4.18 kJ/m³

Uzyskana w przykładzie II sprawność cieplna 72,4% jest wyższa od uzyskanej w przykładzie I (71,9%) o 0,5% (w obu przykładach jako zasilanie stosowano ten sam węgiel bitumiczny z Kentucky). Wyższa sprawność cieplna jest wynikiem zwiększonej produkcji gazu syntezowego w generatorze zgazującym, która w przykładzie I pokrywała całość zapotrzebowania procesu na wodór i 5% zapotrzebowania procesu na energię, a w przykładzie II całość zapotrzebowania na wodór i 70% zapotrzebowanie na energię.

Przykład III. Zintegrowany proces upłynnianie-zgazowywanie prowadzi się podobnie jak w przykładzie II i stosując zasilanie tym samym bitumicznym węglem z Kentucky, z tym, że całość nadmiaru

gazu syntezowego, po pokryciu zapotrzebowania procesu na wodór, jest metanizowana na sprzedaż. Całość zapotrzebowania procesu na paliwo jest pokrywana gazami C_1-C_2 wytworzonymi w etapie upłynniania.

Produkty strefy upłynniania. Wydajność w % wagowych węgla suchego:

gazy C_1-C_4	— 12,8
węglowodory C_2 do wrzących w $193^\circ C$	— 9,9
destylatowy olej opalowy ($193-454^\circ C$)	— 28,8
stały, rozpuszczony węgiel $454^\circ C+$	— 25,3
nierozpuszczony materiał organiczny	— 5,5
materiał nieorganiczny	— 9,3
H_2S	— 2,0
$CO+CO_2$	— 1,8
H_2O	— 7,7
NH_3	— 0,7
suma	103,8

zużycie wodoru, % wagowych — 3,8

Produkty pozostałe do sprzedaży po pokryciu zapotrzebowania instalacji na paliwo:

węgiel zasilający (w przeliczeniu na substancję suchą)	— $27,2 \times 10^6$ kg/doba
gaz sieciowy	— $2,21 \times 10^6$ m ³ /doba
LPG	— 2 026 m ³ /doba
węglowodory frakcji naftowej	— 2 453 m ³ /doba
destylatowy olej opalowy	— 5 921 m ³ /doba

Bilans energii wprowadzonej, energii uzyskanej i sprawność cieplna procesu przedstawiają się następująco:

Energia wprowadzona	$kJ \times 10^6$/doba
węgiel ($27,2 \times 10^6$ kg/doba)	— $193\,410 \times 4,18$
energia elektryczna (132 megawaty)	— $7\,900 \times 4,18$
suma	$201\,310 \times 4,18$

Energia uzyskana	
gaz sieciowy ¹⁾	— $20\,368 \times 4,18$
LPG	— $16\,933 \times 4,18$
węglowodory frakcji naftowej	— $27\,970 \times 4,18$
destylatowy olej opalowy	— $75\,579 \times 4,18$
suma	$140\,850 \times 4,18$

Sprawność cieplna, % — 70,0

¹⁾ $9\,205 \times 4,18$ kJ/m³

Podczas gdy w przykładach I i II, w których gaz syntezowy wytwarzano w ilości przekraczającej zapotrzebowanie procesu na wodór, a jego nadmiar stosowano bezpośrednio jako paliwo w procesie, uzyskano sprawność cieplną 71,9 i 72,4%, w przykładzie III sprawność cieplna wynosi jedynie 70,0%, co wykazuje, że uwodornianie nadmiaru gazu syntezowego do paliwa sprzedażnego, zamiast spalania tego nadmiaru bezpośrednio w instalacji, niekorzystnie wpływa na sprawność cieplną.

Przykład IV. Zintegrowany proces upłynnianie-zgazowywanie prowadzi się podobnie jak w przykładzie I, z tym, że jako zasilanie stosuje się węgiel bitumiczny z pokładu West Virginia Pittsburgh. Ilość materiału węglowodorowego przekazywanego ze strefy upłynniania do strefy zgazowania wystarcza do wytworzenia w strefie zgazowania gazu syntezowego w ilości pokrywającej całość zapotrzebowania procesu na wodór, włączając w to straty procesowe, oraz około 5% sumarycznego zapotrzebowania procesu na energię, przez bezpośrednie spalanie w procesie.

Skład węgla z pokładu West Virginia Pittsburgh (% wagowych w przeliczeniu na substancję suchą):

węgiel	— 67,4
wodór	— 4,6
siarka	— 4,2
azot	— 1,2
tlen	— 7,5
popiół	— 15,1

Produkty strefy upłynniania, wydajność w % wagowych węgla suchego:

gazy C_1-C_4	— 17,5
węglowodory C_2 do wrzących w $193^\circ C$	— 10,6
destylatowy olej opalowy ($193-454^\circ C$)	— 26,3
stały, rozpuszczony węgiel $454^\circ C+$	— 18,0
nierozpuszczony materiał organiczny	— 6,8
materiał nieorganiczny	— 15,1
H_2S	— 3,0
$CO+CO_2$	— 1,2
H_2O	— 5,7
NH_3	— 0,5
suma	104,7

zużycie wodoru, % wagowych — 4,7

produkty pozostałe do sprzedaży po pokryciu zapotrzebowania instalacji na paliwo:

węgiel zasilający (w przeliczeniu na substancję suchą)	— $27,2 \times 10^6$ kg/doba
gaz sieciowy	— $0,74 \times 10^6$ m ³ /doba
LPG	— 2 769 m ³ /doba
węglowodory frakcji naftowej	— 2 626 m ³ /doba
destylatowy olej opalowy	— 5 407 m ³ /doba

Bilans energii wprowadzonej, energii uzyskanej i sprawność cieplna zintegrowanego procesu przedstawiają się następująco:

Energia wprowadzona	$kJ \times 10^6$/doba
węgiel $27,2 \times 10^6$ kg/doba)	— $183\,525 \times 4,18$
energia elektryczna (132 megawaty)	— $7\,900 \times 4,18$
suma	$191\,425 \times 4,18$

Energia uzyskana	
gaz sieciowy	— $8\,611 \times 4,18$
LPG	— $23\,145 \times 4,18$
węglowodory frakcji naftowej	— $29\,948 \times 4,18$
destylatowy olej opalowy	— $69\,018 \times 4,18$
suma	$130\,722 \times 4,18$

Sprawność cieplna, % — 68,3

Przykład V. Zintegrowany proces upłynnianie-zgazowywanie prowadzi się podobnie jak w przykładzie IV i stosując ten sam węgiel bitumiczny z pokładu West Virginia Pittsburgh, z tym, że ilość węglowodorowego materiału przekazywanego ze strefy upłynniania do strefy zgazowania jest wystarczająca do wytworzenia gazu syntezowego w ilości pokrywającej całość zapotrzebowania procesu na wodór oraz około 37% zapotrzebowania procesu na energię, przez bezpośrednie spalanie w procesie.

Produkty strefy upłynniania. Wydajność w % wagowych suchego węgla:

gazy C_1-C_4	— 16,0
węglowodory C_2 do wrzących w $193^\circ C$	— 9,8
destylatowy olej opalowy ($193-454^\circ C$)	— 25,1

stały, rozpuszczony węgiel 454°C+	—	21,7
nierozpuszczony materiał or- ganiczny	—	6,5
materiał nieorganiczny	—	15,1
H ₂ S	—	2,9
CO+CO ₂	—	1,3
H ₂ O	—	5,4
NH ₃	—	0,4

suma 104,2

zużycie wodoru, % wagowych — 4,2

Produkty pozostałe do sprzedaży po pokryciu za-
potrzebowania instalacji na paliwo:

węgiel zasilający (w przeli- czeniu na substancję suchą)	—	27,2 × 10 ⁶ kg/doba
gaz sieciowy	—	1,83 × 10 ⁶ m ³ /doba
LPG	—	2 200 m ³ /doba
węglowodory frakcji naftowej	—	2 428 m ³ /doba
destylatowy olej opałowy	—	5 160 m ³ /doba

Bilans energii wprowadzonej, energii uzyskanej i
sprawność cieplna zintegrowanego procesu przedsta-
wiają się następująco:

Energia wprowadzona	kJ × 10⁶/doba
węgiel (27,2 × 10 ⁶ kg/doba)	— 183 525 × 4.18
energia elektryczna (132 me- gawaty)	— 7 900 × 4.18
suma	191 425 × 4.18

Energia uzyskana

gaz sieciowy	—	21 319 × 4.18
LPG	—	18 391 × 4.18
węglowodory frakcji naftowej	—	27 688 × 4.18
destylatowy olej opałowy	—	65 869 × 4.18
suma		133 267 × 4.18

Sprawność cieplna, % — 69,6

Sprawność cieplna uzyskana w przykładzie V jest o 1,3% wyższa od sprawności z przykładu IV, przy zasilaniu instalacji tym samym węglem. Wyższa sprawność cieplna w przykładzie V jest wynikiem doprowadzenia do generatora zgazowującego rozpuszczonego węgla 454°C+ w ilości pokrywającej całość zapotrzebowania procesu na wodór oraz 37% zapotrzebowania procesu na energię, przez bezpośrednie spalanie gazu syntezowego, a nie w ilości pokrywającej zapotrzebowanie procesu na wodór oraz jedynie 5% zapotrzebowania na energię.

Zastrzeżenia patentowe

1. Urządzenie do zintegrowanego upłynniania-zgazowywania węgla, w którym układ urządzeń do upłynniania węgla obejmuje reaktor do upłynniania doprowadzanego węgla w obecności wodoru, połączony z umieszczonym za nim rozdzielaczem para-ciecz, służącym do rozdzielania produktów upłynniania, to jest do oddzielania gazowych węglowodorów stanowiących produkt procesu od zawiesiny zawierającej ciekły produkt upłynniania węgla, normalnie stały produkt upłynniania węgla oraz pozostałość mineralną, przy czym układ ten obejmuje także urządzenie służące do zwracania części oddzielonej zawiesiny ponownie do urządzenia do upłynniania, jak również urządzenie do próżniowej destylacji nie zwracanej części zawiesiny, w celu zasadniczo całkowitego oddzielenia drogą destylacji próżniowej ciekłego produktu upłynniania węgla

od zawiesiny węglowodorowej pozostałej po destylacji próżniowej i zawierającej pozostałość mineralną i zasadniczo całą ilość normalnie stałego produktu upłynniania węgla, otrzymaną w procesie upłynniania, zaś drugi układ urządzenia, służący do utleniającego zgazowywania wraz z oddzielaniem żużla, obejmuje urządzenie do utleniającego zgazowywania substancji węglowodorowej zawartej w zawieszynie otrzymanej po próżniowej destylacji w układzie upłynniania, w celu wytwarzania gazu syntezowego z równoczesnym wytwarzaniem stopionego żużla, przy czym urządzenie to jest wyposażone w środki do usuwania żużla z dna tego urządzenia i układ do zgazowywania obejmuje również reaktor do konwersji, który służy do przemiany jednej części wytworzonego gazu syntezowego w gaz o dużej zawartości wodoru, przy czym reaktor do konwersji jest połączony przewodami z układem do upłynniania węgla i przewody te stanowią część pierwszego obwodu, w którym zawieszina podestylacyjna jest przetwarzana i wykorzystywana jako wodór w reaktorze do upłynniania węgla, **znamiennie tym, że obejmuje co najmniej jedną strefę urządzeń do spalania gazu syntezowego, wyposażoną w palniki do spalania tego gazu, a także obejmuje przewody gazu syntezowego, prowadzące od urządzenia do utleniającego zgazowywania do strefy urządzeń do spalania i służące do doprowadzania drugiej części gazu syntezowego do tych urządzeń do spalania jako paliwo dostarczające energii niezbędnej w całym urządzeniu, przy czym przewody do prowadzenia tej drugiej części gazu syntezowego stanowią część drugiego obwodu, służącego do przemiany drogą utleniania wspomnianej wyżej zawiesiny po destylacji próżniowej i wykorzystywania jako paliwa w zintegrowanym urządzeniu, w celu zwiększenia sprawności cieplnej tego urządzenia.**

2. Urządzenie do zintegrowanego upłynniania-zgazowywania węgla, w którym układ urządzeń do upłynniania węgla obejmuje reaktor do upłynniania doprowadzanego węgla w obecności wodoru, połączony z umieszczonym za nim rozdzielaczem para-ciecz, służącym do rozdzielania produktów upłynniania, to jest do oddzielania gazowych węglowodorów stanowiących produkt procesu, od zawiesiny zawierającej ciekły produkt upłynniania węgla, normalnie stały produkt upłynniania węgla oraz pozostałość mineralną, przy czym układ ten obejmuje także urządzenie służące do zwracania części oddzielonej zawiesiny ponownie do urządzenia do upłynniania, jak również urządzenie do próżniowej destylacji nie zwracanej części zawiesiny, w celu zasadniczo całkowitego oddzielenia drogą destylacji próżniowej ciekłego produktu upłynniania węgla od zawiesiny węglowodorowej pozostałej po destylacji próżniowej i zawierającej pozostałość mineralną i zasadniczo całą ilość normalnie stałego produktu upłynniania węgla, otrzymaną w procesie upłynniania, zaś drugi układ urządzenia, służący do utleniającego zgazowywania wraz z oddzielaniem żużla, obejmuje urządzenie do utleniającego zgazowywania substancji węglowodorowej zawartej w zawieszynie otrzymanej po próżniowej destylacji w układzie upłynniania, w celu wytwarzania gazu syntezowego z równoczesnym wytwarzaniem stopionego żużla, przy czym urządzenie to jest wyposażone w środki do usuwania żużla z dna tego urządzenia i układ do zgazowywania jest połączony przewodami z urządzeniem do

rozdzielania CO i H₂, służącym do przetwarzania co najmniej części wytwarzanego gazu syntezowego w gaz o dużej zawartości wodoru i w gaz o dużej zawartości tlenku węgla, przy czym przewidziane są przewody umożliwiające przesyłanie gazu o dużej zawartości wodoru do wspomnianego wyżej układu upłynniania węgla i przewody te stanowią część pierwszego obwodu, w którym zawieszona podestylacyjna jest przetwarzana i wykorzystywana jako wodór w reaktorze do upłynniania węgla, znamienne tym, że obejmuje co najmniej jedną strefę urządzeń do spalania tlenku węgla,

wyposażoną w palniki do spalania tlenku węgla jako paliwa dostarczającego energię dla całego urządzenia, przy czym przewody służące do przesyłania gazu o dużej zawartości tlenku węgla od urządzenia do rozdzielania CO i H₂ do strefy urządzeń do spalania tlenku węgla stanowią część drugiego obwodu, służącego do przemiany drogą utleniania wspomnianej wyżej zawiesziny po destylacji próżniowej i wykorzystywania jako paliwa w zintegrowanym urządzeniu, w celu zwiększenia sprawności cieplnej tego urządzenia.

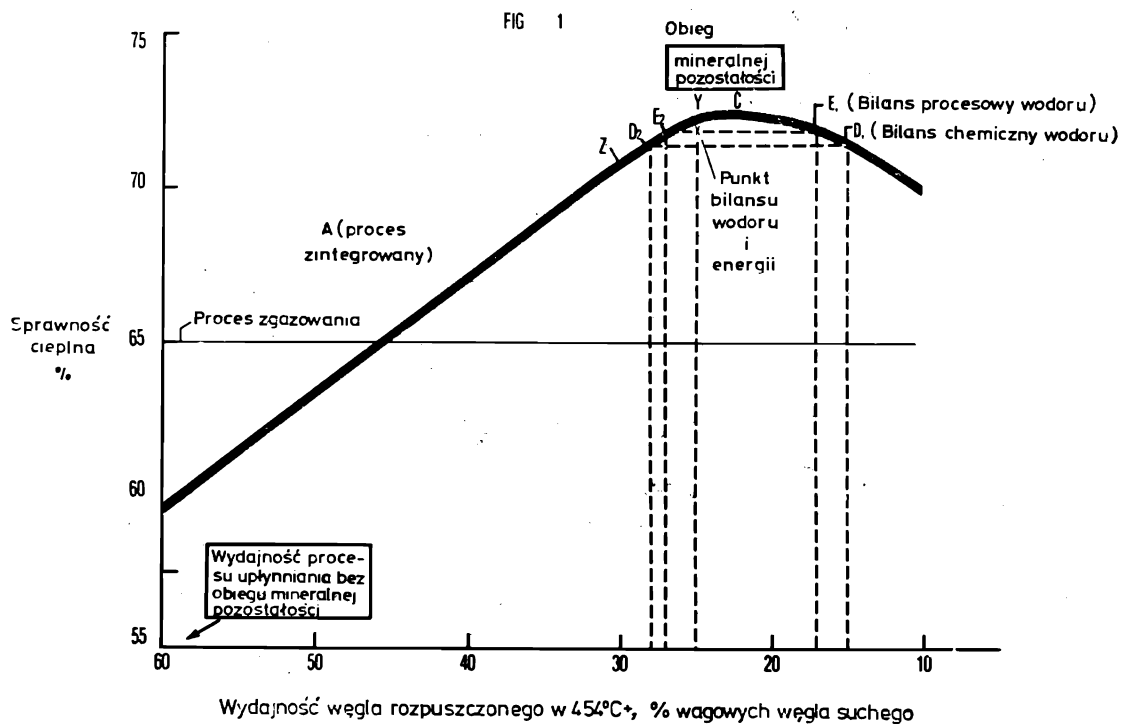


FIG 2

