



Patent dodatkowy
do patentu nr _____

Zgłoszono: 26.10.77 (P. 201754)

Pierwszeństwo: 30.11.76 Stany
Zjednoczone
Ameryki

Zgłoszenie ogłoszono: 05.06.78

Opis patentowy opublikowano: 15.09.1980

Int. Cl.² C10G 1/00

Twórcy wynalazku: John Angelo Paraskos, Herman Taylor, Huey Perry Malone

Uprawniony z patentu: Gulf Research and Development Company, Pittsburgh (Stany Zjednoczone Ameryki)

Sposób upłynniania węgla

1

Przedmiotem wynalazku jest sposób upłynniania węgla drogą konwersji surowego węgla zawierającego popiół na węgiel bezpopiołowy w obszarze niskich i wysokich temperatur.

Wynalazek niniejszy dotyczy upłynniania węgla, w którym stosuje się podgrzewacz rurowy o stosunkowo małym mieszaniu zwrotnym zasilany zawieszoną sproszkowanego węgla zasilającego w rozpuszczalniku. Temperatura każdej partii wsadu lub dodanej ilości zawiesiny, płynącej przez podgrzewacz wzrasta do maksimum przy wylocie z podgrzewacza. Za strefą podgrzewania znajduje się strefa rozpuszczania, pracująca w warunkach wywołujących mieszanie powrotne w celu utrzymania jak najbardziej równomierniej temperatury, wyższej niż maksymalna temperatura w strefie podgrzewania. Temperatura strefy rozpuszczania jest zwykle wyższa od maksymalnej temperatury podgrzewacza o co najmniej 5,5°C, a korzystnie co najmniej 27,8—55,5°C.

Konieczne jest utrzymywanie temperatury na wylocie podgrzewacza zwykle w granicach 377—427°C, korzystnie między 399—421°C. Podczas etapu podgrzewania lepkość każdej dodanej ilości zawiesiny zasilającej początkowo wzrasta, następnie maleje i wreszcie ma tendencję do ponownego wzrostu, jednak unika się znacznego końcowego wzrostu lepkości kończąc etap podgrzewania w granicach temperatury 377 do poniżej 427°C. Jeśli temperatura podgrzewacza przekroczy tę granicę,

2

następuje znaczny wzrost lepkości powodowany polimeryzacją rozpuszczonego węgla. Należy unikać takiej polimeryzacji, ponieważ w jej wyniku mógłby powstawać produkt o zwiększonej zawartości stosunkowo małowartościowego stałego węgla bezpopiołowego o wysokim ciężarze cząsteczkowym jak również nierozpuszczalne produkty węglowe kosztem bardziej wartościowych ciekłych produktów węglowych. Wpływ lepkości opisano w opisie patentowym Stanów Zjednoczonych Ameryki nr 3 341 447.

Ostatecznego wzrostu lepkości w podgrzewaczu unika się, przesyłając partię odcieku po przejściu przez podgrzewacz bezpośrednio do strefy rozpuszczania, utrzymywanej w zasadzie w jednakowej temperaturze wyższej od maksymalnej temperatury podgrzewacza. Temperatura w reaktorze do rozpuszczania wynosi zwykle 399—482°C, korzystnie 427—482°C. Różnica temperatur pomiędzy strefami podgrzewania i rozpuszczania może stanowić zakres temperatury, w którym może zachodzić niepożądana polimeryzacja węgla. W podwyższonej temperaturze w reaktorze do rozpuszczania zamiast wspomnianej poprzednio polimeryzacji węgla i wzrostu lepkości, występuje spadek lepkości, powodowany zmniejszaniem ciężaru cząsteczkowego w reakcjach hydrokrakowania. Jednak, aby reakcje hydrokrakowania przebiegały wydajnie w reaktorze do rozpuszczania stwierdzono, że konieczne jest ciśnienie wodoru w tym procesie wyno-

szące co najmniej 217, lub korzystnie co najmniej 245 kg/cm². Jeśli do wytwarzania wodoru w opisanym dalej procesie stosuje się tlenek węgla określenie „ciśnienie wodoru” odnosi się do ciśnienia wodoru plus tlenu węgla, ponieważ każdy mol tlenu węgla potencjalnie stanowi jeden mol wodoru. Przy niższych ciśnieniach wodoru w procesie stwierdzono, że podwyższona temperatura w urządzeniu do rozpuszczania według wynalazku w połączeniu z przedłużonym czasem przebywania wskazanym niżej powoduje nadmierne powstawanie koksu i tym samym sprzyja powstawaniu nierozpuszczalnych produktów węglowych kosztem ciekłych produktów węglowych. Dlatego, w etapie rozpuszczania według wynalazku, stosowaniu podwyższonej temperatury w granicach 393—482°C towarzyszy stosowanie ciśnienia wodoru /lub wodoru z tlenkiem węgla/ wynoszącego zwykle 217—350 kg/cm², a korzystnie 245—350 kg/cm².

Czas przebywania w strefie podgrzewania wynosi zwykle 2—20 minut, korzystnie 3—10 minut. Czas przebywania w strefie rozpuszczania jest dłuższy niż w strefie podgrzewania, aby zapewnić odpowiedni okres czasu dla zajścia reakcji termicznego hydrokrakingu. Wymagany jest zwykle czas przebywania w reaktorze do rozpuszczania wynoszący około 5—60 minut, korzystnie 10—45 minut. Użycie zewnętrznego podgrzewacza pozwala uniknąć tego, by strefa rozpuszczania spełniała funkcję podgrzewacza, co prowadzi do skrócenia czasu przebywania w strefie rozpuszczania, dzięki czemu następuje zmniejszenie ilości koksu występującego w strefie rozpuszczania. Hydrokraking i powstawanie koksu są reakcjami przebiegającymi równolegle w strefie rozpuszczania. Z tych dwóch reakcji reakcja hydrokrakowania przebiega szybciej i każde zbędne przedłużenie czasu przebywania w reaktorze do rozpuszczania będzie faworyzować wolniejsze reakcje tworzenia koksu w porównaniu do szybszych reakcji hydrokrakowania.

Wstępne reakcje solwatacji zachodzą pomiędzy rozpuszczalnikiem a węglem zasilającym w strefie podgrzewania i są uznawane za reakcje endotermiczne. W przeciwieństwie do tego, reakcje hydrokrakowania zachodzące w strefie rozpuszczania są znane jako egzotermiczne. Dlatego strefa podgrzewania wymaga doprowadzenia ciepła dla reakcji solwatacji i dla ogrzania masy materiału zasilającego, podczas gdy strefa rozpuszczania nie tylko zaspakaja własne zapotrzebowanie na ciepło, ale ponadto wytwarza nadmiar ciepła, które można przekazywać do strefy podgrzewania. Utrzymując wskazaną różnicę temperatury pomiędzy strefą podgrzewania a strefą rozpuszczania nadmiar ciepła dostępnego w strefie rozpuszczania występuje przy dostatecznie podwyższonej temperaturze, aby z korzyścią mógł dostarczać przynajmniej część ciepła potrzebnego w podgrzewaczu zapewniając układ zrównoważony cieplnie. W ten sposób współdziałanie strefy podgrzewania o stosunkowo niskiej temperaturze i strefy rozpuszczania o temperaturze stosunkowo wysokiej może zapewnić w procesie upłynniania węgla wykorzystanie powstające-

go ciepła, co nie było możliwe w procesach znanych.

Maksymalnie zmniejsza się ciśnienie odcieku z reaktora do rozpuszczania i przesyła się go do strefy destylacji, korzystnie do strefy destylacji pod zmniejszonym ciśnieniem, w celu usunięcia oddzielnych frakcji wierzchołkowych, stanowiących produkt upłynniania węgla, rozpuszczalnik zawierający do obiegu i stały węgiel bezpopiołowy. Frakcja denna może stanowić mieszaninę popiołu i pozostałość węglowodorową nie ulegającą destylacji.

W tablicy I podano wyniki prób, prowadzonych w celu zilustrowania korzystnego wpływu podwyższonej temperatury reaktora do rozpuszczania. W próbach tych zawieszono sproszkowanego węgla typu Big Horn i oleju antracenowego przepuszczano przez podgrzewacz rurowy połączony szeregowo z reaktorem do rozpuszczania. Niektóre pionowe sekcje reaktora do rozpuszczania były wypełnione przez obojętne ciała stałe otoczone porowatymi przegrodami jak przedstawiono w opisie patentowym Stanów Zjednoczonych Ameryki nr 3 957 619. Do reaktora do rozpuszczania nie dodawano z zewnątrz katalizatora. Ciepło doprowadzano do podgrzewacza, natomiast reaktor do rozpuszczania pracował adiabatywnie. Pomiedzy podgrzewaczem a reaktorem do rozpuszczania nie doprowadzano ciepła. Podwyższoną temperaturę osiągnęto dzięki egzotermicznym reakcjom hydrokrakowania przebiegających w reaktorze do rozpuszczania.

Węgiel Big Horn miał następujący skład:

Węgiel zasilający /bezwodny/

35	Węgiel	70,86% wag.
	Wodór	5,26% wag.
	Azot	1,26% wag.
	Tlen	19,00% wag.
	Siarka	0,56% wag.
40	Metale	3,06% wag.
	Popiół	6,51% wag.
	Siarka	0,32% wag.
	Tlen	3,12% wag.
	Metale	3,06% wag.
45	Wilgoć	21,00% wag.

W próbach uzyskano następujące wyniki.

Tablica I

50	Czas przebiegu próby /dni/	3,88	5,00	11,38
	Zawartość węgla MAF* / w zawieszinie, % wagowych	29,53	29,53	29,53
55	Szybkość doprowadzania węgla MAF* /, g/godzinę	1225,71	1101,42	1035,20
60	Temperatura na wylocie podgrzewacza, °C	378	379	387
65	Temperatura reaktora do rozpuszczania, °C	399	413	427

cd. tablicy I

Ciśnienie całkowite, Kg/cm ²	287	287	287
Ciśnienie cząstkowe H ₂ , Kg/cm ²	265	269	268
Węgiel, który nie uległ przemianie, % wagowy węgla MAF */	32,48	24,6	12,20
Chemiczne zużycie H ₂ , decymetrów ³ /kg węgla MAF */	341,96	468,42	749,10
Przemiana, % wa- gowy węgla MAF */			
Solwatacja	67,52	75,36	87,80
Hydrokraking /część węgla MAF */ przepro- wadzonego w produkt wrzący w temperaturze poniżej 415°C/ Odazotowanie, % wagowych	17,31	31,65	54,33
Usunięcie tlenu, % wagowych	4,78	6,31	21,32
	42,98	47,89	51,53

*/ MAF oznacza pozbawiony popiołu i wilgoci

Dane w tablicy I wskazują, że gdy temperatu-
ra rozpuszczania wzrasta etapami od 399 do 413
i 427°C, tak, że różnica temperatury pomiędzy
podgrzewaczem a reaktorem do rozpuszczania
wzrasta odpowiednio z 20 do 33 do 39°C, wów-
czas ilość rozpuszczonego węgla wzrasta odpo-
wiednio z 67,52 do 75,36 i 87,80% wagowych węgla
MAF, podczas gdy część węgla MAF ulegająca
przemianie w produkty o temperaturze wrzenia
poniżej 415°C wzrasta odpowiednio z 17,31 do
31,65 i 54,33% wagowych węgla MAF. Wyniki te
ilustrują istotne zalety zarówno jakościowe jak i
ilościowe produktu otrzymanego przez autogeniczne
zwiększenie różnicy temperatury pomiędzy eta-
pami procesu zachodzącymi w podgrzewaczu i re-
aktorze do rozpuszczania dzięki egzotermicznemu
reakcjiom hydrokrakowania zachodzącym w reak-
torze do rozpuszczania. Ze wzrostem temperatury
reaktora do rozpuszczania i różnicy temperatur
pomiędzy etapami procesu nie tylko korzystnie
wzrasta ilość i jakość produktu, lecz również ko-
rzystnie proces może stać się bardziej samowy-
starczalny pod względem pokrycia zapotrzebowania
na ciepło, przekazując do podgrzewacza wzra-
stającą z dużą wrażliwością ciepło wytworzone
autogenicznie w reaktorze do rozpuszczania. Jed-
nym ze środków uzyskania takiego przekazania
ciepła jest chłodzenie odcieku z reaktora do roz-
puszczania na drodze wymiany ciepła ze strumie-
niem zasilającym podgrzewacz. Wartą zanotowa-
nia cechą prób jest to, że wzrost temperatury
w reaktorze do rozpuszczania osiąga się bez do-
prowadzania dodatkowego ciepła do procesu za
wylotem z podgrzewacza.

Stopień hydrokrakowania zachodzącego w reak-

torze do rozpuszczania można dobierać regulując
temperaturę tego urządzenia. Stopień hydrokra-
kowania można zmniejszyć przez obniżenie tem-
peratury reaktora do rozpuszczania i obniżenie
takie może być konieczne gdy wydajność produk-
tów niskowrzących jest tak duża, że wydajność
produktów ciekłych o wyższej temperaturze wrze-
nia niż zakres temperatur wrzenia rozpuszczalnika
jest niewystarczająca, aby spełnić wszystkie wy-
magania procesu jeśli chodzi o rozpuszczalnik.
Jeśli jednak poza procesem dostępny jest tani olej
o zakresie temperatury wrzenia rozpuszczalnika,
może być ekonomiczne prowadzenie procesu w
reaktorze do rozpuszczania w temperaturze wyż-
szej, w celu uzyskania wysokiej wydajności war-
tościowych produktów niskowrzących, nawet gdy
wydajność cieczy wrzących w zakresie temperatur
wrzenia rozpuszczalnika jest niewystarczająca aby
spełnić zapotrzebowanie procesu na rozpuszczal-
nik. W miarę potrzeby, odciek z reaktora do roz-
puszczania może zaspokoić część zapotrzebowania
procesu na rozpuszczalnik, podczas gdy pozostałą
część rozpuszczalnika stanowi ciecz doprowadzana
z poza procesu. W opisanych poprzednio próbach
całkowite zapotrzebowanie procesu na rozpuszczal-
nik było zaspokajane z poza procesu.

Utrzymywanie temperatury reaktora do rozpusz-
czania wyższej od maksymalnej temperatury eta-
pu podgrzewania zgodnie z wynalazkiem jest mo-
żliwe do przeprowadzenia tylko w połączeniu z
podwyższonym ciśnieniem wodoru, stosowanym w
sposobie według wynalazku. Opis patentowy Sta-
nów Zjednoczonych Ameryki nr 3 892 654 podaje,
że temperatura reaktora do rozpuszczania powin-
na być niższa od temperatury podgrzewacza, po-
nieważ wyższe temperatury powodują tendencję do
obniżania zawartości w układzie węglowodorów
hydroaromatycznych i na skutek tego nie powodu-
ją powstawania niezbędnej ilości rozpuszczalnika
do zwracania do procesu, będącego donorem wo-
doru. Chociaż jednak próby opisane w tym opisie
patentowym prowadzono przy stosunkowo niskim
ciśnieniu, wysokie ciśnienia wodoru w sposobie
według wynalazku są wystarczające do przeciw-
działania wpływowi podwyższonych temperatur
tak, że w procesie może powstać dostateczna ilość
rozpuszczalnika będącego donorem wodoru pomi-
mo podwyższonej temperatury.

Chociaż podwyższona temperatura i podwyższo-
ne ciśnienie wodoru wywierają przeciwny wpływ
na wytwarzanie w reaktorze do rozpuszczania ma-
teriału hydroaromatycznego, mają one tendencję
do wykazywania podobnego działania jeśli chodzi
o hydrokraking. Jednakże, podczas gdy wzrost
temperatury wpływa wykładniczo na szybkość hy-
drokrakowania, wzrost ciśnienia wodoru wywiera
na szybkość hydrokrakowania tylko wpływ linio-
wy lub mniejszy. Ze wzrostem temperatury hydro-
krakowania wzrasta wykładniczo szybkość tworze-
nia się koksu. Wysokie ciśnienie wodoru wywiera
znaczący wpływ na szybkość tworzenia koksu. Wy-
sokie ciśnienie wodoru ma tendencję do hamowa-
nia powstawania koksu przez wymuszony udział
większej ilości wodoru w reakcji krakowania i
tym samym zwiększając wytwarzanie w dowolnej

danej temperaturze produktów ciekłych a nie stałych. Wytwarzanie stałych produktów z dużą wydajnością byłoby równoznaczne z tym, że reaktor do rozpuszczania pracowałoby jako urządzenie do wytwarzania koksu, działające z opóźnieniem, a nie jako urządzenie do hydrokrakingu. Dlatego, chociaż podwyższone ciśnienie wodoru nie wywiera wielkiego bezpośredniego wpływu na samą szybkość hydrokrakowania, wywiera ono znaczny wpływ na samą szybkość hydrokrakowania, wywiera ono znaczny wpływ na selektywność hydrokrakowania w dowolnej danej temperaturze, zwiększając wytwarzanie wartościowych produktów ciekłych a nie koksu.

Wysokie ciśnienie, stosowane w sposób według wynalazku i związane z tym uniknięcie znaczącego wytwarzania koksu jest szczególnie ważne, gdy dla przenoszenia ciepła do zawiesziny zasilającego węgla, wprowadzanej do podgrzewacza, używa się w odcieku z reaktora do rozpuszczania. Nie tylko wysokie ciśnienie wodoru zwiększa wytwarzanie ciekłych produktów, korzystniejsze od wytwarzania koksu, gdyż ciecz jest materiałem wydajnie przenoszącym ciepło, a koks jest produktem stałym i dlatego nie przenoszącym tak wydajnie ciepła, lecz także reakcje hydrokrakowania są wysoce egzotermiczne tak, że ciekły produkt zawiera znaczną ilość ciepła. W przeciwnym razie do tego niskie ciśnienie wodoru nie tylko umożliwiłoby zwiększenie powstawania koksu, które jest reakcją endotermiczną i które zastąpiłoby reakcją egzotermiczną przez reakcją endotermiczną, pozbawiając odciek z reaktora do rozpuszczania zawartego w nim ciepła, które w przeciwnym razie można by przekazać, ale również pozbawiłoby odciek z reaktora do rozpuszczania płynu przenoszącego ciepło, ponieważ część wytworzonej cieczy przenoszącej ciepło wytwarzanej na drodze hydrokrakingu uległaby konwersji na koks nie dający się przepompowywać do wymiennika ciepła, natomiast odkładający się bezwładnie w reaktorze do rozpuszczania.

W procesie, w którym przede wszystkim pożądanym jest wytwarzanie rozpuszczalnika hydroaromatycznego o wysokiej jakości nie zwracając uwagi na przeprowadzenie rozpuszczonego stałego węgla w ciekłe produkty z węgla, można stosować niższe temperatury urządzenia do rozpuszczania. Gdy jednak pożądanym jest przeprowadzenie rozpuszczonego stałego węgla w bardziej wartościowe ciekłe produkty z węgla, należy stosować wysoką temperaturę reaktora do rozpuszczania wraz z podwyższonym ciśnieniem wodoru. Wysoka temperatura reaktora do rozpuszczania jest szczególnie cenna, gdy rozpuszczalnik o wysokiej jakości jest dostępny co najmniej częściowo ze źródła poza procesem. Zaletą stosowania wysokiej temperatury reaktora do rozpuszczania, oprócz wytwarzania wartościowych produktów ciekłych z węgla, jest wspomnianą poprzednio dostępność ciepła uzyskiwanego dzięki podwyższeniu temperatury dla podgrzania strumienia płynącego przez podgrzewacz.

Sposób według wynalazku jest szczególnie przydatny dla stosowania taniego tlenku węgla i wodoru

jako substytutów wodoru, który jest znacznie droższy. Tlenek węgla i wodę przeprowadza się w dwutlenek węgla i wodór w procesie poprzez reakcję zmiany stosunku tlenku węgla i wodoru w gazie wodnym: $\text{CO} + \text{H}_2\text{O} = \text{CO}_2 + \text{H}_2$. Reakcja ta jest egzotermiczna a ciśnienie nie wpływa na stan równowagi, jednak niskie temperatury sprzyjają przebiegowi reakcji do końca. Niżej podano wartości stałych równowagi K_p w różnych temperaturach, gdzie $K_p = \text{PCO}_2 \cdot \text{PH}_2 / \text{PCO} \cdot \text{PH}_2\text{O}$.

Temperatura °C	K_p atmosfer
260	78,0
316	36,0
371	17,5
427	9,2
482	5,6
538	3,75

Powyższe dane wykazują, że wytwarzanie wodoru w reakcji zmiany stosunku tlenku węgla i wodoru w gazie wodnym jest zwiększone w stosunkowo niższych temperaturach. Z drugiej strony, figura 1 ilustruje dane dotyczące zużycia wodoru w reaktorze do rozpuszczania węgla przy różnych czasach przepływu i wskazuje, że w reaktorze do rozpuszczania węgla wodór jest zużywany znacznie szybciej w wysokich temperaturach.

Powyższe dane i figura 1 ilustrują szczególną wydajność uzyskiwaną dzięki zastosowaniu połączenia stosunkowo niskiej temperatury podgrzewacza i stosunkowo wysokiej temperatury reaktora do rozpuszczania, gdy wytwarza się wodór w reakcji zmiany stosunku tlenku węgla i wodoru w gazie wodnym. Dane te wskazują, że stan równowagi sprzyja powstawaniu wodoru w stosunkowo niskiej temperaturze reaktora do rozpuszczania, jednak figura 1 wskazuje, że wytworzony wodór jest zużywany znacznie szybciej w reakcjach hydrokrakingu/ w stosunkowo wysokiej temperaturze. Wskazana wysoka szybkość zużycia wodoru otrzymanego dzięki zastosowaniu wysokiej temperatury w reaktorze do rozpuszczania ma tendencję do zapobiegania odwrotnemu przebiegowi reakcji zmiany stosunku tlenku węgla i wodoru w gazie wodnym, co następowaloby zgodnie z powyższymi danymi dla K_p w wysokiej temperaturze, gdyby nie następowało zużywanie wodoru.

Dlatego, gdy do wytwarzania wodoru in situ stosuje się reakcję zmiany stosunku tlenku węgla i wodoru w gazie wodnym, stosunkowo niska temperatura strefy podgrzewania i stosunkowo wysoka temperatura strefy rozpuszczania działają w sposób wzajemnie od siebie zależny. Niższa temperatura w strefie podgrzewania sprzyja konwersji tlenku węgla i wody na wodór, podczas gdy następnie wyższa temperatura w strefie rozpuszczania wykazuje tendencję do zapobiegania odwrotnemu przebiegowi tej reakcji w procesie rozpuszczania przez zwiększenie szybkości zużywania wodoru, wywołaną reakcjami hydrokrakowania.

Używanie zaworu odpowietrzającego do niezależnego usuwania gazów ze strefy rozpuszczania

mogłoby również wywoływać wzajemne oddziaływanie na zapobieganie odwrotnemu przebiegowi reakcji zmieniającej stosunek tlenku węgla do wodoru w gazie wodnym. Odprowadzane gazy mogą zawierać gaz wodny i lekkie węglowodory, o temperaturach wrzenia do około 232°C. Ciągłe usuwanie gazów z reaktora do rozpuszczania tak, że gazy usuwa się ze strefy rozpuszczania szybciej niż ciecz powoduje szybkie chłodzenie nadmiaru gazów, niepożądane w przypadku reakcji hydrokrakowania, do temperatury bardziej korzystnej dla zachowania wytworzonego wodoru. W ten sposób istnieje tendencja do zapobiegania odwrócenia równowagi reakcji zmieniającej stosunek tlenku węgla do wodoru w gazie wodnym na drodze fizycznego usuwania produktu tej reakcji.

Schemat procesu według wynalazku przedstawiono na rysunku fig. 2. Jak pokazano na figurze 2, zawieszona sproszkowanego węgla zasilającego z wodą i zwracany lub uzupełniający rozpuszczalnik jest mieszana w przewodzie 10 z wodorem i/lub tlenkiem węgla, doprowadzanym przewodem 12 i przechodzi przez wymiennik ciepła 14 do podgrzewacza 16 o wymuszonym przepływie. Ciepło dostarczane jest do wymiennika ciepła 14 z gorącej cieczy stanowiącej odciek z reaktora do rozpuszczania, doprowadzanej przewodem 36. Ciepło do podgrzewacza 16 dostarcza się w dogodny sposób, taki jak płomień z dyszy palników olejowych 18. Czas przebywania zawiesziny w podgrzewaczu 16 wynosi 2—20 minut i odciek z podgrzewacza o temperaturze 377—427°C przepływa przewodem 20 do dolnej części komory 22 reaktora do rozpuszczania, pracującego w wysokiej temperaturze, która może pracować adiabaticznie pod wpływem egzotermicznych reakcji krakowania tak, że utrzymuje się temperaturę reaktora do rozpuszczania w granicach 404—482°C. Czas przebywania w reaktorze do rozpuszczania 22 wynosi 5—60 minut. Zawieszona ciał stałych, zawierających popiół ma tendencję do zagęszczania się na dnie reaktora do rozpuszczania 22 i przewodem 26 przechodzi do hydrocyklonu 28, w którym oddziela się popiół od cieczy. Popiół wyładowuje się przewodem 30, podczas gdy ciecz zwraca się do reaktora do rozpuszczania przewodem 32. W miarę potrzeby reaktor do rozpuszczania można ogrzewać lub chłodzić za pomocą gorącego lub zimnego wodoru, wtryskiwanego przewodem 34. Gazy ze strefy rozpuszczania można usuwać niezależnie przewodem 40 przez otwarcie zaworu 42. Odciek z reaktora do rozpuszczania zanim zostanie wyładowany przewodem 38 przechodzi przewodem 36 z pośrednią wymianą ciepła z zimną zawiesziną i wodorem w wymienniku 14, dostarczając część ciepła potrzebnego do ogrzania zawiesziny. Strumień w przewodzie 38 zawiera wodór, który można oczyścić i zwrócić do przewodu 12 oraz produkty ciekłe wrzące w zakresie temperatury wrzenia rozpuszczalnika, które można zwrócić do przewodu 10.

Zastrzeżenia patentowe

1. Sposób upłynniania węgla, pod ciśnieniem wodoru lub wodoru i tlenku węgla ponad 217 Kg/cm², **znamienny tym**, że przepuszcza się zawieszinę węgla zasilającego w rozpuszczalniku i wodór lub wodór i tlenek węgla przez rurową strefę podgrzewania, doprowadza się ciepło do tej strefy podgrzewania i ogrzewa się wymienioną zawiesziną do maksymalnej temperatury 377—427°C, przepuszcza się zawiesziną stanowiącą odciek ze wspomnianej strefy podgrzewania do egzotermicznej strefy rozpuszczania, w której utrzymuje się temperaturę co najmniej o 5,5°C wyższą od maksymalnej temperatury w strefie podgrzewania w granicach 399—482°C, przy czym stosuje się czas przebywania we wspomnianej strefie rozpuszczania dłuższy niż czas przebywania we wspomnianej strefie podgrzewania.
2. Sposób według zastrz. 1, **znamienny tym**, że stosuje się ciśnienie wodoru lub wodoru i tlenku węgla wyższe niż 245 Kg/cm².
3. Sposób według zastrz. 1, **znamienny tym**, że ze wspomnianej strefy rozpuszczania usuwa się strumień odcieku i chłodzi go przez przepuszczenie w warunkach wymiany cieplnej wspomnianą zawiesziną węgla zasilającego w rozpuszczalniku w celu osiągnięcia co najmniej w części doprowadzenia wspomnianego ciepła do wspomnianej zawiesziny węgiel zasilający rozpuszczalnik.
4. Sposób według zastrz. 1, **znamienny tym**, że w strefie rozpuszczania proces prowadzi się w warunkach pracy adiabaticznej bez doprowadzania ciepła z poza strefy podgrzewania.
5. Sposób według zastrz. 1, **znamienny tym**, że w reaktorze do rozpuszczania koryguje się temperaturę w celu regulowania ilości wytwarzanych produktów ciekłych wrzących w zakresie temperatury wrzenia rozpuszczalnika.
6. Sposób według zastrz. 1, **znamienny tym**, że jako rozpuszczalnik stosowany w procesie stosuje się ciecz dostarczaną z poza procesu.
7. Sposób według zastrz. 1, **znamienny tym**, że stosuje się czas przebywania we wspomnianej strefie podgrzewania 2—20 minut.
8. Sposób według zastrz. 1, **znamienny tym**, że stosuje się czas przebywania we wspomnianej strefie rozpuszczania 5—60 minut.
9. Sposób według zastrz. 1, **znamienny tym**, że odprowadza się niezależnie gazy ze wspomnianej strefy rozpuszczania.
10. Sposób według zastrz. 1, **znamienny tym**, że w strefie rozpuszczania stosuje się temperaturę co najmniej o 27,5°C wyższą od maksymalnej temperatury w strefie podgrzewania.
11. Sposób według zastrz. 1, **znamienny tym**, że w strefie rozpuszczania stosuje się temperaturę co najmniej o 55°C wyższą od maksymalnej temperatury w strefie podgrzewania.
12. Sposób według zastrz. 1, **znamienny tym**, że stosuje się maksymalną temperaturę strefy podgrzewania 399—421°C.

FIG. 1

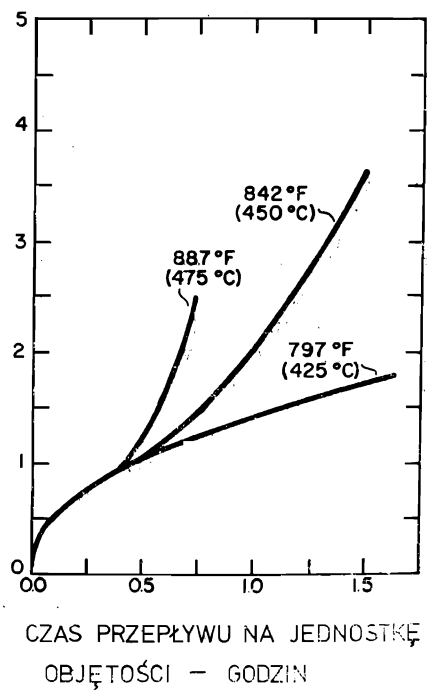


FIG. 2

