



Patent dodatkowy
do patentu _____

Zgłoszono: 19.I.1967 (P 118 579)

Pierwszeństwo: 21.I.1966 Włochy

Opublikowano: 10.XII.1973

KL. 12o,17/03

MKP C07c 127/04

UKD

Współtwórcy wynalazku: Emanuele Palmisano, Placido Scaglione

Właściciel patentu: Montecatini Edison S.p.A., Mediolan (Włochy)

Sposób wytwarzania mocznika z amoniaku i dwutlenku węgla

1

Przedmiotem wynalazku jest sposób wytwarzania mocznika z amoniaku i dwutlenku węgla w procesie o minimalnym zużyciu energii pary wodnej i/lub energii elektrycznej.

Znane metody syntezy mocznika polegają na tym, że jako związki wyjściowe stosuje się NH_3 i CO_2 , które wprowadza się do reaktora w stosunku stechiometrycznym lub niestechiometrycznym, a następnie prowadzi się rozkład karbaminianu amonu w warunkach równowagi na mocznik i wodę, przy czym przebieg tego procesu zależy od warunków reakcji (temperatury, ciśnienia, stosunku NH_3/CO_2 i $\text{H}_2\text{O}(\text{CO}_2)$). Mieszanina poreakcyjna opuszczająca reaktor zawiera zawsze różne ilości (w zależności od stanu równowagi) mocznika, wody, karbaminianu amonowego i ewentualnie nadmiaru tego reagentu, który wprowadzony był do reaktora w ilości większej niż ilość stechiometryczna.

Procesy syntezy mocznika można podzielić pod względem rodzaju i stopnia wykorzystania reagentów, w postaci żadanego produktu lub w postaci karbaminianu zawartego w mieszaninie opuszczającej reaktor (do innych procesów lub do tego samego procesu w reaktorze), na procesy o obiegu otwartym, procesy o obiegu częściowo zamkniętym i procesy o obiegu zamkniętym, przy czym za proces o obiegu zamkniętym uważa się za taki proces, w którym co najmniej 95% wyjściowego NH_3 zostaje przekształcone w mocznik.

W przypadku procesów o obiegu zamkniętym, do

2

reaktora wprowadza się amoniak i dwutlenek węgla w stosunku stechiometrycznym, przy stałej temperaturze i ciśnieniu w reaktorze, a przepływ mieszaniny obiegowej zależy od jej składu, można dowolnie regulować w dość szerokich granicach, określonych głównie rodzajem zastosowanego sprzętu.

Oddzielenia mieszaniny obiegowej od mocznika (który musi być odprowadzony z reaktora wraz z wytworzoną wodą) dokonuje się zawsze przez odpędzanie wolnych składników i rozłożenie wytworzonego karbaminianu pod wpływem stopniowego ogrzewania pod ciśnieniem obniżonym stopniowo do poziomu ciśnienia atmosferycznego.

Uzyskaną w ten sposób mieszaninę obiegową zawraca się do reaktora różnymi metodami i przy pomocy różnych urządzeń, ze względu jednak na trudności związane z zawracaniem do obiegu fazy gazowej, stałej lub w postaci zawiesiny, mieszaninę obiegową zawraca się głównie w postaci fazy ciekłej przez kondensację mieszaniny (przy czym tworzy się karbaminian) na drodze obniżania temperatury w jednym lub kilku etapach z zachowaniem odpowiedniego ciśnienia i temperatury.

Oczywistym jest, że zredukowanie zużycia energii cieplnej i mechanicznej można osiągnąć przez zredukowanie wielkości przepływu mieszaniny obiegowej drogą zwiększenia procentowej zawartości NH_3 i/lub obniżenia procentowej zawartości wody w tej mieszaninie; natomiast zredukowanie zużycia

energii cieplnej oraz wody chłodzącej osiąga się przez wykorzystanie ciepła kondensacyjnego mieszaniny obiegowej lub jego części do jednego lub kilku etapów odparowywania tej mieszaniny.

Oddzielne lub łączne zastosowanie dwóch wyżej wspomnianych metod redukowania zużycia energii cieplnej i mechanicznej i sposoby ich realizowania charakteryzują poniżej opisane przypadki zastosowania (ograniczone zasadniczo do pierwszego etapu odpędzania i kondensacji) opisanego ogólnego procesu.

W pierwszym przypadku pierwszy etap odpędzania i kondensacji przebiega pod tym samym ciśnieniem, znacznie niższym od ciśnienia stosowanego w procesie syntezy (na przykład 50 atm. przy ciśnieniu syntezy wynoszącym 200 atm.) i umożliwiającym rozłożenie karbaminianu w warunkach równowagi z gazami powstałymi w wyniku rozkładu tego związku; kondensacja przebiega w stosunkowo niskiej temperaturze, której dolną granicę stanowi temperatura krystalizacji mieszaniny obiegowej. Ciepła kondensacji nie można więc skutecznie odzyskać; redukowania wielkości przepływu mieszaniny obiegowej drogą procentowego zwiększenia w niej ilości NH_3 a zmniejszania ilości H_2O jest ograniczone ciśnieniem pary mieszaniny obiegowej w temperaturze kondensacji, przy czym nie może ono przekraczać wartości ciśnienia dopuszczalnego w pierwszym etapie odpędzania. Stosowanie kompresora pomiędzy wyparką a kondensatorem nie jest potrzebne, natomiast trzeba zastosować pompę pomiędzy kondensatorem a reaktorem.

W innym przypadku pierwszy etap odpędzania przebiega podobnie z tą różnicą, że przepływ pierwotny mieszaniny obiegowej jest podzielony na dwa równoległe strumienie, z których jeden jest strumieniem samego amoniaku. System ten pozwala na zredukowanie ogólnego przepływu mieszaniny obiegowej bez zwiększania ciśnienia w wyparce i kondensatorze pierwszego etapu, lecz równocześnie wymaga zastosowania aparatów do oddzielania, kondensowania i pompowania strumienia amoniaku.

W jeszcze innym przypadku pierwszy etap odpędzania i kondensacji przebiega podobnie z tą różnicą, że kondensacja przebiega w temperaturze o tyle wyższej, by ciepło tego procesu lub jego część można było wykorzystać drogą wymiany bezpośredniej w kondensatorze drugiego lub trzeciego etapu. System ten powoduje powstanie rozmaitych zależności pomiędzy warunkami reakcyjnymi różnych etapów procesu, co częściowo zmniejsza korzyści płynące z odzyskania ciepła kondensacji, zwłaszcza możliwości redukowania wielkości przepływu mieszaniny obiegowej jest znacznie bardziej ograniczona niż w pierwszym systemie ze względu na wyższą temperaturę kondensacji.

W innym przypadku odpędzanie w pierwszym etapie przebiega jak w pierwszym przypadku pod ciśnieniem znacznie niższym od ciśnienia stosowanego w procesie syntezy, pozwalającym na rozkład karbaminianu w warunkach równowagi z gazami powstałymi w wyniku rozkładu tego związku, podczas gdy kondensacja przebiega pod tym samym ciśnieniem, które stosuje się w procesie syntezy i w temperaturze na tyle wysokiej, by całe ciepło

można było wykorzystać do wytwarzania pary będącej źródłem potrzebnej energii cieplnej i mechanicznej. W związku z tym, pomiędzy wyparką i kondensatorem należy zastosować kompresor, natomiast nie jest potrzebna pompa pomiędzy kondensatorem i reaktorem, które mogą być skonstruowane jako jeden aparat.

Wysokie zużycie energii przez kompresor znacznie zmniejsza korzyści płynące z uzyskania wysokiej wydajności i odzyskania ciepła.

Ponadto odpędzanie i kondensacja w pierwszym etapie mogą przebiegać pod tym samym ciśnieniem, równym ciśnieniu stosowanemu podczas syntezy. Kondensacja przebiega w temperaturze tak wysokiej, by ciepło tego procesu można było wykorzystać do wytwarzania potrzebnej pary, lecz nie do odpędzania w pierwszym etapie.

Rozłożenie karbaminianu, niemożliwe w warunkach równowagi z gazami powstałymi w wyniku rozkładu tego związku, wymaga naruszenia równowagi przez wprowadzenie z zewnątrz do kolumny odpędowej dość silnego strumienia NH_3 lub CO_2 , który stanowi całość lub część strumienia któregoś z tych reagentów wyjściowych wprowadzonego do reakcji, na przykład jak w opisie patentowym No 47 118.

W tym przypadku kompresory czy pompy pomiędzy wyparką, kondensatorem i reaktorem, które mogą być skonstruowane jako jeden aparat, nie są potrzebne lub pracują tylko przy minimalnej różnicy ciśnień.

Wspólną cechą wszystkich opisanych wyżej systemów jest konieczność sprężania wyjściowych reagentów, czyli amoniaku i dwutlenku węgla, do poziomu ciśnienia potrzebnego w procesie syntezy.

We wszystkich znanych sposobach występuje ta niedogodność, że należy kontrolować temperaturę procesu syntezy, głównie przy równowagowym rozkładzie karbaminianu w celu otrzymania mocznika, przez doprowadzanie lub odbieranie ciepła za pomocą odpowiednich powierzchni wymiennych (płaszcz) reaktora lub przewodów wchodzących do reaktora, w zależności od bilansu cieplnego reaktora, który z kolei zależy od rodzaju procesu i warunków reakcji. Wspomniane powierzchnie wymienne, pracujące w niesprzyjających warunkach temperaturowych, ciśnieniowych i korozyjnych panujących w reaktorze, są szczególnie stosowane w przypadkach kondensacji, w których odzyskiwanie ciepła odbywa się pod ciśnieniem równym ciśnieniu stosowanemu podczas procesu syntezy.

Inną wadą wspólną wszystkim opisanym wyżej przykładom jest konieczność prowadzenia kondensacji pod ciśnieniem stosowanym w procesie syntezy w celu uzyskania równoczesnych korzyści wynikających ze zredukowania wielkości przepływu mieszaniny obiegowej i z odzyskania ciepła, co wywołuje niekorzystne skutki omówione wyżej, a w niektórych przypadkach konieczność sprężania gazów obiegowych.

Sposób według wynalazku eliminuje powyższe wady.

W sposobie według wynalazku syntezę mocznika z amoniaku i dwutlenku węgla prowadzi się w podwyższonej temperaturze i pod zwiększonym ciśnie-

niem a mieszaninę poreakcyjną kieruje się do kilkietapowych procesów odpędzania i kondensacji prowadzonych pod tym samym ciśnieniem, jednak niższym od ciśnienia syntezy. Po odpędzeniu z mieszaniny poreakcyjnej gazowych produktów i oddzieleniu ich od mocznika, poddaje się je procesowi kondensacji.

Cechą charakterystyczną sposobu według wynalazku jest to, że do reaktora syntezy mocznika, pracującego pod ciśnieniem 180—240 atm. wprowadza się tylko część CO_2 potrzebnego do syntezy zaś pozostała część CO_2 w ilości 25—50% całej ilości dostarczonego CO_2 kieruje się pod ciśnieniem 60—120 atm. do kondensatora pierwszego lub drugiego etapu, do którego wprowadza się również gazową mieszaninę, uzyskaną w procesie odpędzania, uwolnioną od mocznika i zawierającą nadmiar NH_3 w stosunku do ilości stechiometrycznej, po czym powstały w kondensatorze karbaminian zawraca się do reaktora syntezy mocznika, a ciepło tworzenia się karbaminianu i wyzwalające się ciepło kondensacji w wyniku skraplania się gazowej mieszaniny obiegowej i powstałego karbaminianu wykorzystuje się w następnych etapach odpędzania.

W procesie według wynalazku odpędzanie i kondensacja w pierwszym etapie odbywają się pod tym samym ciśnieniem, wynoszącym 60—120 atm., które jest znacznie niższe od ciśnienia stosowanego w procesie syntezy wynoszącego 180—240 atm.

Jak stwierdzono, ciśnienie to powoduje wystarczający rozkład karbaminianu amonowego znajdującego się w wyparce wraz z nadmiarem NH_3 w postaci mieszaniny obiegowej, a poza tym ciśnienie to wywołuje w kondensatorze kondensację stężonego roztworu zawierającego karbaminian amonowy i niewielką ilość wody. Karbaminian tworzy się przez połączenie mieszaniny poreakcyjnej zawierającej nadmiar NH_3 z wyjściową frakcją CO_2 wprowadzoną do kondensatora, wskutek czego następuje znaczne zredukowanie przepływu mieszaniny obiegowej zawierającej, jak wspomniano, dużą ilość NH_3 i niewiele H_2O . Stwierdzono również, że pod takim ciśnieniem kondensacja wspomnianego roztworu jest możliwa w temperaturze wystarczająco wysokiej by całe ciepło mogło być wykorzystywane do produkcji pary oraz, że uzyskana para wystarcza pod względem ilościowym i termicznym do pokrycia całego zapotrzebowania instalacji na ciepło (z wyjątkiem odpędzania w pierwszym etapie, lecz łącznie z odpędzaniem w drugim i trzecim etapie oraz z końcowym etapem stężania roztworu mocznika do 99,5%) bezpośrednio lub po termosprężeniu (stosunek sprężenia 1:1—1:2) z zastosowaniem pompy ssącej lub turbosprężarki napędzanej energią pary wodnej doprowadzonej z zewnątrz, a następnie wykorzystanej na przykład do odpędzania w pierwszym etapie.

W sposobie według wynalazku istnieje możliwość równoczesnego redukowania wielkości przepływu mieszaniny obiegowej drogą zwiększenia procentowej zawartości NH_3 i zmniejszania procentowej zawartości H_2O w tej mieszaninie i odzyskiwania ciepła kondensacji z pierwszego etapu oraz znacznej części ciepła powstałego przy tworzeniu się karbaminianu z wyjściowego CO_2 , co pozwala na maksy-

malne zredukowanie zużycia energii cieplnej i mechanicznej oraz zużycia wody chłodzącej.

W sposobie według wynalazku ani do regulowania temperatury w procesie syntezy ani do odzyskiwania ciepła nie trzeba stosować żadnego wymiennika cieplnego, który podlegałby niesprzyjającym warunkom temperaturowym, ciśnieniowym i korozyjnym panującym w reaktorze. Dzięki temu możliwe staje się uproszczenie instalacji i zmniejszenie kosztów produkcji oraz strat spowodowanych koniecznością konserwacji reaktora; możliwe jest również podwyższenie temperatury w procesie syntezy do wysokości korzystnej dla przekształcenia karbaminianu w mocznik, bez ograniczeń narzucanych przez niebezpieczeństwo spowodowania korozji wymiennika.

W sposobie według wynalazku nie trzeba stosować wysokociśnieniowej sprężarki do regulowania ciepła kondensacji mieszaniny obiegowej, zamiast której stosuje się sprężarkę pracującą pod niskim ciśnieniem i przy niskim stosunku sprężania pary wodnej. Dzięki temu możliwe staje się zmniejszenie kosztów instalacji i kosztów produkcji oraz strat spowodowanych koniecznością konserwacji sprężarki. Dzięki temu również, sposób według wynalazku można stosować w produkcji na dużą i niewielką skalę jako że zniesiona zostaje dolna granica przerobu urządzenia, związana z zastosowaniem sprężarek pracujących pod wysokim ciśnieniem i przy wysokim stosunku sprężenia.

W sposobie według wynalazku wprowadzoną do kondensatora w pierwszym lub ewentualnie drugim etapie wyjściową frakcję CO_2 stanowi pośrednia faza ze sprężarki doprowadzającej wyjściowy dwutlenek węgla, dzięki czemu uzyskuje się obniżenie zużycia energii, szczególnie znaczne w przypadku, gdy frakcja CO_2 lub jej część jest wprowadzana do kondensatora po pierwszym etapie, co jednak oczywiście zmniejsza ilość odzyskanego ciepła. Ciepło uzyskane w kondensatorze w pierwszym z kolejnych etapów syntezy stosuje się do wytworzenia pod ciśnieniem wyższym od atmosferycznego wynoszącym 3—4 atm. pary wodnej, którą po adiabatycznym sprężeniu do ciśnienia około 4,5—5,5 atm. kieruje się do procesu odpędzania. Do reaktora wprowadza się tylko część CO_2 potrzebnego do syntezy, pozostała część kieruje się pod ciśnieniem 60—120 atm. do kondensatora pierwszego lub drugiego etapu. Rozdzielanie i skraplanie prowadzi się pod tym samym ciśnieniem. W końcowym etapie stężania usuwa się wytworzoną wodę i otrzymuje roztopiony mocznik.

Ciepło, niesione przez mieszaninę obiegową, oraz wytworzone w czasie procesu kondensacji, odzyskuje się przy pomocy kondensatora pracującego pod ciśnieniem 60—120 atm. i w temperaturze 140—160°C.

Syntezę mocznika prowadzi się w takich warunkach, żeby stosunek dwutlenku węgla przekształconego w mocznik do całkowitej ilości dwutlenku węgla wyjściowego i obiegowego wynosił ponad 0,6, a stosunek ciepła odzyskanego i wykorzystanego w procesie do całkowitego zapotrzebowania ciepła w procesie był wyższy od 0,4.

Reaktor do prowadzenia syntezy mocznika nie posiada powierzchni wymiennych.

Przykład wykonania sposobu według wynalazku przedstawiono na załączonym rysunku.

Doprowadzony przewodem 1 NH_3 spręża się przy pomocy pompy 2 do ciśnienia stosowanego w procesie syntezy to jest 180—240 atm. Dwutlenek węgla, doprowadzany przewodem 4 w stosunku stechiometrycznym do NH_3 , zostaje wessany przy pomocy wielostopniowej sprężarki 5; około 1/3 ilości CO_2 doprowadzanej przewodem 4 kieruje się w przedostatnim etapie sprężania do przewodu 6, a pozostałą część spręża się w ostatnim etapie do ciśnienia syntezy w przewodzie 7.

Następnie NH_3 i CO_2 z przewodu 7 przechodzą do reaktora 8, w którym panuje ciśnienie 180—240 atm. i temperatura 180°—210°C. Z reaktora 8 mieszanina poreakcyjna poprzez zawór 9 przechodzi do odparowувача pierwszego etapu 10, pracującego pod ciśnieniem 60—120 atm., w którym kosztem ciepła kondensacyjnego pary w przewodzie 11, skroplonej w kondensatorze, większa część NH_3 i CO_2 nieprzekształcona w mocznik zostaje odparowana. Mieszanina ciekło-gazowa złożona z NH_3 i CO_2 przechodząc przewodem 13 zostaje rozdzielona w separatorze 14 na ciecz przeprowadzaną przewodem 15 i gaz przeprowadzany przewodem 16.

Ciecz przechodząca przez przewód 15 zostaje przesłana do drugiego i trzeciego etapu obiegowego, z których każdy składa się zasadniczo z wyparki, separatora i kondensatora gdzie zostaje rozdzielona na roztwór zawierający mocznik i wodę wytworzone z reagentów wyjściowych (który to roztwór następnie stęża się do 99,5% w celu wytworzenia mocznika krystalicznego) i roztwór zawierający NH_3 i CO_2 nieprzekształcone w mocznik, oraz nadmiar H_2O (który zawraca się do obiegu przewodem 17).

Gaz przechodzący przewodem 16 wraz z roztworem przechodzącym przez przewód 17 tworzą mieszaninę obiegową, którą wraz z frakcją dwutlenku węgla z przewodu zasilającego 6 wprowadza się do kondensatora 18 pierwszego etapu pracującego pod ciśnieniem 60—120 atm., w którym kosztem ciepła parowania kondensatu paru przechodzącej przewodem 19, mieszanina ta zostaje skroplona, a następnie sprężona w pompie 21 do ciśnienia syntezy i zawrócona do reaktora przewodem 22.

Wytworzona para pod ciśnieniem 3—4 atm. zostaje sprężona przy pomocy sprężarki 23 do ciśnienia około 4,5—5,5 atm. i doprowadzona przewodem 24 do wyparek drugiego i trzeciego etapu, gdzie traci swe ciepło tworząc ponownie kondensaty pary w przewodzie 19.

Sprężarka 23 jest napędzana turbiną 25, w której para z przewodu 26 doprowadzona z zewnątrz pod ciśnieniem 30—35 atm. rozpręża się w przewodzie 11 i oddaje swe ciepło wyparce 10 pierwszego etapu i po skropleniu zostaje odprowadzona przewodem 12.

Całkowite zużycie pary z zewnątrz określa jej dopływ przewodem 26, przy czym para ta zostaje całkowicie skroplona w urządzeniu 10 i odprowadzona przewodem 12; ciepło kondensatu z przewodu 12 można zastosować do podgrzania NH_3 doprowadzanego przewodem 3.

W zależności od poziomu cieplnego dostępnej pary, możliwe są inne rozwiązania konstrukcyjne urządzenia do otrzymywania mocznika sposobu według wynalazku z których jedną ilustruje fig. 2 na której znaczenie symboli jest takie samo jak podano wyżej, zaś podane objaśnienia pozostają takie same z następującymi zmianami.

Sprężarka 23 jest poruszana przy pomocy turbiny 25, w której para z przewodu 26 doprowadzana z zewnątrz pod ciśnieniem około 20 atm. rozpręża się do ciśnienia 4,5—5,5 atm. w przewodzie 24, skąd doprowadza się ją wraz z odzyskaną parą, sprężoną do tego samego ciśnienia przez sprężarkę 23, do odparowувача drugiego i trzeciego etapu oraz do miejsca końcowego stężenia mocznika do 99,5%, gdzie para ta traci swe ciepło przekształcając się w kondensat w przewodzie 19.

W tym systemie, całkowite zapotrzebowanie na parę z zewnątrz określa dopływ przewodem 26 i dopływ przewodem 11.

Zastrzeżenia patentowe

1. Sposób wytwarzania mocznika z amoniaku i dwutlenku węgla w podwyższonej temperaturze, pod zwiększonym ciśnieniem i następnego kierowania mieszaniny poreakcyjnej do kilkuetapowych procesów odpędzania i kondensacji prowadzonych pod tym samym ciśnieniem jednak niższym od ciśnienia syntezy, po odpędzeniu z mieszaniny poreakcyjnej gazowych produktów i oddzieleniu ich od mocznika, kierowania ich do procesu kondensacji **znamienny tym**, że do reaktora syntezy mocznika pracującego pod ciśnieniem 180—240 atm. wprowadza się tylko część CO_2 potrzebnego do syntezy, zaś pozostałą część CO_2 w ilości 25—50% całej ilości dostarczonego CO_2 kieruje się pod ciśnieniem 60—120 atm. do kondensatora pierwszego lub drugiego etapu, do którego wprowadza się również gazową mieszaninę uzyskaną w procesie odpędzania uwolnioną od mocznika i zawierającą nadmiar NH_3 w stosunku do ilości stechiometrycznej, po czym powstały w kondensatorze karbaminian zawraca się do reaktora syntezy mocznika a ciepło tworzenia się karbaminianu i wyzwalające się ciepło kondensacji w wyniku skraplania się gazowej mieszaniny obiegowej i powstałego karbaminianu wykorzystuje się w następnych etapach odpędzania.

2. Sposób według zastrz. 1, **znamienny tym**, że ciepło kondensacji wykorzystuje się do wytworzenia pod ciśnieniem wynoszącym 3—4 atm. pary wodnej, którą po adiabatycznym sprężeniu do ciśnienia 4,5—5,5 atm. kieruje się do procesu odparowywania.

3. Sposób według zastrz. 1, **znamienny tym**, że całe ciepło wytworzone w czasie procesu, to znaczy zarówno ciepło skraplania mieszaniny obiegowej i ciepło skraplania karbaminianu oraz ciepło wytworzone w czasie reakcji mieszaniny obiegowej z reagentami wyjściowymi odzyskuje się przy pomocy jednego kondensatora pracującego pod ciśnieniem 60—120 atm. i w temperaturze 140—160°C.

4. Sposób według zastrz. 1, **znamienny tym**, że pojemność cieplną całej ilości wytworzonej pary lub

jej części podnosi się przez jej adiabatyczne sprężenie lub przez termosprężenie kosztem energii rozprężania pary doprowadzonej z zewnątrz, której ciepło kondensacji wykorzystuje się do pokrycia innych potrzeb cieplnych procesu.

5. Sposób według zastrz. 4, **znamienny tym**, że ciepło kondensacji pary doprowadzanej z zewnątrz stosowanej jako energia napędowa przy termosprężaniu, wykorzystuje się następnie w pierwszym etapie odparowywania.

6. Sposób według zastrz. 1—5, **znamienny tym**,

że syntezę mocznika prowadzi się w reaktorze regulując temperaturę procesu wyłącznie ilością CO_2 wprowadzonego bezpośrednio do reaktora.

7. Sposób według zastrz. 1—6, **znamienny tym**, że syntezę mocznika prowadzi się w takich warunkach, żeby stosunek dwutlenku węgla przekształconego w mocznik do całkowitej ilości dwutlenku węgla, wyjściowego i obiegowego, wynosił ponad 0,6, a stosunek ciepła odzyskanego i wykorzystanego w procesie do całkowitego zapotrzebowania ciepła w procesie był wyższy od 0,4.

