

KÖZZÉTÉTELI PÉLDÁNY

6.17.9

75.282/DO

P0300106 192

KIVONAT

Eljárás és reaktor szén-monoxid előállítására

A találmány tárgya eljárás szén-monoxid előállítására hidrogén és szén-dioxid gázfázisban folyó fordított átalakítása útján, amelynek során metán képződését minimalizáljuk, ~~lazzal jellemezve, hogy a~~ reakciót 300-520°C hőmérsékleten, 10-40 bar nyomáson, horgany-oxid és dikróm-trioxid alapú, vasat nem tartalmazó katalizátor jelenlétében valósítjuk meg. Az eljárás, amelyet előnyös módon folyamatosan hajtunk végre, előnyös módon a következő lépésekből áll: a) hidrogénben és szén-dioxidban dús gázkeveréket készítünk, amelynek a hőmérséklete 300-520°C; b) ezt a gázkeveréket reagáltatjuk úgy, hogy 10 és 40 bar közötti nyomáson cink-oxid és dikróm-trioxid alapú katalizátort tartalmazó katalizátorágyon vezetjük át, és így szén-monoxidot és vízgőzt állítunk elő; c) a katalizátorágyból kilépő gázáramot lehűtjük, hogy a keletkezett vízgőz teljesen vagy részben kondenzálódjon; d) a kondenzálódott vizet elválasztjuk a gázáramtól; e) szükség esetén a gázáramban lévő szén-monoxid arányának növelése végett a kapott gázáramot előbb 300-520°C hőmérsékletre melegítve legalább egyszer ismét kezeljük úgy, hogy elvégezzük a fenti b)-d) lépést, és minden b) lépést külön katalizátorágyban végzünk.

(1. ábra) = felt. a

$$23 + 8 = 310.$$

2002.02.05

75.282/DO

P03.00106

KÖZZÉTÉTELI PÉLDÁNY

Eljárás és reaktor szén-monoxid előállítására

A találmány tárgya eljárás és reaktor szén-monoxid előállítására hidrogén és szén-dioxid gázfázisban folyó fordított átalakítása útján.

A hidrogén reakciója szén-dioxiddal megfelelő működési feltételek között víz és szén-monoxid keverékét eredményezi. Ez a reakció egyensúlyt hoz létre a különböző alkotóelemek között. Fém katalizátorokat alkalmaznak arra, hogy ezt az egyensúlyt a reaktorok elfogadható méretével kompatibilis idő alatt megközelítsék. Ismeretes a fém katalizátorok jelenlétében folyó működés, hogy az egyensúlyt szén-monoxid képződése felé tolják el.

Így az EP 737 647 számú és EP 742 172 számú szabadalmi irat réz-cink-oxid alapú katalizátorok vagy vas-króm alapú katalizátorok alkalmazását javasolja. Ezek a katalizátorok nem optimálisak, mert élettartamuk a hidrogénnek a szén-dioxiddal létrejövő fordított átalakulását megkönnyítő működési feltételek között nagyon korlátozott. Ezek a feltételek ugyanis magas hőmérsékletet és a víz kis parciális nyomását igénylik.

Az EP 737 647 számú és EP 742 172 számú szabadalmi irat részletesebben ismerteti egy olyan eljárást szén-monoxid előállítására, amely a következő lépésekből áll:

- gáz alakú metángáz katalitikus reformálása útján előállítják CO, CO₂ és hidrogén gáz alakú keverékét,

- miután a vizet környezeti hőmérsékleten eltávolították, a gázkeveréket reaktorban kezelik, amely tartalmaz egyrészt egy katalizátort, amely a CO₂ és a hidrogén re-



akciója révén lehetővé teszi a CO_2 átalakulását CO-dá, másrészt egy abszorbenst, amely lehetővé teszi a keletkezett víz *in situ* eltávolítását.

Részletesebben: a vizet úgy távolítják el, hogy elnyeleik egy abszorbensen, ami lehet szilícium-dioxid, alumínium-dioxid vagy egy zeolit.

Ennek az abszorbensnek az alkalmazása a víz eltávolítására szükségessé teszi a reaktor ciklikus működtetését. Ez a ciklus elnyelési, nyomáscsökkentési, regenerálási és nyomás alá helyezési fázisból áll.

A folytonos gyártáshoz legalább két reaktorra van szükség, és a folyamat hatékonyságának növeléséhez visszakeringtető eszközök kellenek.

A találmányunk elé kitűzött feladat a technika állása szerinti valamennyi hátrány kiküszöbölése, és olyan eljárás, amely szén-monoxid magas hőmérsékleten és a víz kis nyomásán folyó előállításához alkalmas katalizátort használ, és amelynek során a víz eltávolításához nincs szükség ciklikus elnyelési és regenerálási folyamatra.

Ezt a feladatot az eljárás tekintetében, amellyel a szén-monoxidot hidrogén és szén-dioxid gázfázisban folyó fordított átalakítása útján állítunk elő, a találmány értelmében úgy oldjuk meg, hogy a reakciót cink-oxid és dikróm-trioxid alapú, vasat nem tartalmazó katalizátor jelenlétében valósítjuk meg.

A cink-oxid (ZnO) és a dikróm-trioxid (Cr_2O_3) egyidejű jelenléte a katalizátorban a találmány szempontjából fontos ahhoz, hogy a szén-dioxid szén-monoxiddá való átalakulásának nagy legyen a reakciósebessége.

El kell kerülni, hogy a katalizátorban vas legyen, mert ez a fém elem elősegíti azokat a szekunder reakciókat, amelyek metánt és metanolt hoznak létre.

Emellett a katalizátor csak kis mennyiségű nikkelt tartalmaz. A katalizátor általában legfeljebb 2,5 tömeg%, előnyös módon legfeljebb 1,5 tömeg%, még előnyösebb módon legfeljebb 0,5 tömeg% nikkelt tartalmaz.

A találmány szerinti katalizátor nikkelt csak nyomokban tartalmaz, és még előnyösebb, ha egyáltalán nem tartalmaz nikkelt. A nikkel jelenléte ugyanis elősegíti a

szekunder metanizálási reakciót, amelynek során nem kívánt módon metán keletkezik.

A találmány egyik kiviteli alakjában a cink-oxid tömegének a dikróm-trioxid tömegéhez viszonyított aránya 1,5 és 4,5 között, előnyös módon 1,5 és 2,5 között van.

A találmány értelmében alkalmazható katalizátor például 50-90 tömeg%, előnyös módon 55-85 tömeg%, még előnyösebb módon 60-68 tömeg% cink-oxidot, 15-45 tömeg%, előnyös módon 20-40 tömeg%, még előnyösebb módon 30-36 tömeg% dikróm-trioxidot tartalmaz. A tömegszázalékokat a katalizátorban jelenlévő aktív anyagok teljes mennyiségéhez viszonyítva számítottuk.

A katalizátor aktív anyagai a fémozidok és általában a katalizátorban jelenlévő fém alkotóelemek.

A fenti jellemzőkkel rendelkező katalizátorokat az adott szakterületen járatos szakember hagyományos módszerekkel könnyen el tudja készíteni.

A találmány értelmében a katalizátor használható önmagában, vagy inert hordozóanyagban felitatra. A katalizátort előnyös módon önmagában, szemcsék vagy pelyhek alakjában használjuk, amelyeknek az egyenértékű átmérője általában 1 és 20 mm között, előnyös módon 5 és 10 mm között van.

Az egyenértékű átmérő egy olyan gömb átmérője, amelynek a felszíne a katalizátor-szemcse vagy -pelyhely felszínével egyenlő.

A hidrogént a szén-dioxiddal általában úgy reagáltatjuk, hogy az említett reageneket tartalmazó gázkeveréket 300-520°C, előnyös módon 300-500°C, még előnyösebb módon 300-450°C hőmérsékleten érintkeztetjük a katalizátorral. Megjegyezzük, hogy minél magasabb a reakcióhőmérséklet, annál nagyobb a szén-dioxid szén-monoxiddá való átalakulásának mértéke. A túl magas hőmérséklet azonban nem kívánatos, mert azzal a veszéllyel jár, hogy elősegíti a szekunder reakciókat és degradálja a katalizátort.

A találmány szerinti kezelt gázkeverék szén-dioxidban és hidrogénben dús gázkeverék. Nincs kizárva más gázok jelenléte ebben a keverékben, ha ezek a reakciót

nem vagy nagyon kissé zavarják. A kiinduló gázkeverék így tartalmazhat vízgőzt vagy metánt.

A találmány értelmében „szén-dioxidban és hidrogénben dús gázkeveréken” olyan gázkeveréket értünk, amelyben a hidrogén és a szén-dioxid a gázkeveréknek legalább 50 térfogat%-nyi, előnyös módon legalább 70 térfogat%-nyi, még előnyösebb módon legalább 90 térfogat%-nyi frakcióját képezi.

A találmány egyik különösen előnyös kiviteli alakjában a gázkeveréket lényegében gáz alakú szén-dioxid és gáz alakú hidrogén képezi.

A találmány szerinti eljárást előnyös módon hulladékgázként szén-dioxidot kibocsátó termelő egységben, például ammóniagyártó termelő egységben foganatosítjuk. A gáz alakú hidrogént csővezeték szállítja a helyszínre.

A találmány egy másik kiviteli alakja szerint a gázkeverék szénhidrogéneket gőzzel vagy oxigénnel reformáló termelő egységből származik.

A hidrogénnek a CO_2 -hoz viszonyított molaránya tág határok között, 0,01 és 100 között lehet. A találmány szerinti eljárás jó eredményeket szolgáltat 0,5 és 15 közötti molarány esetén, és különösen alkalmas 1 és 5 közötti molarány esetén.

A magasabb H_2/CO_2 arány eredménye a szén-dioxid szén-monoxiddá való átalakulásának nagyobb mértéke, de ekkor nő a felesleges H_2 elválasztásához és visszakeringtetéséhez szükséges, utánkapcsolt egység mérete.

A találmány szerinti eljárást előnyös módon folyamatosan valósítjuk meg, és a gázkeveréket átvezetjük legalább egy katalizátorágyon, amit a kondenzálódással létrejött víz kinyerése követ.

A találmány értelmében a működési nyomás 10 és 40 bar között, előnyös módon 15 és 25 bar között van, például 20 bar.

A gyakorlatban a működési nyomást a katalizátorágy után, a katalizátorágyból kilépő gázkeverék kezelésére és tisztítására szolgáló berendezésektől és egységektől függően határozzuk meg és optimáljuk.

Az adott szakterületen járatos szakember egyébként a katalizátor szükséges mennyiségét a gázkeverék katalizátorágyba időegység alatt belépő mennyiségéhez adaptálja.

A katalizátorágyba belépő gázkeverék óránkénti térfogatsebessége a katalizátorágyban lévő katalizátor egy köbméterére vonatkoztatva 3000 és 9000 Nm³/óra, előnyös módon 4000 és 7000 Nm³/óra, még előnyösebb módon 4000 és 6000 Nm³/óra lehet.

A találmányban 1 Nm³ egy köbméter térfogatot jelent normális hőmérséklet- és nyomásfeltételek között.

A katalizátorágyból kilépő gázkeverék vízgőzt, szén-monoxidot, és – minthogy a H₂ reakciója a CO₂-dal egyensúlyi reakció – nem reagált szén-dioxidot és hidrogént tartalmaz.

A legjobb átalakítási hozamokat akkor kapjuk, ha a keletkezett vízgőzt a reakciókeverékből keletkezése mértékében folyamatosan eltávolítjuk.

A víz eltávolítása ugyanis lehetővé teszi az átalakulási egyensúly eltolását CO képződése felé:



Amikor a víz *in situ* eltávolítása szükségessé teszi a berendezések ciklikus működését, akkor előnyös a szakaszos eljárás, amely szerint a vizet egyszer távolítjuk el, amikor kilépett a katalizátorágyból.

A keletkezett víz eltávolítása után a gázáram dúsítható szén-monoxiddal úgy, hogy 300-520°C hőmérsékletre melegítjük, majd újból érintkeztetjük a katalizátorral.

Ha az után, hogy gázkeverékből eltávolítottuk a vizet, a gázkeverékre katalizátor jelenlétében újból alkalmas reakcióhőmérséklet hat, akkor a szén-dioxid további része alakul át szén-monoxiddá azzal, hogy a reakció új egyensúlyi állapotba megy át.

Így a találmány szerinti eljárásnak két előnyös fogantatási módját különböztetjük meg.

Az első változat (A változat) szerint az eljárást folyamatosan, a következő lépésekben valósítjuk meg: hidrogénben és szén-dioxidban dús gázkeveréket készítünk, amelynek a hőmérséklete $300-520^{\circ}\text{C}$; ezt a gázkeveréket reagáltatjuk úgy, hogy cink-oxid és dikróm-trioxid alapú katalizátort tartalmazó katalizátorágyon vezetjük át 10 és 40 bar közötti nyomáson, és így szén-monoxidot és vizet állítunk elő; eközben a vízgőzt a reakciókeverékből keletkezése mértékében folyamatosan eltávolítjuk, és így a katalizátorágy kimenetén szén-monoxidban dús gázáramot kapunk.

A második változat (B változat) szerint az eljárást folyamatosan, a következő lépésekben valósítjuk meg:

a) hidrogénben és szén-dioxidban dús gázkeveréket készítünk, amelynek a hőmérséklete $300-520^{\circ}\text{C}$; majd

b) ezt a gázkeveréket reagáltatjuk úgy, hogy cink-oxid és dikróm-trioxid alapú katalizátort tartalmazó katalizátorágyon vezetjük át 10 és 40 bar közötti nyomáson, és így szén-monoxidot és vízgőzt állítunk elő;

c) a katalizátorágyból kilépő gázáramot lehűtjük, hogy a keletkezett vízgőz teljesen vagy részben kondenzálódjon;

d) a kondenzálódott vizet elválasztjuk a gázáramtól;

e) szükség esetén a gázáramban lévő szén-monoxid arányának növelése végett a kapott gázáramot előbb $300-520^{\circ}\text{C}$ hőmérsékletre melegítve legalább egyszer ismét kezeljük úgy, hogy elvégezzük a fenti b)-d) lépést, és ennek során minden b) lépést előnyös módon külön katalizátorágyban végzünk.

A c) lépésben kívánatos a keletkezett víz nagyobb részének, előnyös módon legalább 80 %-ának, például legalább 90 %-ának a kondenzálása.

A gázáramot ebben a lépésben általában környezeti hőmérsékletre hűtjük le.

Egy változat szerint a c) lépésben a kondenzált víz részaránya úgy növelhető,

hogy a hőmérsékletet fagyasztó egységgel csökkentjük.

Az a) lépésben vagy külön-külön melegítjük a hidrogénben dús gázáramot és a szén-dioxidban dús gázáramot és ezek keverékét használjuk, vagy a hidrogénben dús és a szén-dioxidban dús gázkeveréket melegítjük.

A gázáramokat és gázkeverékeket az a) lépésben és esetleg a gázáramokat az e) lépésben előnyös módon úgy melegítjük 300-520°C-ra, hogy visszanyerjük a későbbi hűtés során fejlődött hőt és külső fűtő eszközt alkalmazunk.

A hőt például a c) lépés során vagy a c) lépést követő lépés során nyerjük vissza.

A találmány egyik előnyös kiviteli alakjában az eljárás így a következő lépésekből áll:

a) hidrogénben és szén-dioxidban dús gázkeveréket készítünk, amelynek a hőmérséklete 300-520°C; ezt a hőmérsékletet egy későbbi hűtési lépés során fejlődött hő visszanyerése és külső hőforrással végzett hőcsere útján hozzuk létre,

b) ezt a gázkeveréket reagáltatjuk úgy, hogy cink-oxid és dikróm-trioxid alapú katalizátort tartalmazó katalizátorágyon vezetjük át 10 és 40 bar közötti nyomáson, és így szén-monoxidot és vízgőzt állítunk elő;

c) a katalizátorágyból kilépő gázáramot az a) lépés bekövetkező hőleadás és külső hidegforrással végzett hőcsere útján lehűtjük környezeti hőmérsékletre, hogy a keletkezett vízgőz teljesen vagy részben kondenzálódjon;

d) a kondenzálódott vizet elválasztjuk a gázáramtól;

e) szükség esetén a kilépő gázáramban lévő szén-monoxid arányának növelése végett a kapott gázáramot előbb 300-520°C hőmérsékletre melegítve legalább egyszer ismét kezeljük úgy, hogy elvégezzük a fenti b)-d) lépést, és ennek során minden b) lépést előnyös módon külön katalizátorágyban végzünk.

Az e) lépés választható lépés. Ennek a lépésnek a során a kilépő gázáramot egyszer vagy többször, előnyös módon 1-4-szer ismét kezeljük úgy, hogy ismételten

elvégezzük egy melegítést 300-520°C hőmérsékletre, amit a b)-d) lépés követ.

A találmány egyik előnyös kiviteli alakjában az előmelegítést 300-520°C hőmérsékletre a következő, c) lépésben fejlődött hő és külső hőforrással folyó hőcsere útján végezzük.

A kiegészítő kezelés minden lépésében (300-520°C hőmérsékletre melegítés lépése, majd a b)-d) lépés egymás utáni végrehajtása) növeljük a CO₂ átalakulásának mértékét, és ugyanannyi CO előállításához csökkentjük a gázáram időegység alatt kezelendő mennyiségét. A kívánt átalakulási arány a folyamat végén kapott gázkeverék tervezett felhasználásától függ.

A találmány szerinti eljárás folyamatos megvalósítása végett a második kiviteli alakban (B változat) mindegyik új b) lépésben az előzőtől különálló, tehát a kezelő sorban utána következő katalizátorágyat alkalmazunk.

A találmány egyik különösen előnyös kiviteli alakjában a találmány szerinti eljárást folyamatosan valósítjuk meg úgy, hogy a gázkeveréket legalább két, sorba kapcsolt katalizátorágyon vezetjük át, és a keletkezett vizet környezeti hőmérsékleten egyszerű kondenzálás útján nyerjük vissza.

A végső felhasználástól függően az adott szakterületen járatos szakember kialakítja a legjobb kompromisszumot az átalakítási mértékek, az alkalmazandó berendezések száma és mérete, valamint a működtetés teljes költsége között, és ennek megfelelően határozza meg az újratezelési lépések optimális számát.

A katalitikus reaktor kétféleképpen működhet:

a) a működtetés első, adiabatikus típusa esetén a gázkeveréket reagálás végett a katalizátorágyba való bevezetése előtt felmelegítjük; minthogy a szén-dioxid reakciója a hidrogénnel endoterm, ezért a katalizátorágyból kilépő gázáram hőmérséklete alacsonyabb a belépő gázkeverék hőmérsékleténél;

b) a működtetés másik, nem adiabatikus típusa esetén a gázkeverékkel a katalizátorágyon való átvezetésekor közöljük a hőmérsékletének növeléséhez és az endo-

term folyamatban felhasznált hő pótlásához szükséges hőt úgy, hogy a katalizátorágyat külső hőforrással melegítjük; ebben az esetben a katalizátorágyból kilépő gázáram hőmérséklete magasabb, mint az előzős esetben, és a szén-dioxid átalakulása nagyobb mértékű.

Az előállított gázkeverék a működtetés típusától függetlenül a szén-monoxidon kívül tartalmaz nem reagált szén-dioxidot és hidrogént, valamint keletkezett gőzt.

A találmány egyik különösen előnyös kiviteli alakjában az eljárásnak van egy további lépése, mégpedig a folyamat végén kinyert gázáram végső kezelése, amelynek során az előállított szén-monoxidot elválasztjuk, vagy szén-monoxid és hidrogén keverékét választjuk el. Ehhez csatlakozik a CO_2 és a hidrogénfelesleg visszakeringtetésének lépése.

Találmányunkat annak példaképpeni kiviteli alakjai kapcsán ismertetjük részletebben ábráink és példáink segítségével.

Az ábrákon a találmány szerinti eljárás fogatosítási módjai láthatók, de a találmány nyilvánvalóan nem korlátozódik ezekre. Az adott szakterületen járatos szakember például kombinálhatja a két vagy több fogatosítási módnál szereplő kezelési és visszakeringtetési technikákat. Az ábrák közül az

1. ábra a találmány szerinti, a fentiekben leírt eljárás fogatosítására szolgáló, egylépcsős berendezés, amelyben a katalizátorágy nem adiabatikusan működik, vázlatosan ábrázolva, a

2. ábra a találmány szerinti eljárás fogatosítására szolgáló, kétlépcsős berendezés, amelyben az első katalizátorágyból kilépő gázáram melegítés után egy második katalizátorágyba jut, és a vizet eltávolítjuk; ebben a fogatosítási módban a katalizátorágyak adiabatikusan működnek, a

3. ábra a találmány szerinti, a fentiekben leírt eljárás fogatosítására szolgáló, háromlépcsős berendezés, amelyben az e) lépés két ismételt kezelési lépésből áll; ebben a berendezésben mindegyik katalizátorágy adiabatikusan működik, a

4. ábra a találmány szerinti eljárás fogantatására szolgáló reaktor metszete, amely reaktorban a víz keletkezése mértékében választjuk el a reakciókeveréktől, az

5-13. ábrán működési diagramok láthatók, amelyek a szén-monoxidot vagy szén-monoxid és hidrogén keverékét elválasztó, találmány szerinti eljárás előnyös fogantatási módjait ábrázolják.

Az 1. ábra szerinti berendezés tartalmaz egy 31 kemencét, egy 35 hőcserélőt, egy 36 hűtőkondenzátort, egy 37 szeparátort és az éghető gázokban egy 40 hővisszanyerő berendezést. A 31 kemencében egy vagy több 32 katalizátorágyat tartalmazó hőcserélő van elhelyezve, amelyek a hőt konvekció vagy sugárzás útján egy vagy több 33 és 34 égőben folyó égés révén kapják.

Működés közben a szén-dioxidot és hidrogént tartalmazó gázkeverék a 38 vezetéken át jut a 35 hőcserélőhöz. A 35 hőcserélőből kilépő gáz a 39 vezetéken a 40 hővisszanyerő berendezésbe jut, ahol 422°C hőmérsékletre melegszik fel. A 40 hővisszanyerő berendezés a 41 vezetékebe torkollik, amely a 32 katalizátorágyat táplálja. A 32 katalizátorágyat folyamatosan melegíti a 33 és 34 égő, és a 32 katalizátorágy 25 bar nyomáson van tartva. A 32 katalizátorágyból kilépő gázkeverék hőmérséklete 475°C . Ez a gázkeverék a 42 vezetéken a 35 hőcserélőbe jut, ahol lehűl, majd a 43 vezetéken kering a 36 hűtőkondenzátorig, ahonnan a 44 vezeték a 37 szeparátorba vezet. A kondenzált vizet a 45 vezeték üríti ki, míg a gázkeverék kinyerésére a 46 vezeték szolgál.

A gázkeverékek összetételét molszázalékban a berendezés egyes pontjain az alábbi 1. táblázat tartalmazza.

1. táblázat

A keverék összetevői	„38”	„42”	„46”
CO		13,38	15,39
CO ₂	33,33	19,95	22,95
H ₂	66,67	53,29	61,32
H ₂ O		13,38	0,34

A 2. ábrán látható berendezés két, katalizátorágyakkal ellátott 51 és 52 reaktort, egy 55 előmelegítő kemencét, egy 50 hőcserélőt, egy 53 hűtőkondenzátort és egy 54 szeparátort tartalmaz.

Egy 57 vezeték a gázkeveréket az 50 hőcserélőbe vezeti, ahol 422°C-ra melegszik fel. Ezt a gázkeveréket az 58 vezetékben az 51 reaktorhoz keringtetjük és átvezetjük egy nem ábrázolt katalizátorágyon, amellyel az 51 reaktor el van látva. A gázkeverék innen 355°C hőmérsékleten lép ki. Ennek a műveletnek a folyamán a katalizátorágyat 25 bar nyomáson tartjuk. Az 59 vezeték lehetővé teszi a gázkeverék szállítását az 51 reaktor és az 55 előmelegítő kemencében elhelyezett 56 előmelegítő készülék között. Az 56 előmelegítő készülék a 60 vezetékbe torkollik, amely az 52 reaktorhoz csatlakozik. Az 52 reaktort 25 bar nyomáson tartjuk. A 60 vezetékben keringő gázkeverék hőmérséklete 523°C. Miután a gázkeverék átment az 52 reaktor katalizátorágyán és a hőmérséklete 475°C-ra csökkent, a 61 vezetékben az 50 hőcserélőbe jut. A gázkeverék az 50 hőcserélőben lehűl, és onnan kilépve a 62 vezeték az 53 hűtőkondenzátorba, majd a 63 vezeték az 54 szeparátorba vezeti. A kondenzálódott vizet az 54 szeparátorból a 64 vezeték üríti ki, és a maradó gáz 35°C hőmérsékleten a 65 vezetékben áll rendelkezésre.

A gázkeverékek összetételét mólszázalékban a berendezés egyes pontjain az alábbi 2. táblázat tartalmazza.

2. táblázat

A keverék összetevői	„57”	„59”	„61”	„65”
CO		8,64	13,38	15,39
CO ₂	33,33	24,69	19,95	22,95
H ₂	66,67	58,03	53,29	61,32
H ₂ O		8,64	13,38	0,34

A 3. ábrán a találmány egyik előnyös kiviteli alakja látható. Ez lényegében három, 1.1, 1.2 és 1.3 adiabatikus reaktorból, három, 2.1, 2.2 és 2.3 hőcserélőből, három, 3.1, 3.2 és 3.3 hűtőkondenzátorból, három, 4.1, 4.2 és 4.3 szeparátorból, valamint az egy vagy több égővel ellátott 5 előmelegítő kemencébe helyezett 8, 16 és 24 előmelegítő készülékből áll.

Az 1.1, 1.2 és 1.3 adiabatikus reaktor el van látva egy-egy nem ábrázolt katalizátorággal, amelyeket ZnO és Cr₂O₃ alapú, vasmentes katalizátor képez.

Mindegyik 1.1, 1.2 és 1.3 adiabatikus reaktor körülbelül 25 bar nyomáson működik.

A hidrogénből és szén-dioxidból álló kiinduló gázkeverék a 6 vezetéken át táplálja a 2.3 hőcserélőt, amelyben előmelegszi 420°C-ra, majd a 7 vezetéken át az 5 előmelegítő kemencében elhelyezett 8 előmelegítő készülékbe jut. 515°C-ra előmelegedve ezután a 9 vezetéken át az 1.1 adiabatikus reaktort táplálja. A keverék, miután átment a reaktorban a katalizátoron, a kilépéskor 435°C-os. A 10 vezetéken át belép a 2.1 hőcserélőbe, hőjének egy részét itt leadja, majd a 11 vezetéken át a 3.1 hűtőkondenzátorba jut és abban lehűl.

A 3.1 hűtőkondenzátorból körülbelül 35°C-on kilépő, kétfázisú keveréket a 12 vezeték a 4.1 szeparátorba vezet. A 4.1 szeparátorból a kondenzálódott vizet a 13 ve-

zeték üríti ki, míg a 14 vezetékben a gázfázis rendelkezésre áll egy új kezelési lépéshez.

A 4.1 szeparátor kimenetén rendelkezésre álló, hidrogénből, szén-dioxidból, szén-monoxidból és vízből álló gázkeverék a 14 vezetéken át a 2.1 hőcserélőt táplálja, ahol 390°C-ra előmelegszik, majd a 15 vezetéken át az 5 előmelegítő kemencében elhelyezett 16 előmelegítő készülékbe jut. Itt 520°C-ra előmelegítve a 17 vezetéken át az 1.2 adiabatikus reaktort táplálja. A keverék hőmérséklete a kilépéskor, mikor átment a reaktorban a katalizátoron, 460°C. A 18 vezetéken át belép a 2.2 hőcserélőbe, hőjének egy részét leadja, majd a 19 vezetéken át belép a 3.2 hűtőkondenzátorba és ott lehűl.

A 3.2 hűtőkondenzátorból körülbelül 35°C-on kilépő kétfázisú keveréket a 20 vezeték a 4.2 szeparátorba vezeti. A kondenzálódott vizet a 4.2 szeparátorból a 21 vezeték üríti ki, míg a 22 vezetékben a gázfázis rendelkezésre áll egy új kezelési lépéshez.

A 4.2 szeparátor kimenetén rendelkezésre álló, hidrogénből, szén-dioxidból, szén-monoxidból és vízből álló gázkeverék a 22 vezetéken át a 2.2 hőcserélőt táplálja, ahol 410°C-ra előmelegszik, majd a 23 vezetéken át az 5 előmelegítő kemencében elhelyezett 24 előmelegítő készülékbe jut. Itt 510°C-ra előmelegítve a 25 vezetéken át az 1.3 adiabatikus reaktort táplálja. A keverék hőmérséklete a kilépéskor, mikor átment a reaktorban a katalizátoron, 465°C. A 26 vezetéken át belép a 2.3 hőcserélőbe, hőjének egy részét leadja, majd a 27 vezetéken át belép a 3.3 hűtőkondenzátorba és ott lehűl.

A 3.3 hűtőkondenzátorból körülbelül 35°C-on kilépő kétfázisú keveréket a 28 vezeték a 4.3 szeparátorba vezeti. A kondenzálódott vizet a 4.3 szeparátorból a 29 vezeték üríti ki, míg a 30 vezetékben a gázfázis rendelkezésre áll egy új kezelési lépéshez.

A 3. ábrán látható berendezés optimálva van, amennyiben mindegyik, 2.1, 2.2 és 2.3 hőcserélő az 1.1, 1.2 és 1.3 adiabatikus reaktorból kilépő gázáramok lehűlésekor disszipált hőenergiát használja fel a 4.1, 4.2 és 4.3 szeparátor kimenetén kinyert gázáramok melegítésére.

A gázkeverékek összetételét mólszázalékban a berendezés egyes pontjain az

alábbi 3. táblázat tartalmazza.

3. táblázat

A keverék összetevői	„6”	„10”	„18”	„26”	„30”
CO		10,71	18,81	24,96	26,22
CO ₂	33,33	22,62	18,40	14,99	15,74
H ₂	66,67	55,96	55,60	54,94	57,70
H ₂ O		10,71	7,19	5,11	0,34

A 4. ábra a találmány szerinti eljárás fogatosítására szolgáló 69 reaktor vázlatos metszete. Az eljárás lépéseit, a gázkeverék kezelését 300-502°C hőmérsékleten, ZnO-Cr₂O₃ katalizátor jelenlétében, és a keletkezett víz eltávolítását ebben az esetben együtt hajtjuk végre.

A 69 reaktort függőleges tengelyű 70 zárt edény képezi, amelyet 71 külső köpeny zár magába. Az edény teljes hosszában van egy 72 hűtő készülék, amelyben hűtőfolyadék kering. A 70 zárt edény belsejében 73 katalizátorágy van, amely ZnO és Cr₂O₃ alapú, vasmentes katalizátort tartalmaz. A henger alakú 73 katalizátorágy a 69 reaktor belsejében, ennek függőleges tengelye mentén van elhelyezve, és felső, valamint alsó részén egy 74, illetőleg 75 rács, továbbá az egész oldalfelületén egy vízgőzt áteresztő 76 hőszigetelő anyagú réteg választja el az edény többi részétől.

A reaktor tengelyének hosszában, a katalizátorágyon belül elhelyezett 77 hőcserélő, amelyben hőhordozó közeg kering, szolgáltatja a 71 külső köpenynél bekövetkező hőveszteségek pótlására szükséges hőt és az endoterm reakcióhoz szükséges hőt.

A 69 reaktor tengelyének hosszában elhelyezett 77 hőcserélő, amelyben hőhordozó közeg kering, részben átmegy a 73 katalizátorágyon. Részletesebben: a 77 hőcserélő (csőkígyó) átmegy a kettős 71 külső köpeny felső végén, majd a 75 rácson, és

a 73 katalizátorágyba torkollik, amelyen átmegy. A 77 hőcserélő átmegy a katalizátorágy alsó végén lévő 74 rácson, majd a kettős 71 külső köpeny alsó végén.

A 69 reaktor tartalmaz ezen kívül egy gázbetápláló 78 tápvezetékét, amely a katalizátorágy középtengelyének hosszában átmegy a kettős 71 külső köpenyen. A 78 tápvezeték oldalfalai kúp alakban szétnyílnak a 75 rács felett, hogy a betáplált gázt elosszák a katalizátorágy teljes keresztmetszetére. A reaktor tartalmaz továbbá a gázkeverék kiürítésére egy 79 vezetékét, amely közvetlenül a katalizátorágy alsó végénél lévő 74 rács alatt indul ki, átmegy a kettős 71 külső köpeny alsó végén. A 79 vezeték alakja pontosan szimmetrikus a 78 tápvezeték alakjával.

A 76 hőszigetelő anyagú réteg és a kettős 71 külső köpeny 80 gyűrű alakú teret határol, amely a keletkezett víz kinyerésére szolgál. A 80 gyűrű alakú tér alsó végén vizet kiürítő 81 vezeték megy át a kettős 71 külső köpenyen.

A gyártás során a 69 reaktort a 78 tápvezetéken át folyamatosan tápláljuk hidrogén és szén-dioxid alapú gázkeverékkel. A gázkeverék a 73 katalizátorágyban kering, ahol reagál, mivel a katalizátorágyat a 77 hőcserélő állandóan 300-502°C hőmérsékleten tartja és a nyomás 10-40 bar.

A katalizátorágy oldalfelületénél keletkezett vízgőz átmegy a 76 hőszigetelő anyagú rétegen és a kettős 71 külső köpeny belső felületén kondenzálódik. A katalizátorágy függőleges tengelyére merőleges, radiális irányban a vízgőz parciális nyomásának gradiense van. A parciális nyomás ezen gradiensenek hatására a katalizátorágyon belül képződött vízgőz eljut a 80 gyűrű alakú térbe, ahol kondenzálódik. Az így keletkezett vizet keletkezése mértékében kiürítjük.

A 79 vezeték útján kinyert gáz így gyakorlatilag megszabadul a reakció alatt keletkezett vízgőztől.

Ennek a különleges foganatosítási módnak a megvalósításához az adott szakterületen járatos szakember kifejleszthet egy különleges hőszigetelő, a vízgőzt áteresztő anyagot, vagy a technika állása szerinti rendelkezésre álló, alkalmas anyagokat hasz-



nálhatja.

Az 5. ábrán szén-monoxidot és esetleg hidrogént előállító termelő egység működésének vázlata látható. Ez a termelő egység tartalmaz egy 82 modul H_2 , CO és CO_2 keverékének előállítására, egy 83 modul az előállított CO mennyiségének a találmány szerinti eljárás révén való növelésére, valamint egy 84 modul a) H_2 -ben dús áram, b) CO_2 -ben dús áram és c) CO-ban dús áram szétválasztására PSA eljárással.

Részletesebben: a 82 modul szénhidrogéneket gőzzel, oxigénnel vagy CO_2 -vel reformáló készülék képezi, és a 83 modul 10 és 40 bar közötti nyomáson üzemeltetjük.

A H_2 -ben dús áramot részben visszakeringtetjük a 85 kompresszorhoz, a 83 modulba. A felesleget kiürítjük a 86 egységbe. Egy változat szerint a 83 modulban kapott összes hidrogént kiürítjük.

A CO_2 -ben dús áramot, amely H_2 -t és CO-t is tartalmaz, fűtő gázként használjuk a 82 modulban. Egy másik változat szerint fűtő gázként használjuk a 83 modulban.

A CO-ban dús áramot kiürítjük a 86 egységből.

A 6. ábrán látható 88 egység tartalmaz egy CO-előállító 83 modul, egy 84 PSA-modul és egy 87 széndioxid-kompresszort.

Ez a 88 egység nagyon hasonlít az előzőhöz, de olyan helyszínen, például ammóniát szintetizáló egységnél van felállítva, ahol kisnyomású CO_2 áll rendelkezésre. A 88 egységet független egység táplálja hidrogénnel, elsősorban csővezetéken át.

A 83 modul hidrogénnel közvetlenül egy csővezeték, szén-dioxiddal a 87 széndioxid-kompresszor táplálja.

Az a) és b) áramot a 83 modul bemenetén a 87 széndioxid-kompresszor a rendelkezésre álló sűrítési fokozatokat a legjobban kihasználva visszakeringteti.

Egy másik változat szerint a b) áram egészét vagy egy részét fűtő gázként használjuk fel a 83 modulban.

A 7. ábrán látható egy 90 egység működésének vázlata. A 90 egység tartalmaz egy CO-előállító 83 modul, egy szelektív-membrános 89 áteresztő modul, egy 84

PSA-modult és egy 87 széndioxid-kompresszort.

A 83 modulból kilépő gázkeveréket először a 89 áteresztő modulban kezeljük. A 89 áteresztő modul szelektív membránokat tartalmaz a b) permeátumban lévő H_2 nagyobb részének kinyerésére. A membránon maradt maradékot a 84 PSA-modulban kezeljük, és a CO -ban dús c) áramot állítunk elő.

A 89 áteresztő modulból származó a) áramot és a 84 PSA-modulból származó, CO_2 -ben dús d) áramot a 87 széndioxid-kompresszor visszakeringteti, a CO_2 -vel az egységet táplálva.

Egy változat szerint a d) áram egészét vagy egy részét a 83 modulban fűtő gázként használjuk.

A 8. ábrán szén-monoxidot, valamint hidrogén és szén-monoxid keverékét előállító 93 egység működésének vázlata látható. A 93 egység tartalmaz egy CO -előállító 83 modult, egy 89 áteresztő modult, egy 87 széndioxid-kompresszort, egy a szén-dioxidot folyékony fázisban elnyelő 91 modult, valamint egy kriogén szárító és elválasztó 92 modult. Ugyanúgy, mint az előző esetben, a 83 modulból származó hidrogén egy részét a 89 áteresztő modulban szelektív áteresztés révén elválasztjuk. A membrános modul b) maradékanyagait ezután a 91 modulban kezeljük, ahol a szén-dioxidot folyékony fázisban elnyelve eltávolítjuk. A c) dekarbonizált gáz ekkor lényegében hidrogént és szén-monoxidot tartalmazó keverék, amelyben a H_2/CO arányt az ipari szükségletnek megfelelően határozzuk meg és a 89 áteresztő modullal vezéreljük. Ennek a keveréknek egy része (vagy az egész keverék) képezi ekkor a 93 egység termékét. A másik részt a 92 modulban kezeljük d) CO -ban dús frakció előállítása végett.

A 89 áteresztő modulból származó permeátumot, a 91 modulból származó, CO_2 -ben dús áramot az oldószer regenerálása után, a 92 modulból származó, CO -ban és H_2 -ben dús maradékanyagot a CO_2 -vel táplált 87 széndioxid-kompresszor újrakeringteti a 83 modul felé.

Egy másik változat szerint az e) áram egészét vagy egy részét a 83 modulban

fűtő gázként használjuk.

A 9. ábrán szén-monoxidot előállító 94 egység működésének vázlata látható. A 94 egység tartalmaz egy CO-előállító 83 modult, egy 91 áteresztő modult folyékony fázisú CO₂ elnyelésére, valamint egy kriogén szárító és elválasztó 92 modult. A 83 modulból származó egész keveréket a 91 modulban kezeljük, az a) dekarbonált gázt a 92 modulban kezeljük. Ez a modul e) CO-ban dús frakciót állít elő, amit az egységből ki lehet üríteni.

A 91 modulból származó, CO₂-ben dús gázt, a c) H₂-ben dús gázt és a 92 modulból származó, H₂-ben és CO-ban dús maradék gázt a CO₂-vel táplált 87 széndioxid-kompresszor a 83 modulba táplálja.

Egy másik változat szerint a d) áram egészét vagy egy részét a 83 modulban fűtő gázként használhatjuk.

A 10. ábrán H₂ és CO keverékét előállító 94 egység látható. A 94 egység tartalmaz egy CO-előállító 83 modult, egy 91 áteresztő modult folyékony fázisú CO₂ elnyelésére, egy 87 széndioxid-kompresszort és egy 89 áteresztő modult.

A 83 modulból származó keveréket a 91 modulban kezeljük és a b) dekarbonizált gázt a 89 áteresztő modulban kezeljük, amely lényegében hidrogént és szén-monoxidot tartalmazó keveréket állít elő. Ebben a keverékben a H₂/CO arányt az ipari szükségletnek megfelelően határozzuk meg.

A 91 modulból származó, a) CO₂-ben dús áramot és a 89 áteresztő modulból származó, d) H₂-ben dús áramot a 87 széndioxid-kompresszor a 83 modulba táplálja.

A 11. ábrán H₂ és CO keverékét előállító 98 egység látható. A 98 egység tartalmaz egy CO-előállító 83 modult, egy 91 áteresztő modult folyékony fázisú CO₂ elnyelésére, egy 87 széndioxid-kompresszort, két, 89 és 96 áteresztő modult és egy 97 kompresszort.

Ugyanúgy, mint az előző esetben, a 83, 91, 89 és 87 modul lehetővé teszi hidrogén és szén-monoxid olyan keverékének előállítását, amelyben a H₂/CO arány az ipari

szükségletnek megfelel, de ezen kívül ennek a keveréknek egy részét a járulékos 96 áteresztő modulban kezeljük CO-ban dús frakció előállítására végett. Ennek a membránnak az e) permeátuma hidrogén és szén-monoxid keveréke, amit a 97 kompresszor a 89 áteresztő modul bemenetére keringtet.

A következő példa még jobban szemlélteti a találmányt.

MEGVALÓSÍTÁSI PÉLDA

Körülbelül 1200 órás kísérletet végeztünk az alábbi összetételű katalizátorral:

ZnO 77,5 tömeg%

Cr₂O₃ 21,3 tömeg%

NiO 1,2 tömeg%.

A katalizátorágyat a következő összetételű gázkeverékkel tápláltuk:

H₂ 74,2 térfogat%

CO₂ 24,7 térfogat%

CO 1,0 térfogat%

H₂O 0,1 térfogat%.

A katalitikus reakciót 20 bar nyomáson, 430°C közepes hőmérsékleten végeztük.

A reaktorból kilépő gáz összetétele a következő volt:

H₂ 71,3 térfogat%

CO₂ 15,8 térfogat%

CO 12,1 térfogat%

H₂O 0,8 térfogat%.

A CO₂ átalakulási aránya így 40 %.

SZABADALMI IGÉNYPONTOK

1. Eljárás szén-monoxid előállítására hidrogén és szén-dioxid gázfázisban folyó fordított átalakítása útján, amelynek során metán képződését minimalizáljuk, azzal jellemezve, hogy a reakciót 300-520°C hőmérsékleten, 10-40 bar nyomáson, horgany-oxid és dikróm-trioxid alapú, vasat nem tartalmazó katalizátor jelenlétében valósítjuk meg.

2. Az 1. igénypont szerinti eljárás, azzal jellemezve, hogy a katalizátor legfeljebb 2,5 tömeg% nikkelt tartalmaz.

3. Az 1. vagy 2. igénypont szerinti eljárás, azzal jellemezve, hogy a cink-oxid tömegének a dikróm-trioxid tömegéhez viszonyított aránya 1,5 és 4,5 között, előnyös módon 1,5 és 2,5 között van.

4. Az 1-3. igénypontok bármelyike szerinti eljárás, azzal jellemezve, hogy folyamatosan valósítjuk meg, és van egy lépése, amelynek során a hidrogénben és szén-dioxidban dús gázkeveréket 300-520°C hőmérsékleten egy katalizátorágyon vezetjük át, amely a találmány szerinti katalizátort tartalmaz.

5. A 4. igénypont szerinti eljárás, azzal jellemezve, hogy a hidrogénnek a CO₂-hoz viszonyított molaránya 0,5 és 15 között van.

6. Az 1-5. igénypontok bármelyike szerinti eljárás, azzal jellemezve, hogy a reakciót 15 és 25 bar közötti nyomáson valósítjuk meg.

7. A 4. igénypont szerinti eljárás, azzal jellemezve, hogy a katalizátorágyba belépő gázkeverék óránkénti térfogatsebessége a katalizátorágyban lévő katalizátor egy köbméterére vonatkoztatva 4000 és 6000 Nm³/óra között van.

8. Az 1-7. igénypontok bármelyike szerinti eljárás, azzal jellemezve, hogy egy további lépése során a reakcióterméket képező gázkeverékben lévő vízgőzt kondenzálással eltávolítjuk.

9. Az 1-8. igénypontok bármelyike szerinti eljárás, azzal jellemezve, hogy a keletkezett vízgőzt a reakciókeverékből keletkezése mértékében folyamatosan távolítjuk el.

10. Az 1-7. igénypontok bármelyike szerinti eljárás, azzal jellemezve, hogy

a) hidrogénben és szén-dioxidban dús gázkeveréket készítünk, amelynek a hőmérséklete $300-520^{\circ}\text{C}$; majd

b) ezt a gázkeveréket reagáltatjuk úgy, hogy cink-oxid és dikróm-trioxid alapú katalizátort tartalmazó katalizátorágyon vezetjük át 10 és 40 bar közötti nyomáson, és így szén-monoxidot és vízgőzt állítunk elő;

c) a katalizátorágyból kilépő gázáramot lehűtjük, hogy a keletkezett vízgőz teljesen vagy részben kondenzálódjon;

d) a kondenzálódott vizet elválasztjuk a gázáramtól;

e) szükség esetén a gázáramban lévő szén-monoxid arányának növelése végett a kapott gázáramot előbb $300-520^{\circ}\text{C}$ hőmérsékletre melegítve legalább egyszer ismét kezeljük úgy, hogy elvégezzük a fenti b)-d) lépést.

11. A 10. igénypont szerinti eljárás, azzal jellemezve, hogy az e) lépésben a gázáram kezelését egy-négy alkalommal ismételjük.

12. A 10. vagy 11. igénypont szerinti eljárás, azzal jellemezve, hogy a következő lépésekből áll:

a) hidrogénben és szén-dioxidban dús gázkeveréket készítünk, amelynek a hőmérséklete $300-520^{\circ}\text{C}$; ezt a hőmérsékletet egy későbbi hűtési lépés során fejlődött hő visszanyerése és külső hőforrással végzett hőcsere útján hozzuk létre,

b) ezt a gázkeveréket reagáltatjuk úgy, hogy cink-oxid és dikróm-trioxid alapú katalizátort tartalmazó katalizátorágyon vezetjük át 10 és 40 bar közötti nyomáson, és így szén-monoxidot és vízgőzt állítunk elő;

c) a katalizátorágyból kilépő gázáramot az a) lépésben bekövetkező hőleadás és külső hidegforrással végzett hőcsere útján környezeti hőmérsékletre lehűtjük, hogy a

keletkezett vízgőz teljesen vagy részben kondenzálódjon;

d) a kondenzálódott vizet elválasztjuk a gázáramtól;

e) szükség esetén a kilépő gázáramban lévő szén-monoxid arányának növelése végett a kapott gázáramot előbb 300-520°C hőmérsékletre melegítve legalább egyszer ismét kezeljük úgy, hogy elvégezzük a fenti b)-d) lépést, és ennek során minden b) lépést előnyös módon külön katalizátorágyban végzünk.

13. A 4-12. igénypontok bármelyike szerinti eljárás, azzal jellemezve, hogy a katalizátorágyat külső hőforrással melegítjük úgy, hogy a kilépő gázáram hőmérséklete ne legyen alacsonyabb a belépő gázkeverék hőmérsékleténél.

14. A 10-12. igénypontok bármelyike szerinti eljárás, azzal jellemezve, hogy a vízgőz elválasztása előtt az előzetesen 300-520°C hőmérsékletre melegített kilépő gázáramot átvezetjük a szóban forgó katalizátort tartalmazó katalizátorágyon.

15. Reaktor a 9. igénypont szerinti eljárás foganatosítására, amely reaktort függőleges tengelyű, külső köpennyel (71) zárt edény (70) képezi, azzal jellemezve, hogy tartalmaz:

a) egy henger alakú reakciókamrát (73 katalizátorágyat), amely cink-oxid és dikróm-trioxid alapú, vasat nem tartalmazó katalizátorral van ellátva, a reaktor belsejében, annak függőleges tengelye mentén van elhelyezve, és amelynek az egész oldalfelülete vízgőzt áteresztő, hőszigetelő anyagú réteggel (76) van takarva, alsó és felső végén két rács (74, 75) van, továbbá a külső köpeny (71) és a hőszigetelő anyagú réteg (76) között szabad gyűrű alakú tér (80) van;

b) egy hűtő készüléket (72), amely a reaktor külső köpenye (71) köré van csévélve;

c) egy hőcserélőt (77), amely a reaktor függőleges tengelyének mentén, a reakciókamrában (73 katalizátorágyban) van elhelyezve és átmegy a reaktoron (69);

d) egy tápvezeték (78) gáz betáplálására;

e) egy vezeték (79) a kilépő gázáram kiürítésére; és

f) egy vezeték (81) a víz kiürítésére.

16. Az 1-14. igénypontok bármelyike szerinti eljárás, azzal jellemezve, hogy a reakcióterméket képező, szén-monoxidból, szén-dioxidból és hidrogénből álló gázkeveréket úgy kezeljük, hogy elválasztjuk a szén-monoxidot vagy szén-monoxid és hidrogén keverékét.

(A meghatalmazott)

Mészárosné Dónusz Katalin
szabadalmi ügyvivő
az S.B.G. & K. Szabadalmi Ügyvivői Iroda
tagja
H-1062 Budapest, Andrássy út 113.
Telefon: 461-1090 Fax: 461-1099

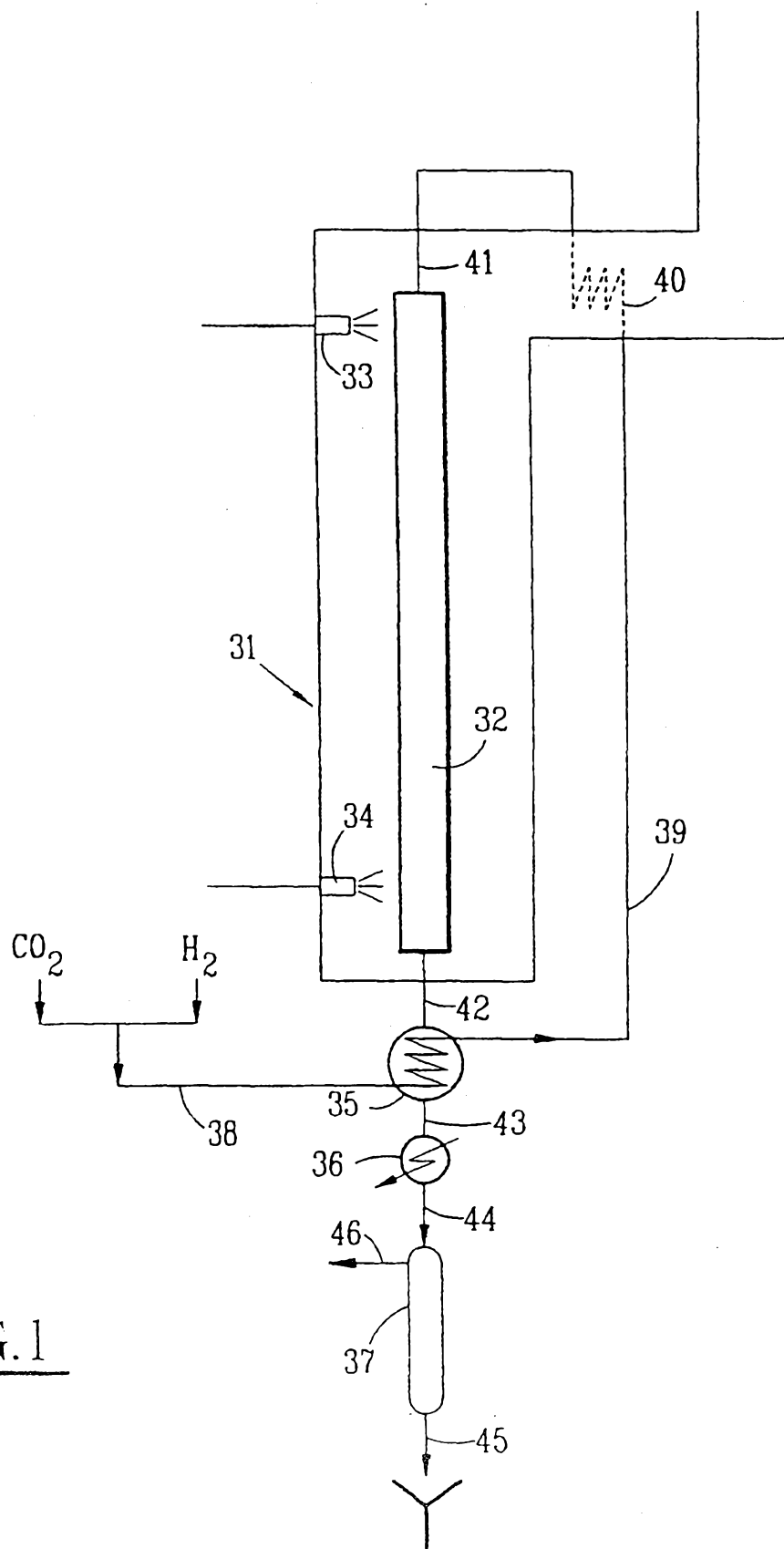


FIG. 1

1749

PO300106 A2

2/8

KÖZZÉTÉTELI
PÉLDÁNY

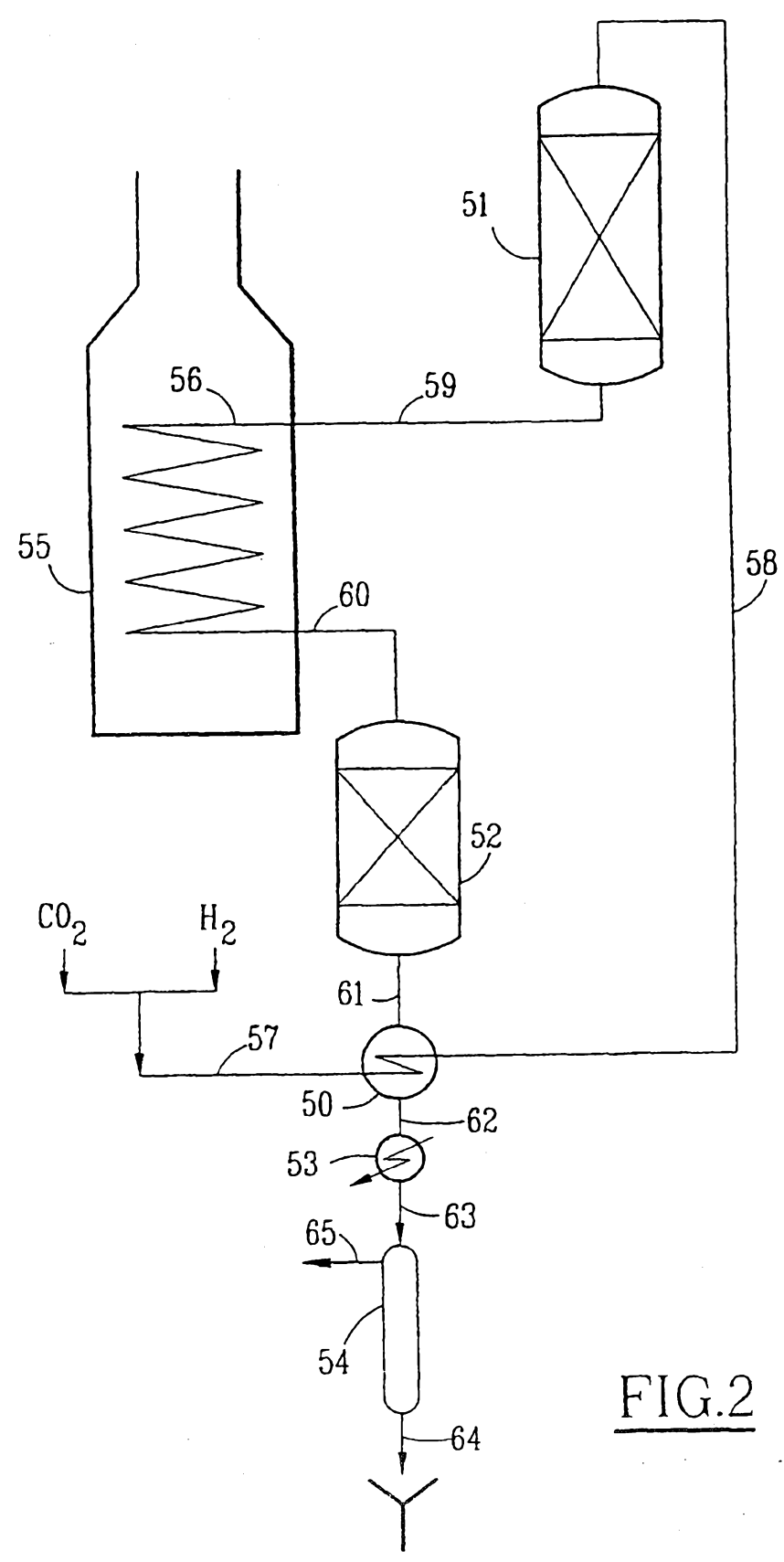


FIG.2

3/8

KÖZZÉTÉTELI
PÉLDÁNY

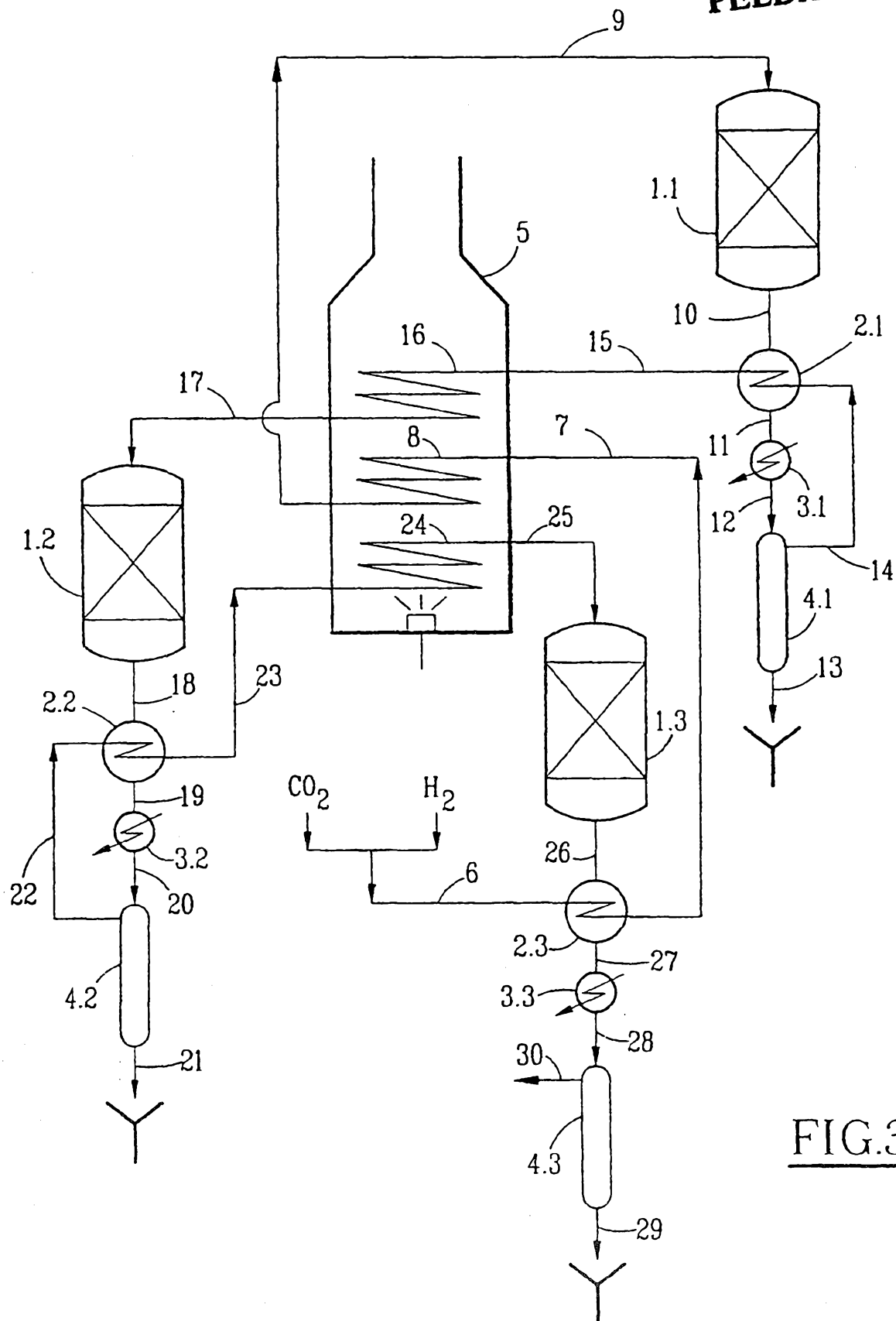


FIG.3

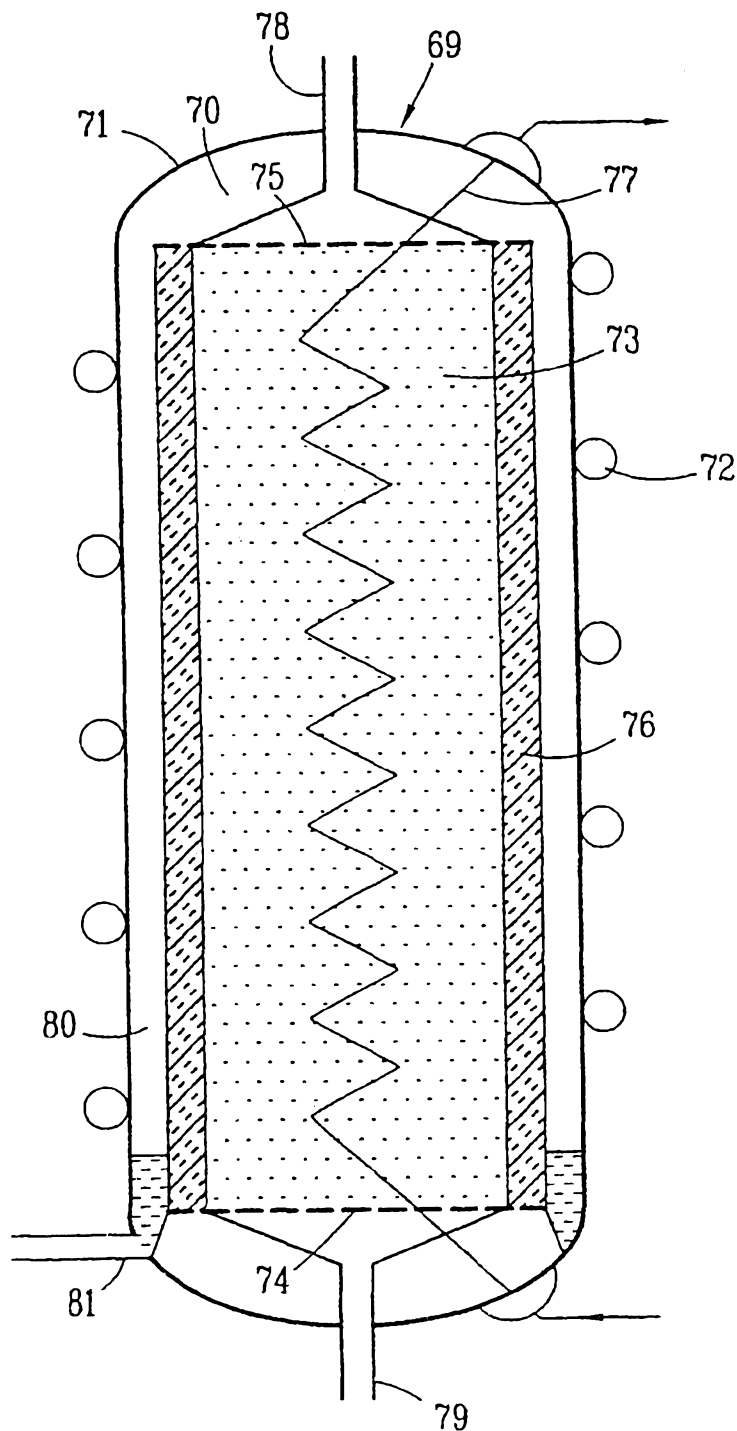


FIG. 4

41749

A2

5/8

PO300106
KÖZZÉTÉTELI
PÉLDÁNY

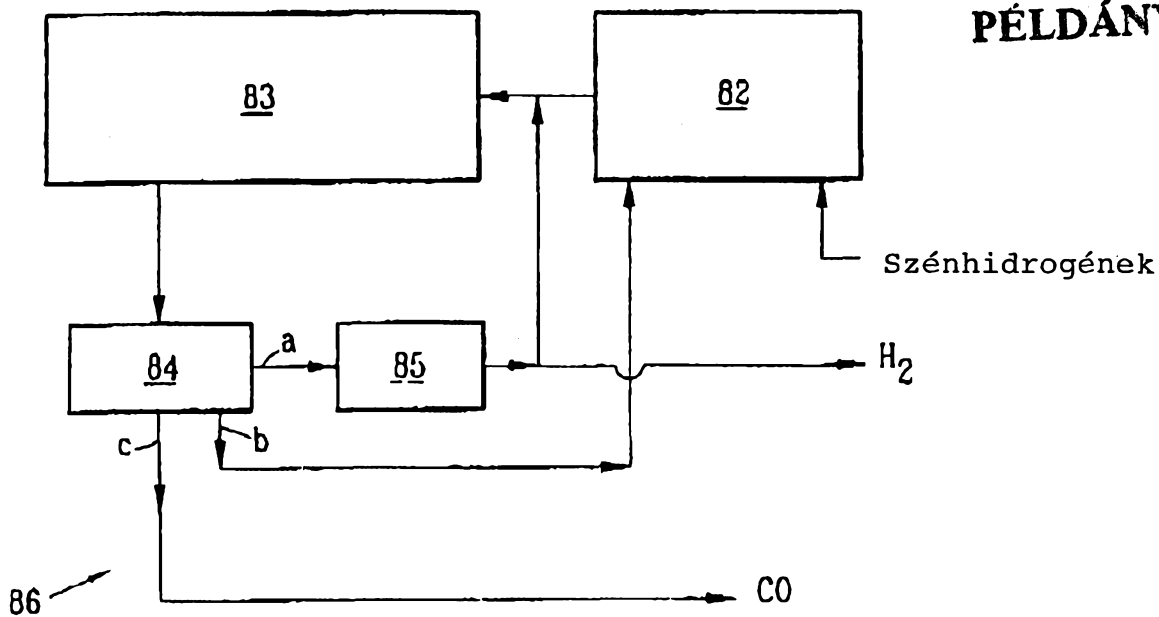


FIG. 5

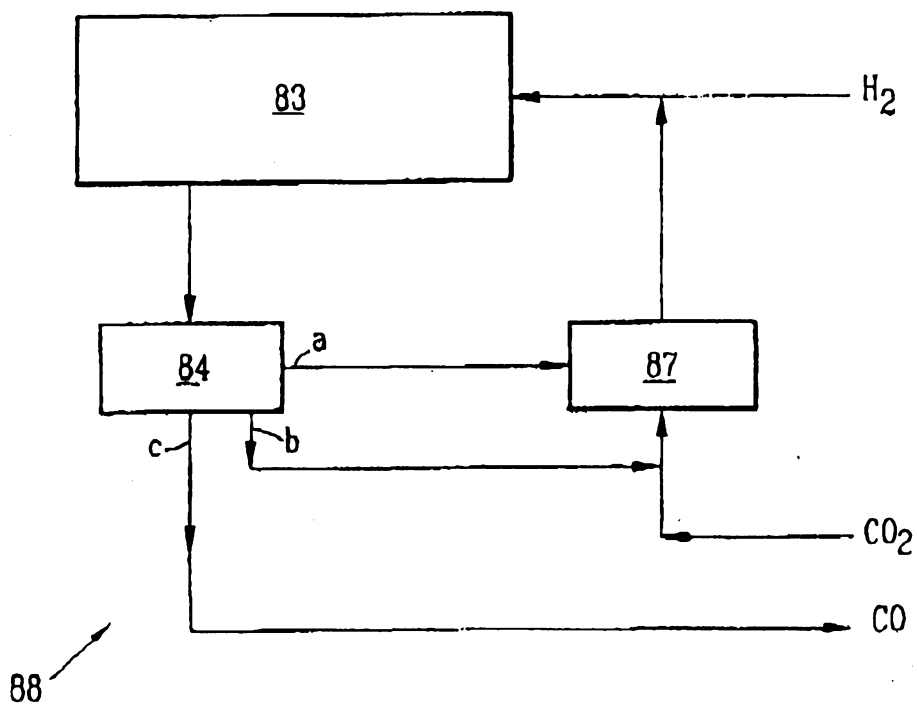


FIG. 6

KÖZZÉTÉTELI
PÉLDÁNY

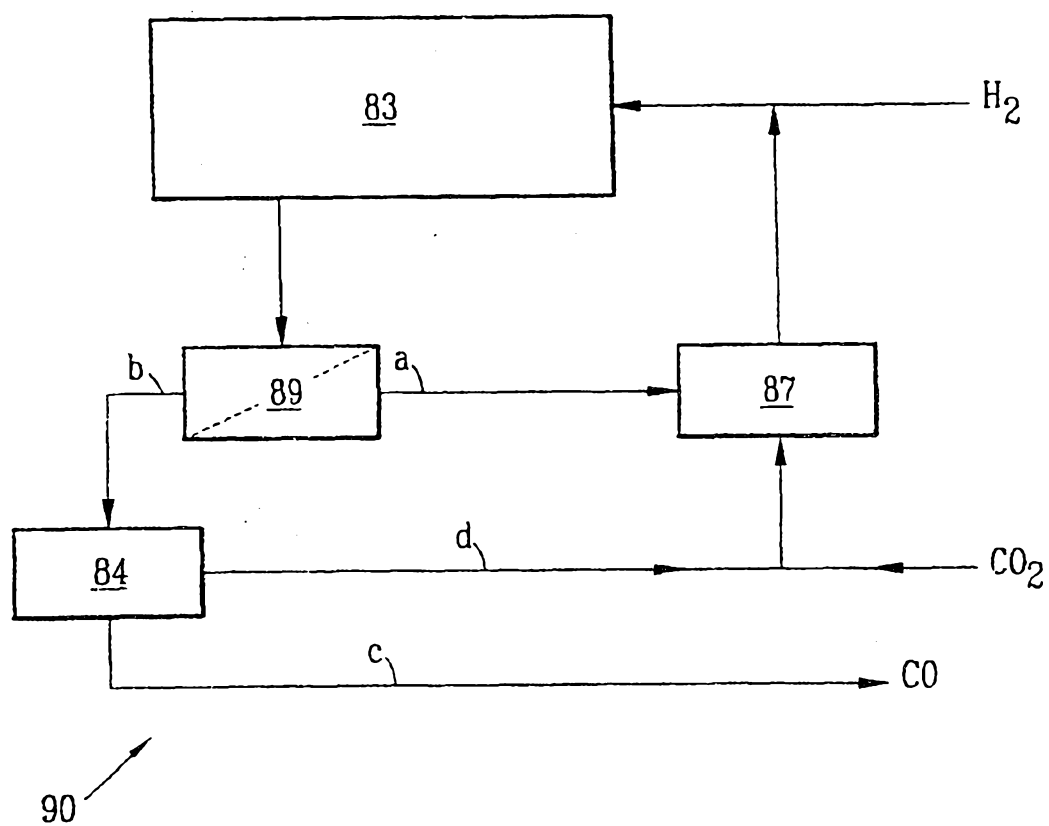
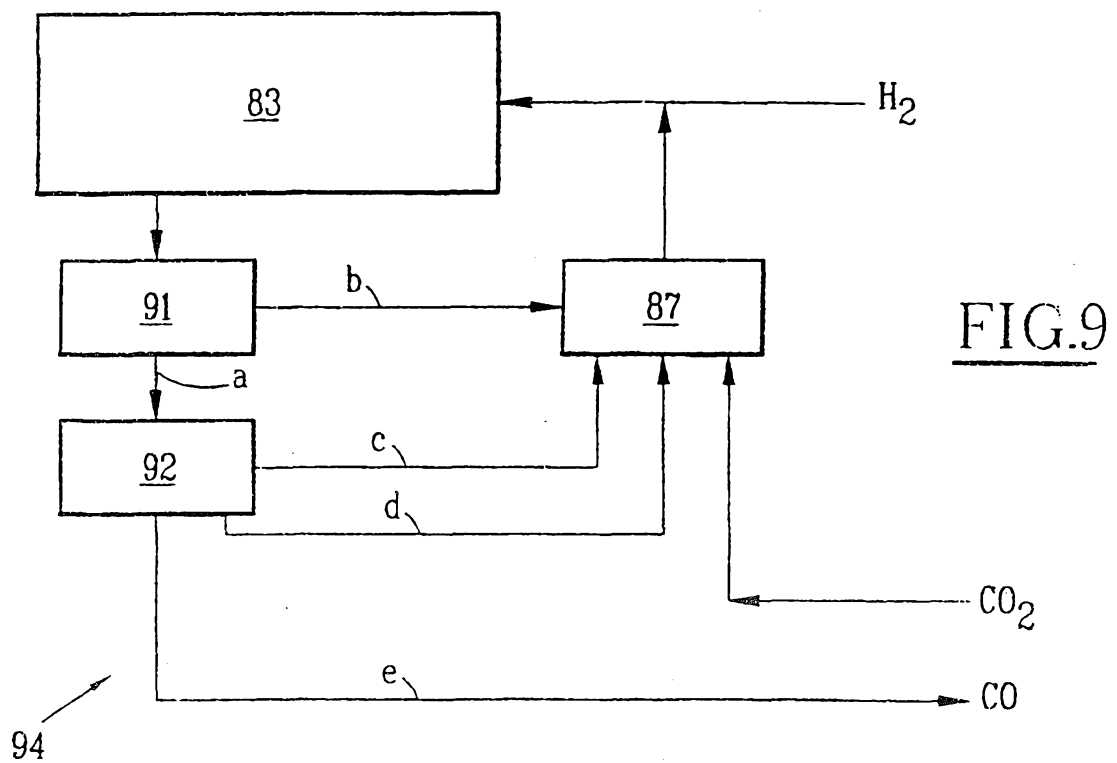
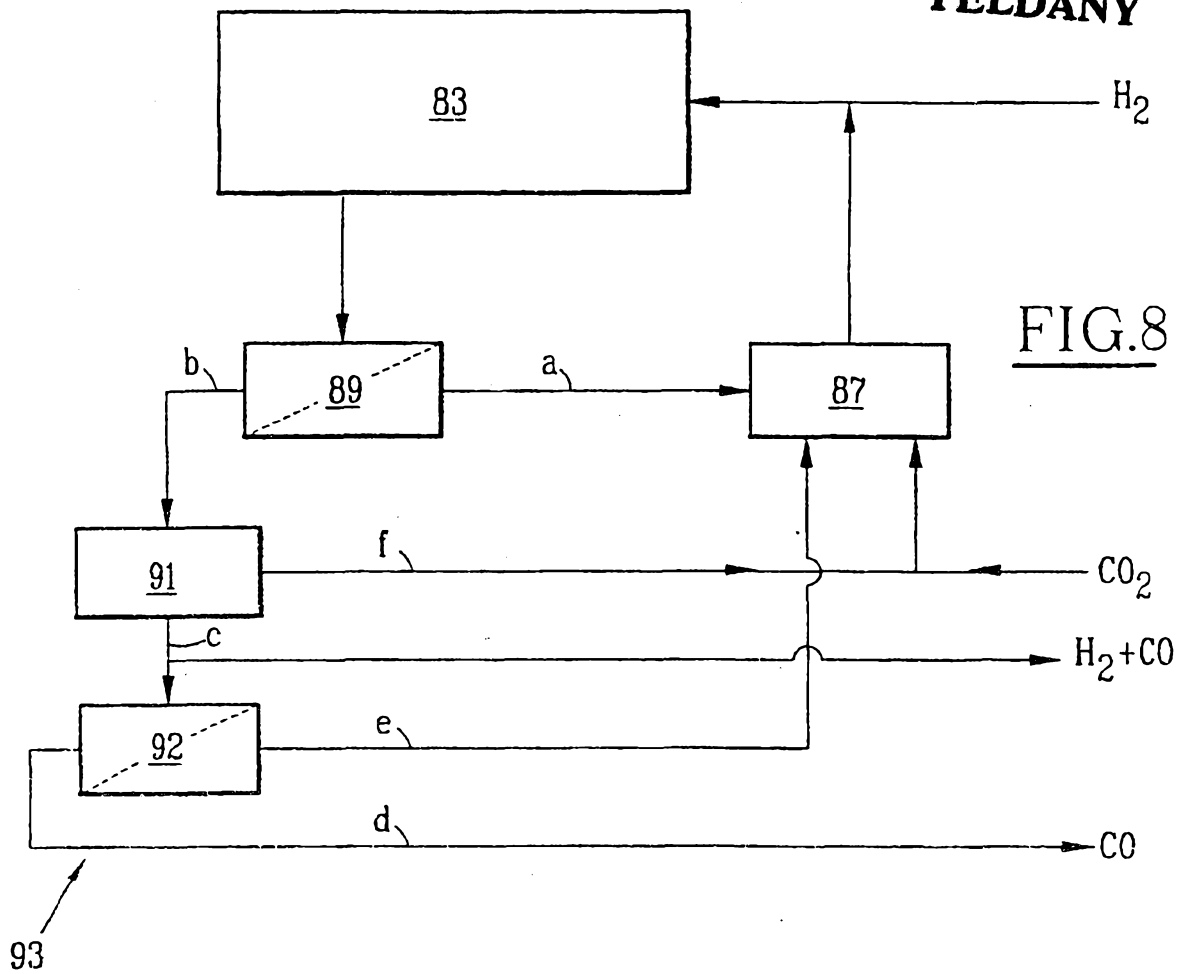


FIG.7

7/8

KÖZZÉTÉTELI
 PÉLDÁNY



KÖZZÉTÉTELI
PÉLDÁNY

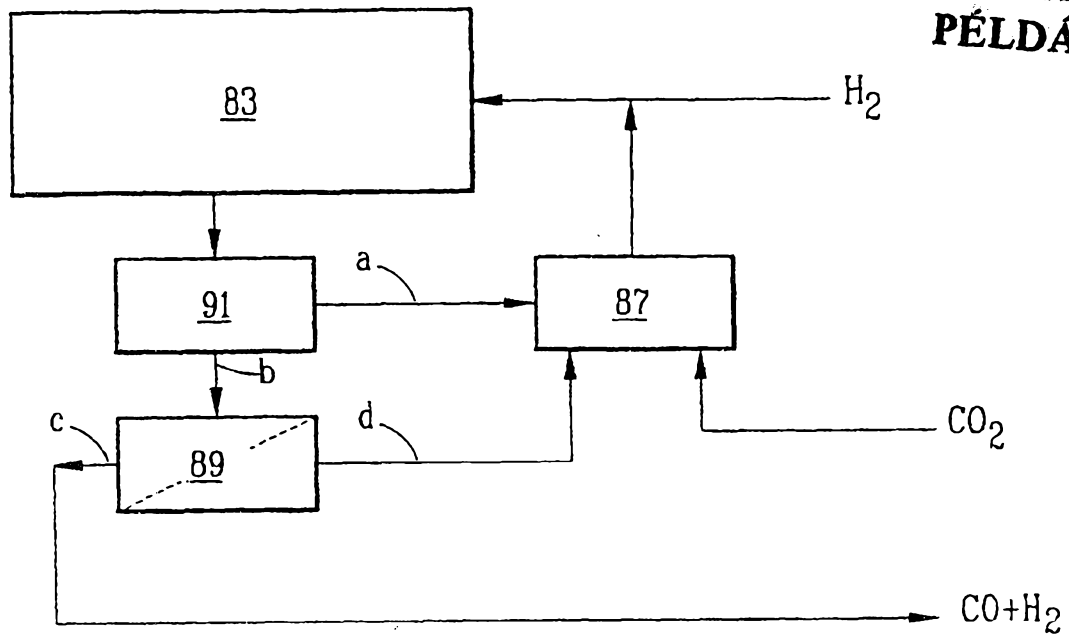


FIG. 10

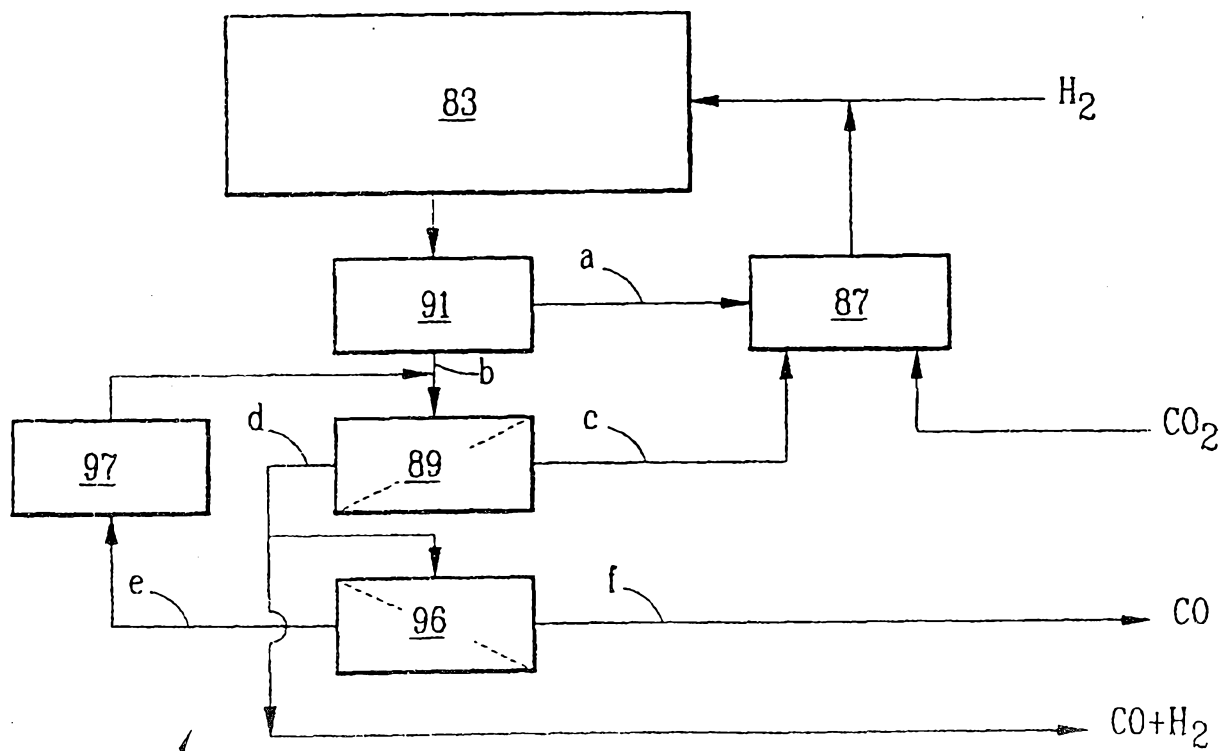


FIG. 11