

(19) Országkód:

HU



**MAGYAR
KÖZTÁRSASÁG
ORSZÁGOS
TALÁLMÁNYI
HIVATAL**

SZABADALMI LEÍRÁS

(11) Lajstromszám:

203 490 B

(21) A bejelentés száma: 294/89
(22) A bejelentés napja: 1983.03.23.
(30) Elsőbbségi adatok:
361 547 1982.03.24. US

(51) Int. Cl.⁵

B 01 J 8/00

(45) A megadás meghirdetésének dátuma a Szabadalmi
Közlönyben: 1991.08.28. SZKV 91/08

(72) Feltalálók:

Jenkins, John Mitchell, South Charleston, West Virginia (US) Union Carbide Corp., Danbury, Connecticut (US)
Jones, Thomas Michael, South Charleston, West Virginia

(US)

Jones, Russell Lawrence, Chapel Hill, North Carolina (US)
Beret, Samil, Danville, Kalifornia (US)

(73) Szabadalmas:

(54) **Eljárás a fluidizált ágy hőmérsékletének szabályozására folyamatos
fluidizált ágyas polimer előállítási eljárásnál**

(57) KIVONAT

A találmány szerinti eljárást úgy végzik, hogy az ágy-
ba folyamatosan az ágyban elérni kívánt maximális
hőmérséklet alatti hőmérsékletre hűtött, a reaktorból
származó, 20 tömeg% alatti folyadéktartalmú gázára-
mot vezetnek be.

HU 203 490 B

A leírás terjedelme: 12 oldal (ezen belül 1 ábra)

A találmány tárgya eljárás a fluidizált ágy hőmérsékletének szabályozására folyamatos fluidizált ágyas polimer előállítású eljárásnál, amelyben az exoterm polimerizációs reakció tér/idő kitermelése az eddig ismert eljárásokénál nagyobb. A találmány szerinti eljárásban a reaktorból folyamatosan eltávolított hűtőgázokkal nagyobb mennyiségű polimerizációs hőt távolítunk el a reaktorból az alkalmazott gázok harmatpontjánál alacsonyabb hőmérsékleten, majd az így kapott kétfázisú folyadékelegyet visszavezetjük a reaktorba és így a fluidizált ágy hőmérsékletét a kívánt szinten tartjuk.

A különböző, széles körben alkalmazott polimereknek fluidizált ágyas eljárással történő előállításánál lényegesen kisebb beruházási költségek és kevesebb energia szükséges, mint az egyéb ismert eljárásoknál. A találmányunk szerinti eljárással még több költség és energia takarítható meg, mivel eljárásunkkal egyszerűen és hatásosan növelhető meg adott méretű reaktorban a kitermelés az eddig alkalmazott fluidizált ágyas eljárásokhoz viszonyítva.

A szokásos fluidizált ágyas reaktorokban legáltalánosabban a visszavezetett gáznak a reaktoron kívül történő kompressziójával és hűtésével távolítják el a hőt. A polimerek, például a polietilén fluidizált ágyas rendszerben történő előállításánál a polimerizációs hő eltávolítására cirkuláltatott folyadék mennyisége nagyobb, mint amennyi a fluidizált ágy létrehozásához és a megfelelő szilárd anyag bekeveréséhez szükséges. A folyadék sebességét a reaktorban úgy szabályozzák, hogy felesleges mennyiségű szilárd anyag ne kerüljön be. Az ágy hőmérséklete akkor állandó, ha a polimerizációs reakcióban keletkező hő (ez arányos a polimer kitermelésével) ugyanannyi, mint az ágyon áthaladó fluidizált áram által adszorbeált hő és az egyéb módon eltávolított vagy veszendőbe ment hő összege.

Hosszú idők óta úgy tartják, hogy a visszavezetett gáz hőmérséklete csak kicsivel a harmatpontja fölé csökkenthető. A harmatpont az a hőmérséklet, amelynél a folyadék kondenzátumgázzá kezd alakulni. Általános gyakorlat, hogy a visszavezetett gázáram hőmérsékletét a hőcserélő zóna kivezetésénél legalább 3-10 °C-kal annak harmatpontja fölött határozzák meg (49 555 számú amerikai egyesült államokbeli szabadalmi bejelentés, 0 021 605 számú európai közrebocsátási irat). Ez a feltételezés azon alapult, hogy folyadéknak gázfázisú fluidizált ágyas reaktorba való bevezetésénél az alkalmazott elosztó tányér eldugul, nem lesz egyenletes a fluidizált ágyon belül a monomerkoncentráció és a folyadék összegyűlik a reaktor alján és így megakadályozza a folyamatos üzemet, illetve működésképtelenné teszi a reaktort. Hexán komonomer alkalmazásánál a visszavezetett áram viszonylag magas dermedéspontja mind ez ideig nagymértékben csökkentette a kitermelést.

A fluidizált ágyas reaktorban a reakciósebességet elsősorban az a sebesség határozza meg, amellyel a polimerizációs reaktorból a hőt el tudjuk távolítani. Azonos hőelvezetési problémák lépnek fel a különböző reakciórendszereknél, például a kevert ágyas reakciórendszereknél és bizonyos mértékben az iszapot alkal-

mazó rendszereknél is, bár ezek a rendszerek több lényeges ponton különböznek a gáz fluidizált ágyas rendszerektől.

A 3 256 263 számú amerikai egyesült államokbeli szabadalmi leírás szerint a kevert ágyas reaktorban a hőt úgy vezetik el, hogy a visszavezetésre kerülő gázt komprimálják, majd a reaktorba való visszavezetésnél expandáltatják. Más kevert ágyas vagy keverőlapátos reaktorban további hűtést is alkalmaznak, mégpedig úgy, hogy az ágy tetejére folyadékot injektálnak (3 254 070, 3 300 457 és 3 652 527 számú amerikai egyesült államokbeli szabadalmi leírás).

A 3 965 083 és a 3 971 768 számú amerikai egyesült államokbeli szabadalmi leírás szerint a kevert ágyas reaktorból kivezetett gázokat folyadékká kondenzálják és folyadékként vezetik vissza a kevert ágyas reaktorba és itt a kevert ágyban lévő polimerrel hozzák érintkezésbe.

Az 55/045 744/80 számú japán és a 2 139 182 számú német szövetségi köztársaságbeli szabadalmi leírás szerint a gázfázisú reaktor hűtésére folyadékok vagy visszagázosított folyadékok alkalmazását javasolják. Mindkét esetben a folyadékot, illetve a visszagázosított folyadékot az ágyba injektálják, nem pedig a fluidizált gázzal vezetik be azokat, mint tesszük azt találmányunk szerint. A 2 139 182 számú német szövetségi köztársaságbeli szabadalmi leírás főként kevert ágyas, nem pedig fluidizált ágyas reaktorokra vonatkozik. Az 55/045 744/80 számú japán szabadalmi leírás szerint a folyadékot a fluidizált ágyba való bevezetés előtt gázzá alakítják.

A fluidizált ágyas reakciórendszerben a kevert ágyas és a keverőlapátos rendszertől eltérően lényeges, hogy a monomer és a katalizátor egyenletes eloszlású legyen a felfelé mozgó gázáramban, mivel így kerülhet el egyes helyek túlmelegedése és polimercsomók keletkezése. Ezeket a problémákat a kevert ágyas és a keverőlapátos rendszereknél mechanikai keveréssel küszöbölik ki. A fluidizált ágyas rendszernél további követelmény, hogy a reaktoron átáramló gáz sebessége megfelelő legyen ahhoz, hogy az ágy fluidizált állapota fennmaradjon. A fluidizált ágyas szuszpenzió fenntartásához szükséges gázsebesség nem érhető el folyadéknak az ágy tetejére normál körülmények között történő beinjektálásával. Így tehát a reaktornak folyadék közvetlen beinjektálásával való hűtése (4 012 573 számú amerikai egyesült államokbeli szabadalmi leírás) fluidizált ágyas reakciórendszereknél nem alkalmazható.

A találmányunk szerinti eljárást nem korlátozzuk semmilyen speciális polimerizációs reakcióra (mindaddig, míg a reakció exoterm). A találmányunk szerinti eljárás különösen olyan polimerizációs reakciókban alkalmazható, amelyekben a következőkben felsorolt monomerekből egyet vagy többet alkalmazunk:

I. Olefin típusú monomerek: etilén, propilén, butén-1, pentén-1, 4-metil-pentén-1, hexén-1, sztirol.

II. Poláros vinil típusú monomerek: vinil-klorid, vinil-acetát, vinil-akrilát, metil-metakrilát, tetrafluor-etilén, vinil-éter, akrilnitril.

III. Dién típusú (konjugált vagy nemkonjugált) monomerek: butadién, 1,4-hexadién, izoprén, etilidén-norberrén.

IV. Acetilén típusú monomerek: acetilén, helyettesített acetilén, például metil-acetilén.

V. Aldehid típusú monomerek: formaldehid.

Az említett monomerek fluidizált ágyas polimerizációjánál alkalmazható katalizátorok a fenti számozásnak megfelelően általában a következők:

I. Koordinált anionos katalizátorok.

II. Etilén-kopolimerek esetén kationos katalizátor, egyéb esetben szabadgyökös katalizátorok.

III. Szabadgyökös vagy koordinált anionos katalizátorok.

IV. Koordinált anionos katalizátorok.

V. Anionos katalizátorok.

Bár találmányunkat nem korlátozzuk semmilyen speciális polimerizációs reakcióra, az eljárás műveleti lépéseit az olefin típusú monomerek polimerizációjánál mutatjuk be, melyeknél a találmány szerinti eljárás különösen előnyös.

Gyanták, különösen monomerekből előállított polimerek előállítására alkalmazott ismert fluidizált ágyas eljárásokban az egy vagy több monomert tartalmazó gázáramot a reakciónak megfelelő körülmények között katalizátor jelenlétében folyamatosan vezetik át a fluidizált ágyas reaktoron. A reagálatlan monomereket tartalmazó gázáramot folyamatosan távolítják el a reaktorból, komprimálják, lehűtik és visszavezetik a reaktorba. A terméket a reaktorból vezetik el. A visszavezetésre kerülő áramba további monomert adagolnak.

A polimerképzési reakció exoterm, ezért a gázáram hőmérsékletét a reaktoron belül nemcsak a gyanta és a katalizátor bomlási hőmérsékleténél alacsonyabb hőmérsékleten, hanem a polimerizációs reakcióban előállított gyanta olvadáspontjánál, illetve összetapadási pontjánál is alacsonyabb hőmérsékleten kell tartani. Ez azért szükséges, hogy megakadályozzuk a reaktor eltömődését, ami a polimercsomók gyors növekedésének a következménye, melyek nem távolíthatók el folyamatosan a reaktorból. A fluidizált ágyas reaktorban meghatározott idő alatt előállított meghatározott méretű polimerek mennyisége függ a fluidizált ágyból elvezetett hőmennyiségtől.

A találmányunk szerint a visszavezetett gázáramot annak harmatpontja alá hűtjük, így olyan kétfázisú gáz/folyadék elegyet kapunk, amelynél a gázfázis legalább a fluidizált ágyas reaktorba való belépéstől az elpárologtatásig vagy a fluidizált ágyon való áthaladásig magával viszi a folyadékfázist. A találmányunk szerint a tér/idő kitermelésben elért növekedés csak kicsit vagy egyáltalán nem változtatja meg a kapott termék tulajdonságát és minőségét. A találmányunk szerinti eljárás folyamatos és nem lépnek fel az eljárás során a szokásos nehézségek.

Bizonyos esetekben célszerű lehet, hogy növeljük a visszavezetett gázáram harmatpontját és így tovább növeljük a hőelvezetést. A visszavezetett gáz harmatpontját a következők szerint növelhetjük: (1) a reakciórendszer nyomásának növelésével; (2) a visszavezetett

áramban a kondenzálásra kerülő folyadék koncentrációjának a növelésével: és/vagy (3) a visszavezetett gázáramban a nemkondenzálható gázok koncentrációjának a csökkentésével. A találmányunk szerinti eljárás egyik módjánál a visszavezetett gázáram harmatpontját úgy növeljük meg, hogy a visszavezetett rendszerhez a katalizátorral, a reakciópartnerekkel és a végtermékkel szemben inert kondenzálható folyadékot adunk. Ezt a folyadékot bevezethetjük a visszavezetett gázáramban vagy a reaktor egyéb részein keresztül. Ily módon alkalmazható folyadékok például a szénhidrogének, így a butánok, a pentánok és a hexánok.

Azt a hőmérsékletet, amelyre a visszavezetett gázáram a harmatpontja alá lehűthető, elsődlegesen az határozza meg, hogy ezen a hőmérsékleten a folyadékfázist a kétfázisú folyékony elegy magával kell vigye, illetve a folyadékfázis abban szuszpendált állapotban kell legyen mindaddig, míg elpárologtatásra kerül. A felfelé mozgó folyékony áram sebessége ugyanakkor csak olyan lehet, hogy a fluidizált ágy szuszpendált állapotban maradjon.

Míg a visszavezetésre kerülő kétfázisú áram folyadéktartalma egészen magas lehet, a gázfázisban lévő kondenzált folyadék tömege legfeljebb 20 tömeg%, előnyösen legfeljebb mintegy 10 tömeg% lehet, feltéve, hogy a visszavezetésre kerülő kétfázisú áram sebessége elég nagy ahhoz, hogy a folyadék a gázban szuszpenzió alakjában maradjon és biztosítsa a reaktorban a fluidizált ágyat.

A visszavezetésre kerülő kétfázisú áramot a fluidizált ágy (polimerizációs zóna) alatt vezetjük vissza, hogy állandó felfelé mozgó gázáramot biztosítsunk és az ágyat szuszpendált állapotban tartsuk. A folyadékot magával vivő visszavezetett áramot a reaktor alsó részén, előnyösen a legalján vezetjük be, hogy a fluidizált ágy irányában felfelé mozgó, állandó folyadékáramot biztosítsunk.

Kisebb gázsebességű részek kialakulása céljából terelőlemezt építhetünk be a visszavezetett gáz belépési pontjának közelében és így elérhetjük, hogy a felfelé haladó áram a szilárd és folyékony anyagokat magával vigye.

Bár különösebb előnyt nem jelent, a visszavezetett áramot két vagy több kisebb áramra oszthatjuk, amelyek közül egyet vagy többet közvetlenül a polimerizációs zónába vezetünk be, feltéve, hogy a gáz sebessége az ágy alatt és azon keresztül olyan, hogy az szuszpendált állapotban marad. Általában a gázáram összetételét állandó értéken tartjuk és az átvezetést úgy végezzük, hogy ne legyen holt hely az ágyban, ahol eltávolíthatatlan szilárd anyag képződik.

Úgy is előállíthatunk kétfázisú rendszert a reaktorban, hogy a gázt és a folyadékot két külön helyen injektáljuk be úgy, hogy kétfázisú rendszer keletkezzen. Ennek, figyelembe véve a gáz- és a folyadékfázis elválasztásának költségeit, kis jelentősége van. Ilyen módon célszerűen monomert adagolunk a reaktorba. Találmányunk szerint a visszavezetett áramba is beinjektálhatjuk a folyadék- vagy gázalmazállapotú monomert.

A találmányunk előnyeit nem korlátozzuk a poliole-fingyanták előállítására. A találmányunk szerinti eljárás alkalmazható minden gázfázisú fluidizált ágyas, exoterm polimerizációs reakciónál. A találmányunk szerinti eljárásnak az ismert eljárásokkal szembeni előnyei annál erősebben jelentkeznek, minél közelebb van a visszavezetett áram harmatpontja a fluidizált ágy belsejében mért hőmérsékletéhez. A találmányunk szerinti eljárás magától értetődően nem alkalmazható olyan rendszereknél, amelyekben a fluidizált ágy reakcióhőmérséklete a visszavezetett gázáram harmatpontja alatt van.

A találmányunk szerinti eljárásnak bármely polimer előállításánál való alkalmazhatóságát a következő képlet alapján határozhatjuk meg:

$$X = \frac{P \cdot H_{T_{rn}}}{G_{max} \cdot C P_{gas} (T_{T_{rn}} - T_{limit})}$$

A képletben alkalmazott jelölések jelentése a következő:

P = elérni kívánt polimerkitermelés, ha nem a találmány szerinti eljárást alkalmazzuk, a kitermelés 1,0 alatti

$H_{T_{rn}}$ = polimer előállítása során keletkező polimerizációs hő

G_{max} = a visszavezetett gázáram-tömeg áramlási sebessége, a minimumot a fluidizálás és keverés szükségessége, a maximumot az jelzi, hogy az áram a szilárd anyagot magával viszi,

CP_{gas} = a visszavezetett áram hőkapacitása

$R_{T_{rn}}$ = a reakciózóna (fluidizált ágy) hőmérséklete, a maximumot a polimernek a visszavezetett áram nyomásánál fennálló összetapadási képessége és/vagy a katalizátor teljesítménye, a minimumot a katalizátor teljesítménye határozza meg

T_{limit} = reakciózónába belépő visszavezetett áram minimális hőmérséklete a találmányunk előtt; ez a hőmérséklet vagy a visszavezetett áram harmatpontja vagy a hőcserélő zóna lehűthetősége, a két hőmérséklet közül a magasabbat számítjuk; ha a T_{limit} a visszavezetett gázáram harmatpontja, akkor a találmány szerint az áramot egyszerűen a harmatpontja alá hűtjük, ha a T_{limit} -et a hőcserélő zóna határozza meg, a találmány szerint kondenzálható folyékony anyagot adagolunk és így növeljük meg a visszavezetett áram harmatpontját a hőcserélő zóna által meghatározott hűtési határ fölé.

Ha X értéke nagyobb 1-nél, jelentkeznek a találmány szerinti eljárás előnyei. Az előnyök annál nagyobb mértékben jelentkeznek, minél jobban nő X értéke.

Poliolefinyantáknak a találmány szerinti eljárással fluidizált ágyas rendszerben való előállítását a leírásunkhoz mellékelte rajzon (1. ábra) mutatjuk be. A rajzon szereplő 10 reaktor a 12 reakciózónából és a 14 sebességcsökkentő zónából áll.

A reakciózóna magasságának és átmérőjének az aránya általában 2,7:1 és 4,6:1 közötti. Ez az arány termé-

szetesen kisebb és nagyobb határok között is változhat és mindig az adott termelési kapacitástól függ. A 14 sebességcsökkentő zóna keresztmetszete a 12 reakciózóna keresztmetszetének mintegy 2,6–2,8-szorosa. A 12 reakciózóna a növekvő polimer részecskéket, a már kész polimer részecskéket és kis mennyiségű katalizátor részecskéket foglal magában, ezeket a reakciózónába újonnan bevezetett és visszavezetett polimerizálható és módosító gázkomponensek tartják fluidizált állapotban. Ahhoz, hogy megfelelő fluidizált ágyat kapjunk, az ágyon áthaladó gáz felületi sebessége nagyobb kell legyen, mint a fluidizáláshoz szükséges legkisebb áramlás és előnyösen a szükséges legkisebb áramlásnál legalább $1 \cdot 10^{-1}$ m/s értékkel nagyobb. A felületi gázsebesség általában legfeljebb $25,24 \cdot 10^{-1}$ m/s és rendszerint a $12,62 \cdot 10^{-1}$ m/s érték megfelelő.

Nagyon fontos, hogy az ágyban legyenek olyan részecskék, amelyek megakadályozzák a helyi „forró helyek” kialakulását és szétosztják a reakciózónában a katalizátor makrorészecskéket. Az eljárás megkezdésekor, a gázáram megindítása előtt a reaktor általában polimer makrorészecskékkal töltjük meg. Ezek a polimer részecskék az előállítani kívánt polimerrel azonos minőségűek vagy attól eltérő minőségűek lehetnek. Ha minőségük eltérő, ezeket a polimer részecskéket az elsőként előállított polimerrel együtt eltávolítjuk. Végül az előállítani kívánt polimer részecskék által létrehozott fluidizált ágy kiszorítja az induláskor kialakított ágyat.

A fluidizált ágyban alkalmazott részlegesen vagy teljesen aktivált prekursor kompozíciót és/vagy katalizátort a felhasználás előtt előnyösen a 16 tartályban az anyaggal szemben inert gázlevegőben, így nitrogén- vagy argonlevegőben tároljuk.

A fluidizálást úgy hozzuk létre, hogy a visszavezetett folyadékot nagy sebességgel vezetjük az ágyhoz és az ágyon keresztül, ez a sebesség a frissen bevezetett folyadék sebességének általában 50-szerese. A fluidizált ágy külön-külön mozgórészecskékből álló sűrű tömeget képez, ezt az ágyon áthaladó gáz hozza létre. Az ágyban a nyomásesés azonos vagy nagyobb, mint a keresztmetszeti zóna által szétválasztott ágy tömege. A nyomásesés ennek megfelelően függ a reaktor méretezésétől.

Az előkészített folyadékot a 18 ponton vezetjük be. Ennek összetételét a 21 gázanalizátorral határozzuk meg és az összetételt úgy állítjuk be, hogy a reakciózónában lényegében állandó gázösszetétel legyen.

A gázanalizátor a kereskedelemben kapható általánosan alkalmazott gázanalizátor, amely mutatja a visszavezetett áram összetételét, szabályozza a betáplálást. A 21 gázanalizátort általában úgy helyezük el, hogy a 14 sebességcsökkentő zóna és 24 hőcserélő közötti térből kapja a gázt.

Teljes fluidizálás elérése céljából a visszavezetett áramot és kívánt esetben az újonnan bevezetett áramot a 22 vezetéken át, a 26 pont alatt vezetjük vissza a reaktorba. A visszavezetési pont alatt előnyösen a 28 gázelosztó lemez helyezkedik el, ami elősegíti az ágyban való fluidizálást. A visszavezetett áram az ágyon való áthaladás közben abszorbeálja a polimerizációs reakcióban keletkező hőt.

A polimerizációs zónából elvezetett, visszavezetésre kerülő áramot a fluidizáló áramnak az a része képezi, amely az ágyban nem reagál. Ezt az áramot előnyösen a 14 sebességcsökkentő zónán vezetjük át az ágy felett és így meg van arra a lehetőség, hogy visszacseppenjen az ágyba.

A visszavezetett áramot a 30 kompresszorban komprimáljuk, majd a hőcserélő zónába vezetjük, ahol az ágyba való visszavezetés előtt elvonjuk a reakcióhőt. A hőcserélő a szokásos típusú, lehet vízszintes vagy függőleges típusú. A visszavezetésre kerülő áramot a 26 ponton vezetjük be a reaktorba, majd a 28 elosztólemezen át juttatjuk a fluidizált ágyhoz. A reaktorba való bevezetésnél előnyösen egy 32 gázterelő lemezt helyezünk el, hogy megakadályozzuk a polimerrészecskék leülepedését és szilárd masszává való agglomerálódását. Az ágy hőmérsékletét állandó körülmények között lényegében állandó értéken tartjuk, ezt a reakcióhő folyamatos elvezetésével biztosítjuk. Az ágy felső részében nem lép fel észrevehető hőmérsékletgradiens. Hőmérsékletgradiens csak az ágy alsó $15,24 \cdot 10^2 - 30,48 \cdot 10^2$ m magasságú rétegében lép fel, mégpedig a bevezetett folyadék és az ágy hőmérséklete között.

A jó gázeloszlás lényeges szerepet játszik a reaktor működésében. A fluidizált ágy növekvő és már kialakult polimerrészecskéket, valamint katalizátorrészeket tartalmaz. Mivel a polimerrészecskék forrók és a lehetőségekhez képest aktívak, meg kell akadályozzuk kiülepedésüket, mivel ha csak egy kis mennyiség is összegyűlik, a jelen lévő aktív katalizátor további reakciót indítana el és így polimerolvadék keletkezne. Így tehát fontos, hogy az ágyon olyan sebességgel diffundáltsuk át a visszavezetett folyadékot, hogy a fluidizálás fennálljon.

A 28 gázelosztó lemezt jó gázeloszlás elérése céljából alkalmazzuk, lehet szűrő, homyolt lemez, perforált lemez vagy buboréksapkás lemez vagy más típusú lemez is. A lemezek elemei lehetnek rögzítve vagy mozoghatnak is (3 298 792 számú amerikai egyesült államokbeli szabadalmi leírás). Bármilyen típusú is a lemez, feladata, hogy a visszavezetett folyadékot úgy diffundálja az ágy alsó részének a szemcséi közé, hogy az ágy fluidizált állapotban maradjon. Feladata ezenkívül, hogy üzemen kívüli reaktor esetén a gyantareszecskéknek megfelelő helyet biztosítson.

A 28 gázelosztó lemez előnyösen fémből készül és felületén lyukak vannak. A lyukak átmérője általában mintegy $1,27 \cdot 10^{-2}$ m. A lyukak az egész lemezt kitöltik, minden lyuk felett a 36 háromszögű vasidom helyezkedik el, melyeket a 28 lemezhez rögzítünk. A vasidomok feladata, hogy a folyadékáramot eloszlassák a lemez felületén, így küszöböljük ki a stagnáló szilárdanyag-zóna kialakulását. Megakadályozzák ugyanakkor azt is, hogy az ágy süllyedése esetén a gyanta a lyukakon átjusson.

A visszavezetett rendszerben a katalizátorral és a reakciópartnerekkel szemben inert anyag lehet jelen. A 24 hőcserélőből lefelé távozó reakciórendszerhez előnyösen aktivátort adhatunk. Az aktivátort ebben az esetben a 38 adagolóegységből a 40 vezetéken át juttatjuk a visszavezetésre kerülő rendszerbe.

A fluidizált ágyas reaktort lényegében olyan hőmérsékleten üzemeltetjük, amely alatta van a polimerrészecskék szintereződési hőmérsékletének, hogy szintereződés ne lépjen fel. A szintereződési hőmérséklet függvénye a gyanta sűrűségének. A kis sűrűségű polietilényanták szintereződési hőmérséklete általában alacsony, a nagy sűrűségű polietilényanták szintereződési hőmérséklete magasabb. Így például mintegy $0,91 - 0,95$ g/cm³ sűrűségű etilén kopolimerek előállításánál a reakcióhőmérséklet mintegy $75 - 95$ °C, mintegy $0,95 - 0,97$ g/cm³ sűrűségű etilén ko- és homopolimerek előállításánál pedig mintegy $100 - 115$ °C.

A fluidizált ágyas reaktor legfeljebb mintegy $6,89 \cdot 10^6$ Pa nyomáson üzemelhet, poliolefinyanták előállításánál a nyomás előnyösen mintegy $7 \cdot 10^5 - 24,5 \cdot 10^5$ Pa. Ha a megadott határon belül magasabb nyomáson dolgozunk, kedvezőbb a hőelvezetés, mivel a nyomás növekedésével nő a gáz térfogategységre eső hőkapacitása.

A részlegesen vagy teljesen aktivált prekurzor keveréket és/vagy katalizátort (a továbbiakban együttesen katalizátornak nevezzük) a 42 pontnál vezetjük be az ágyba a fogyásának megfelelő sebességgel. A 42 bevezetés a 28 elosztólemez felett helyezkedik el. A katalizátort előnyösen olyan helyen vezetjük be a reaktorba, ahol a polimerrészecskék jó keverése biztosított. A fluidizált ágyas polimerizációs reaktor kielégítő működésének lényeges eleme, hogy a katalizátort az elosztólemez felett injektáljuk be. Mivel a katalizátorok nagyon aktívak, az elosztólemez alá történő injektálásuk esetén itt lépne fel polimerizáció és az az elosztólemez eltömődését okozná. Ha a katalizátort a fluidizált ágyba injektáljuk, ez elősegíti a katalizátor eloszlását az ágyban és megakadályozza a „forró helyeket” eredményező nagy katalizátor-koncentrációjú helyek kialakulását. Ha a katalizátort az ágy felett injektáljuk a reaktorba, felesleges katalizátor kerül a visszavezetett áramba, itt is megkezdődhet a polimerizáció és a vezeték eldugulása és hőcsere léphet fel.

A katalizátort különböző módon injektálhatjuk a reaktorba. Előnyösen folyamatosan vezetjük be a katalizátort a reaktorba például a 3 779 712 számú amerikai egyesült államokbeli szabadalmi leírásban leírt berendezéssel. A katalizátort előnyösen a reaktor falától a reaktor átmérője 20-40%-ának megfelelő távolságban és az ágy magassága 5-30%-ának megfelelő magasságban vezetjük be.

A katalizátorral szemben inert gázt, például nitrogént vagy argont a katalizátornak az ágyba való bevitelére alkalmazzuk.

Az ágyban keletkező polimer mennyisége függ a katalizátor beinjektálásának sebességétől és a monomer(ek)nek a visszavezetett rendszerben való koncentrációjától. A polimertermelést egyszerűen a katalizátor injektálásának sebességével szabályozzuk.

Mivel a katalizátor injektálási sebességének változásával a reakciósebesség és így a reakcióhő mennyisége is változik, a reaktorba belépő visszavezetett áram hőmérsékletét úgy csökkentjük vagy növeljük, hogy a termelő reakcióhő ne változzon. Így lényegében ál-

landó ághőmérsékletet tudunk biztosítani. Felszerelhetjük a hőmérsékletváltozás ellenőrzésére szolgáló műszerekkel is a fluidizált ágyat és a visszavezetett áramot hűtő rendszert is, és így az ágy hőmérsékletének megfelelően változtathatjuk a visszavezetett áram hőmérsékletét.

Megfelelő feltételek megválasztásával a fluidizált ágyat állandó magasságon tarthatjuk, mégpedig úgy, hogy a polimertermék keletkezésének megfelelő sebességgel az ágy egy részét elvezetjük. Mivel a reakcióhő a termék keletkezésének arányában nő, a reaktorban lévő folyadék hőmérsékletének mérése (a bevezetett és elvezetett folyadék hőmérsékletének különbsége) jellemző a polimerképződés állandó folyadéksebesség melletti sebességére, abban az esetben, ha a bevezetett folyadékban elpárolgásra képes folyadék nincsen jelen.

Amikor a 10 reaktorból a polimerterméket elvezetjük, a folyadékot célszerűen elválasztjuk a terméketől és a 22 vezetéken át visszavezetjük. Ennek kivitelezésére számos megoldás ismert az irodalomból. Egyik előnyös rendszert az 1. ábrán mutatjuk be. Ennek megfelelően a folyadék és a termék a 10 reaktort a 44 ponton hagyja el és lép be a 48 szelepen keresztül a 46 ürítőtartályba. A 48 szelep a golyósszelephez hasonlóan nyitott állapotban minimálisan gátolja az áramlást. A 46 ürítőtartály felett és alatt az 50 és 52 általánosan alkalmazott szelepek vannak. Az 52 szelepet azért alkalmazzuk, hogy elősegítsük a terméknek az 54 termék-túlfolyótartályba való áthaladását. Az 54 termék-túlfolyótartály az 56 szellőzőegységgel és az 58 gázbevezető-egységgel van felszerelve. Az 54 termék-túlfolyótartály alján a 60 kivezetőszelep helyezkedik el, amely nyitott állapotban lehetővé teszi a termék eltávolítását, melyet a továbbiakban tárolunk. Ha az 50 szelep nyitott állapotban van, folyadékot enged a 62 túlfolyótartályba. A 62 túlfolyótartályban lévő folyadékot a 64 szűrőabszorberen, majd a 66 kompresszoron át, a 68 vezetéken vezetjük a 22 visszavezetésre szolgáló vezetékbe.

A találmányunk szerinti eljárás egyik módja szerint a 48 szelep nyitott, az 50 és 52 szelep zárt állapotban van. A termék és a folyadék a 46 ürítőtartályba lép be. A 48 szelep zár, a termék a 46 ürítőtartályban van. Az 50 szelepet ezután kinyitjuk és így a folyadék a 46 ürítőtartályból a 62 túlfolyótartályba kerül, innen folyamatosan a 22 visszavezetésre szolgáló vezetékbe nyomjuk. Az 50 szelepet zárjuk és az 52 szelepet nyitjuk és a 46 ürítőtartályban lévő összes terméket az 54 termék-túlfolyótartályba juttatjuk. Ezután az 52 szelepet zárjuk. A terméket inert gázzal előnyösen nitrogénnel öblítjük át, ezt az 58 vezetéken át vezetjük az 54 termék-túlfolyótartályba és az 56 vezetéken át távolítjuk el. A terméket ezt követően a 60 szelepen át távolítjuk el a termék-túlfolyótartályból és a 20 vezetékén át vezetjük a tárolás helyére.

A szelepek működésének egymásutánosságát megfelelő ismert programozható szabályozókkal állítjuk be. A szelepeken időnként gázáramot vezethetünk át és így megakadályozzuk, hogy agglomerált részecskéket tartalmazzanak.

Hasonlóan előnyösen alkalmazható termékkürrítő rendszert ismert a 287 815 számú amerikai egyesült államokbeli szabadalmi leírás. Ez a rendszer legalább egy pár (párhuzamosan elhelyezett) tartályt alkalmaz, egy ülepítőtartályt és egy továbbítótartályt, melyeket egymás után kapcsolnak. Az ülepítőtartály tetejéről elvezetett gázfázist a fluidizált ágy tetejéhez közel vezetik be a reaktorba. Ennek a rendszernek az alkalmazása esetén nincs szükség az 1. ábra szerinti 64, 66 és 68 vezetékekre.

A fluidizált ágyas reaktor megfelelő szellőzőberendezéssel (az ábrán ezt nem tüntettük fel) is rendelkezik, így biztosítva van az ágy szellőzése a reakció megindításától annak befejeződéséig. A reaktorban keverős- és/vagy a falat lekaparó egységeket nem kell alkalmazni. A 22 visszavezetésre szolgáló vezeték és az ehhez tartozó elem 30 kompresszor és 24 hőcserélő sima felületűek és nem tartalmaznak szükségtelen kiemelkedéseket és így nem akadályozzák a visszavezetett folyadék és az ebben lévő részecskék áramlását.

A találmány szerinti eljárással előállítható polimerek például etilén, propilén vagy butén homopolimerek vagy nagyobb mól%-ú etilén, propilén vagy butén kopolimerek, kisebb mól%-ú egy vagy több 2-8 szénatomos α -olefin kopolimerek. A 2-8 szénatomos α -olefinnek harmadik szénatomig előnyösen nem tartalmaznak elágazó szénláncot. Előnyös 2-8 szénatomos α -olefinnek az etilén, propilén, butén-1, pentén-1, hexén-1, 4-metil-pentén és oktén-1.

Az etilénpolimerek ömledékfolyás aránya például nagyobb 22-nél. Az ömledékfolyás aránya a polimer molekulatömeg eloszlására jellemző érték. A 22-es ömledékfolyás arány (MFR) például mintegy 2,7 Mw/Mn átlag (molekulatömeg/számátlag molekulatömeg) értéknek felel meg (szokásos méretű kiszorítós kromatográfiával határozzuk meg).

Az etilén homopolimerek sűrűsége $\geq 0,958$ és $\leq 0,972$ g/cm³ közötti.

Az etilén kopolimerek sűrűsége legfeljebb mintegy 0,96 g/cm³. Az etilén kopolimer sűrűségét, a kopolimer adott ömledékfolyás arányánál elsősorban az etilénnek kopolimerizált 3-8 szénatomos komonomerek mennyisége határozza meg. Ha az etilént komonomerek nélkül homopolimerizáljuk, mintegy $\leq 0,96$ g/cm³ sűrűségű polimereket kapunk. Ha a kopolimerizálás nagyobb mennyiségű komonomert adunk, a kopolimer sűrűsége csökken. Az azonos körülmények között azonos eredmény eléréséhez szükséges 3-8 szénatomos komonomer-mennyiség monomerenként változó.

Az azonos sűrűségű és azonos ömledékfolyás arányú etilén kopolimer előállításához a következő sorrendnek megfelelően nagyobb mennyiségű komonomer szükséges $C_3 < C_4 < C_5 < C_6 < C_7 < C_8$.

A találmány szerinti eljárással előállított etilén polimerek granulátumok, térfogatsűrűségük mintegy $41,5 \cdot 10^4 - 88,6 \cdot 10^4$ kg/m³, átlagos szemcseméretük mintegy $12,7 \cdot 10^{-5} - 15,24 \cdot 10^{-4}$ m. A szemcseméret a fluidizált ágyas reaktorban való fluidizálhatóság szempontjából fontos.

A találmányunk szerinti eljárással fluidizált ágyas reaktorban exoterm polimerizációs reakció esetén

megnövelhetjük a polimer tér/idő kitermelését. Ennek érdekében a visszavezetett áram hőmérsékletét harmatpontja alá hűtjük, a kapott kétfázisú folyadékáramot visszavezetjük a reaktorba úgy, hogy a fluidizált ágyat a visszavezetett áram harmatpontja fölötti kívánt hőmérsékleten tartjuk. A visszavezetett áram hűtési kapacitását egyrészt a belépő visszavezetett áram és reaktor hőmérséklete közötti különbség, másrészt a visszavezetett áramban lévő kondenzált folyadék elpárologtatása útján növeljük meg.

Azt tapasztaltuk tehát, hogy mind ez ideig ok nélkül korlátozták a visszavezetett áram hőmérsékletét annak harmatpontja fölé.

A kondenzált anyag mennyiségét és így a kitermelés növekedését úgy is elérhetjük, hogy az eljárási paramétereket a visszavezetett áram harmatpontjának a növelemében irányában változtatjuk. Azt tapasztaltuk, hogy a kondenzáló folyadéknak a visszavezetett áramban lévő mennyisége legfeljebb mintegy 20 tömeg%, előnyösen legfeljebb mintegy 10 tömeg% lehet. Ilyen mértékű kondenzálás eléréséhez a hőcserélő zónából való kilépési hőmérsékletet úgy állítjuk be, hogy az elegy harmatpontja alatti kívánt hőmérsékletre való hűtést érjük el.

1. példa

Az előzőekben leírtak szerint üzemelő fluidizált ágyas gázfázisú reakciórendszert alkalmazunk részlegesen kondenzált visszavezetett árammal. Hexán-1/propilén/etilén kopolimert állítunk elő a következő

körülmények között:

A visszavezetett áram összetétele, mól%	
nitrogén	34,7
etilén	38,1
etán	8,9
propilén	5,1
hexán-1	4,8
hidrogén	7,3
metán	0,1

A visszavezetett áram harmatpontja 57,8 °C (a hőcserélő nyomásán).

A reaktor gázbevezetésének hőmérséklete 48 °C.

A visszavezetett gázban lévő folyadék 4,6 tömeg%.

Katalizátor – tetrahydrofuran, magnézium-klorid és titán-klorid dietil-alumínium-kloriddal (dietil-alumínium-klorid és tetrahydrofuran molaránya 0,4) és tri-n-hexil-alumíniummal (tri-n-hexil-alumínium és tetrahydrofuran molaránya 0,4) redukált komplexe, mellyel trietil-alumíniummal kezelt szilícium-dioxidot impregnáltunk.

A reaktor hőmérséklete 88 °C.

A reaktor nyomása $18,6 \cdot 10^5$ Pa.

Felületi gázsebesség a fluidizált ágyban $10,1 \cdot 10^{-1}$ m/s.

Az ágy magassága 11,2 m.

Az ágy átmérője 2,43 m.

Tér/idő kitermelés $81,7 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{h}$.

A gyanta ömledékfolyás aránya 1,0 dg/p.

A gyanta sűrűsége $0,918 \text{ g/cm}^3$

Aktivátor – trietil-alumínium.

1.a példa

Az 1. példában leírt rendszert alkalmazzuk, eltérés csak a visszavezetett gáz hűtésében és a katalizátor injektálásának a sebességében van.

5	nitrogén	36,5
	etilén	38,2
	etán	11,2
	propilén	5,0
	hexán-1	4,1
10	hidrogén	4,8
	metán	-

A visszavezetett áram harmatpontja 53,2 °C (a hőcserélő nyomásán).

A reaktor gázbevezetésének hőmérséklete 60,6 °C.

A visszavezetett gázban lévő folyadék 0.

A reaktor hőmérséklete 87,1 °C.

A reaktor nyomása $18,6 \cdot 10^5$ Pa.

Felületi gázsebesség a fluidizált ágyban $10,1 \cdot 10^{-1}$ m/s.

Az ágy magassága 11,2 m.

Az ágy átmérője 2,43 m.

Tér/idő kitermelés $32 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{h}$.

A gyanta ömledékfolyás aránya 1,0 dg/p.

A gyanta sűrűsége $0,918 \text{ g/cm}^3$.

25 Aktivátor – trietil-alumínium.

Ha az 1. példa szerint a visszavezetett áram harmatpontja alatt dolgozunk, a tér/idő kitermelés ($\text{kg gyan-ta/m}^3 \cdot \text{h}$) nő. Ez mintegy 2,5-szöröse az 1.a példa szerinti, folyadékfázist nem tartalmazó visszavezetett áram alkalmazásával kapott kitermelésnek.

2. példa

Propilén és hexén-1 helyett α -olefinként butén-1-t alkalmazunk és a következő feltételek mellett dolgozunk:

	hidrogén	6,3
	etilén	57,8
	butén-1	26,7
	inert gáz	9,2

A visszavezetett áram harmatpontja 49,7 °C (a hőcserélő nyomásán).

A reaktor gázbevezetésének hőmérséklete 47,2 °C.

A visszavezetett gázban lévő folyadék 1,2 tömeg%.

Katalizátor – tetrahydrofuran, magnézium-klorid és titán-klorid tri-n-hexil-alumíniummal (tri-n-hexil-alumínium és tetrahydrofuran molaránya 0,7) redukált komplexe, mellyel trietil-alumíniummal kezelt szilícium-dioxidot impregnáltunk.

50 A reaktor hőmérséklete 87,5 °C.

A reaktor nyomása $18,5 \cdot 10^5$ Pa.

Felületi gázsebesség a fluidizált ágyban $10,1 \cdot 10^{-1}$ m/s.

Az ágy magassága 11,2 m.

55 Az ágy átmérője 2,43 m.

Tér/idő kitermelés $99,3 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{h}$.

A gyanta ömledékfolyás aránya 1,0 dg/p.

A gyanta sűrűsége $0,918 \text{ g/cm}^3$.

Aktivátor – trietil-alumínium.

60

2.a példa

A 2. példa szerint dolgozunk azzal az eltéréssel, hogy a visszavezetett áram nem tartalmaz kondenzált folyadékot.

hidrogén	4,5
etilén	59,3
butén-1	26,7
inert gáz	9,5

A visszavezetett áram harmatpontja 44,1 °C (a hőcserélő nyomásán).

A reaktor gázbevezetésének hőmérséklete 56 °C.

A visszavezetett gázban lévő folyadék 0.

Katalizátor – tetrahydrofuran, magnézium-klorid és titán-klorid tri-n-hexil-alumíniummal (tri-n-hexil-alumínium és tetrahydrofuran molaránya 0,7) redukált komplexe, mellyel trietil-alumíniummal kezelt szilícium-dioxidot impregnáltunk.

A reaktor hőmérséklete 83,7 °C.

A reaktor nyomása $18,3 \cdot 10^5$ Pa.

Felületi gázsebesség a fluidizált ágyban $10,8 \cdot 10^{-1}$ m/s.

Az ágy magassága 11,4 m.

Az ágy átmérője 2,43 m.

Tér/idő kitermelés $59,3 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{h}$.

A gyanta ömledékfolyás aránya 1,0 dg/p.

A gyanta sűrűsége $0,918 \text{ g/cm}^3$.

Aktivátor – trietil-alumínium.

3-8. példa

Az eljárások jellemzőit a következő táblázatban adjuk meg. Hexén-1/butén-1/etilén, etilén/propilén, etilén/butén-1, pentén-1/etilén polimerizációjánál, valamint butén-1/etilén, továbbá etilén izopentán inert folyadék jelenlétében végzett polimerizációjánál a fluidizált ágy hűtésére különböző kondenzáló visszavezetett áramokat alkalmazunk.

A példa száma	3	4	5
Termék	C ₆ /C ₄ /C ₂	C ₂ /C ₃	C ₂ /C ₄

A visszavezetett áram összetétele (mól%)

nitrogén	34,7	17,4	43,5
etilén	38,1	0,64	0,25
etán	8,9	–	–
propilén	–	63,5	–
propán	–	16,5	–
butén-1	5,1	–	50,0
bután	–	–	5,0
pentén-1	–	–	–
izopentán	1,0	1,0	0,5
hexén-1	4,8	–	–
hidrogén	7,3	0,95	0,75
metán	0,1	–	–

A visszavezetett áram harmatpontja (°C) x

	63,0	44,4	44,0
--	------	------	------

A példa száma	3	4	5
Termék	C ₆ /C ₄ /C ₂	C ₂ /C ₃	C ₂ /C ₄

5	A reaktor gázbevezetésének hőmérséklete (°C)	54,3	43,5	41,6
	A visszavezetett gázban lévő folyadék (tömeg%)	4,8	4,2	8,8
10	A reaktor hőmérséklete (°C)	88	60	50
	A reaktor nyomása (Pa)	$18,6 \cdot 10^5$	$18,6 \cdot 10^5$	$8,3 \cdot 10^5$
15	Felületi gázsebesség a fluidizált ágyban (m/s)	$10,1 \cdot 10^{-1}$	$8,6 \cdot 10^{-1}$	$10,1 \cdot 10^{-1}$
	Az ágy magassága (m)	11,2	11,2	11,2
	Tér/idő kitermelés (kg/m ³ ·h)	88,1	105,7	64,1
20	X a hőcserélő nyomásán			

A példa száma	6	7	8
Termék	C ₆ /C ₄ /C ₂	C ₂ /C ₃	C ₂ /C ₄

25	A visszavezetett áram összetétele (mól%)			
	nitrogén	40,7	15,7	37,5
	etilén	35,0	38,6	35,0
	etán	9,0	3,0	5,0
	propilén	–	–	–
	propán	–	–	–
35	butén-1	–	17,7	–
	bután	–	2,3	–
	pentén-1	10,5	–	–
	izopentán	–	14,2	10,5
	hexén-1	–	–	–
40	hidrogén	3,8	6,2	11,0
	metán	1,0	2,3	1,0
	A visszavezetett áram harmatpontja (°C) x	53,7	74,4	47,4
45	A reaktor gázbevezetésének hőmérséklete (°C)	42,5	65,9	34,0
	A visszavezetett gázban lévő folyadék (tömeg%)	8,4	11,5	10,5
50	A reaktor hőmérséklete (°C)	88	88	110
	A reaktor nyomása (Pa)	$18,6 \cdot 10^5$	$18,6 \cdot 10^5$	$18,6 \cdot 10^5$
55	Felületi gázsebesség a fluidizált ágyban (m/s)	$10,1 \cdot 10^{-1}$	$10,1 \cdot 10^{-1}$	$10,1 \cdot 10^{-1}$
	Az ágy magassága (m)	11,2	11,2	11,2
	Tér/idő kitermelés (kg/m ³ ·h)	128,1	112,1	171,4
60	X a hőcserélő nyomásán			

9-9.a példa

A találmány szerinti eljárást vinil-kloridnak poli(vinil-klorid)-dá való polimerizálásánál alkalmazzuk a következő jellemzőkkel.

A példa száma	9. Kondenzálás nélkül	9.a Kondenzálással
A visszavezetett áram összetétele (mól%)		
nitrogén	68	68
vinil-klorid	32	32
A visszavezetett áram harmatpontja (°C) x	43	43
A reaktor gázbevezetésének hőmérséklete (°C)	45	41,5
A visszavezetett gázban lévő folyadék (tömeg%)	0	3,1
A reaktor hőmérséklete (°C)	60	60
A reaktor nyomása (Pa)	$20,7 \cdot 10^5$	$20,7 \cdot 10^5$
Felületi gázsebesség a fluidizált ágyban (m/s)	$10,1 \cdot 10^{-1}$	$10,1 \cdot 10^{-1}$
Az ágy magassága (m)	11,2	11,2
Tér/idő kitermelés (kg/m ³ ·h)	62,4	105,7
x=a hőcserélő nyomásán		

A találmány szerinti eljárással a tér/idő kitermelésben elért javulás a nagyobb hűtőkapacitás eredménye. A nagyobb kapacitás egyrészt a belépő visszavezetett áram és az ágy hőmérséklete közötti nagyobb hőmérséklet-különbség, másrészt a visszavezetett áramban lévő kondenzált folyadék elpárolgásának köszönhető.

A nagyobb hűtőkapacitást nemcsak a belépő áramban lévő folyadék elpárolgása eredményezi, hanem annak is a következménye, hogy a visszavezetett áram

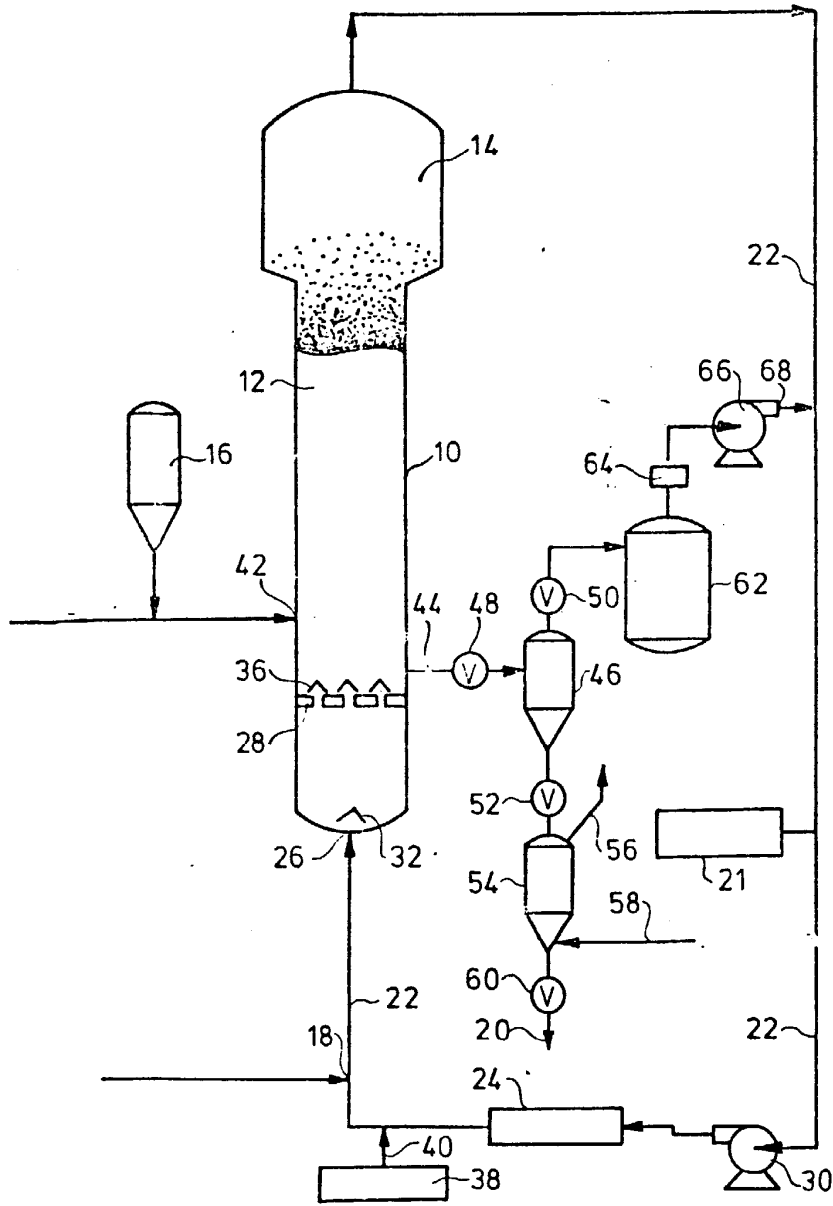
gáz- és folyadékfázisának a hőmérséklete is alacsonyabb, mint az eddig ismert fluidizált ágyas reaktorrendszerek esetén.

A találmányunk szerinti eljárással a kitermelés a már ismert és új reaktorokban is növelhető, ezenkívül találmányunkkal a berendezések beruházási költségei is csökkenthetők. Így például a hexén-1-t tartalmazó etilén kopolimerek előállítására eddig alkalmazott ismert reaktorok nagyobb átmérőjűek, ennek ellenére tér/idő kitermelésük kisebb. Mivel a találmányunk szerinti eljárással hexén-1 és butén-1/etilén kopolimerek esetén is megnő a tér/idő kitermelés, a nagyobb átmérőjű reaktorok alkalmazásával kapcsolatos nagyobb költségek eliminálódnak. Alkalmazhatók a nagyméretű reaktorok is, ebben az esetben a visszavezetett áram sebességét csökkenteni kell, ez pedig a gázkompresszor működésében eredményez költségcsökkenést.

A találmányunk előnye továbbá a hőelvezetés egyszerűsége, a jó folyadékeloszlás, a maximális hőelvezetés, a polimerizációs zónában lévő állandó összetételű gázáram. Mindezek az előnyök annak a következtében lépnek fel, hogy a reaktor alsó részében kétfázisú áramot vezetünk vissza. Nem szükséges a folyadékot összegyűjteni, elválasztani, nem alkalmazunk injektáló berendezést és a folyadék diszpergálva van a fluidizált ágyba a keresztmetszeti felület felett belépő áramban. Így nem lép fel hőmérsékletgradiens és az injektálóegység környezetében nagy helyi folyadékkoncentráció.

SZABADALMI IGÉNYPONT

1. Eljárás polimerek fluidizált ágyas reaktorban exoterm polimerizációs reakcióval történő előállításánál a fluidizált ágy hőmérsékletének a szabályozására, *azzal jellemezve*, hogy az ágyba folyamatosan a reaktorból távozó gázok, az ágyban elérni kívánt maximális hőmérséklet alatti hőmérsékletre hűtött, 20 tömeg% alatti folyadéktartalmú kétfázisú elegyét vezetjük be.



1. ábra