

**Fázisok közötti anyagtranszport
hatékonyságának növelése fokozatszerű
fázisérintkeztetés esetén, mozgó töltet
alkalmazásával**

Kutatási jelentés

OTKA Nyilvántartási szám: T 037498

Dr. Molnár Károly
egyetemi tanár

Bevezetés

Az ipar számos területén alkalmazott művelet a gázkeverékek szelektív szétválasztása abszorbens folyadékkal (abszorpció) vagy az oldott gázkomponens kihajtása egy inert gázzal (deszorpció). Ezen műveletek nemcsak az adott ipari technológiát, hanem a környezetvédelmét is szolgálják. E műveleteket folytonos vagy fokozatszerű fázisérintkeztető berendezésekben hajtják végre. Ugyanezen berendezésekben megvalósítható két vagy több komponensű elegyek rektifikálással történő szétválasztása, ekkor az egymással érintkeztetésbe hozott két fázis a gőz- és folyadékfázis. További fontos feladat a technológiai véggázok és füstgázok tisztítása, a gázok portartalmának csökkentése, oldószerözők visszanyerése, bűzös komponensek és az elragadott folyadékcseppek leválasztása.

Az ipari szétválasztási ill. környezetvédelmi műveleti egységek fő jellemzője, hogy biztosítják a gáz, gőz és folyadékfázis folytonos érintkeztetését. Ezen műveleteknél egyik fázisból a másikba valamely komponens tömegtranszportja következik be. A műveletet megvalósító berendezés főméreteit (beruházási és üzemeltetési költségeit) a tömegtranszport sebessége határozza meg. Ezért nem mindegy, hogy milyen berendezésben valósítjuk meg a fázisok folytonos érintkeztetését.

A fenti műveletekre hagyományosan alkalmazott ún. nyugvó ágyas töltelékes oszlopokban, permetező kolonnákban a létre hozott diszperz folyadékfázis laminárisan csorgó filmként vagy cseppként ellenáramban találkozik a folytonos gáz-, gőzfázissal.

Az anyagátadás a két fázis határfelületén következik be és mértéke a fázison belüli, diffúzió sebességétől függ. Az anyagátbocsátás sebességét sok esetben a folyadékoldali diffúziós ellenállás szabályozza, ekkor a hagyományos berendezésekben a már kialakult diszperz elemi folyadékrezecske fázishatár felületének koncentrációja igen gyorsan eléri az egyensúlyi értéket, de a folyadékfázis főtömegéből a fázishatár felületre vagy fordítva, gyakorlatilag molekuláris anyagtranszport jön létre és ez nagy mértékben lelassítja a folyamat sebességét. Az anyagátbocsátás sebessége úgy növelhető, ha a berendezésben nagy fázisérintkeztetési felületet és nagy fázisokon belüli diffúziós sebességet biztosítunk. Ez utóbbi a fázisokon belüli anyagátadási tényező növelését jelenti.

A diszperz folyadékfázist hagyományos módon létrehozó nyugvó réteges töltelékes kolonnák nagy fázishatár felületet eredményeznek, az ún. „spray” porlasztásos kolonnák még nagyobbak. Mindezek azonban a folyadékoldali anyagátadási tényezőket nem javítják.

Azokban az esetekben, amikor a diffúzió sebességét a folyadékfilm (csepp) ellenállása szabályozza, az anyagátadás növelése érdekében a megnövelt fázishatár felületek mellett a turbulens diffúzió létrehozása jelentősen az előrelépést. A diffúzió akkor turbulens, ha a molekulák helyett nagyszámú molekulákból álló molekula csoportokat viszünk a fázishatár felületről a folyadékfázis főtömegébe vagy fordítva. Ezt a fázishatár felület folytonos darabolásával és a fázis főtömegébe való keverésével a felület állandó megújításával és így a turbulens diffúzió létrehozásával lehet elérni.

Ezt a célt kívánják megvalósítani a különféle speciális kialakítású sok éllel rendelkező töltelékek. A rendszerint áttört testek élei a diszperz folyadékfázis határfelületének újjáalakításában és a főtömeggel való keverésében vesznek részt. A feldarabolt folyadékreszkek egymásnak és a töltetnek ütközve újra darabolódnak, a fázishatár felület megújul és ezáltal javítja az anyagátadás sebességét.

A nyugvó töltetes kolonnák alkalmazása korlátozott olyan esetekben, amikor a folyadék vagy gázfázis valamilyen szilárd anyagot tartalmaz. Ebben az esetben a töltetágy szűrőként működve elszennyeződik, eltömődik miközben az ágyon való fluidum átáramlás nyomásesése megnő. A turbulens diffúzió sebessége már nem növelhető lényegesen új fejlesztésű, különleges formájú töltetelemekkel.

A gázoldali anyagátadási ellenállás csökkentését és főleg a gázfázisban lévő szilárd szennyeződések leválasztási hatékonyságának növelését célozzák azok az eljárások és berendezések, amelyek úszó, a folyadékfázis sűrűségénél lényegesen kisebb sűrűségű mozgó töltetet alkalmaznak, melyeknek szerepe a diszperz fázis feldarabolása, a gázbuborékok felületének megújítása és a gázoldali turbulencia növelése. Ennek megvalósítása, hogy a folytonos folyadékfázisban úszó töltet alkalmaznak, amelyek az átbuborékoló diszperz gázfázist emelkedésükben akadályozzák, a buborékokat újjáalakítják.

Az itt ismertetett megoldások alkalmazása során a gázok abszorpciója, deszorpciója, a nedves porleválasztás, valamint az egy idejű gáz- és porleválasztás hatékonysága nem kielégítő, ezen technológiákkal üzemelő berendezések tág határok között nem terhelhetők az üzemeltetési költségek jelentős növelése nélkül.

Célkitűzés

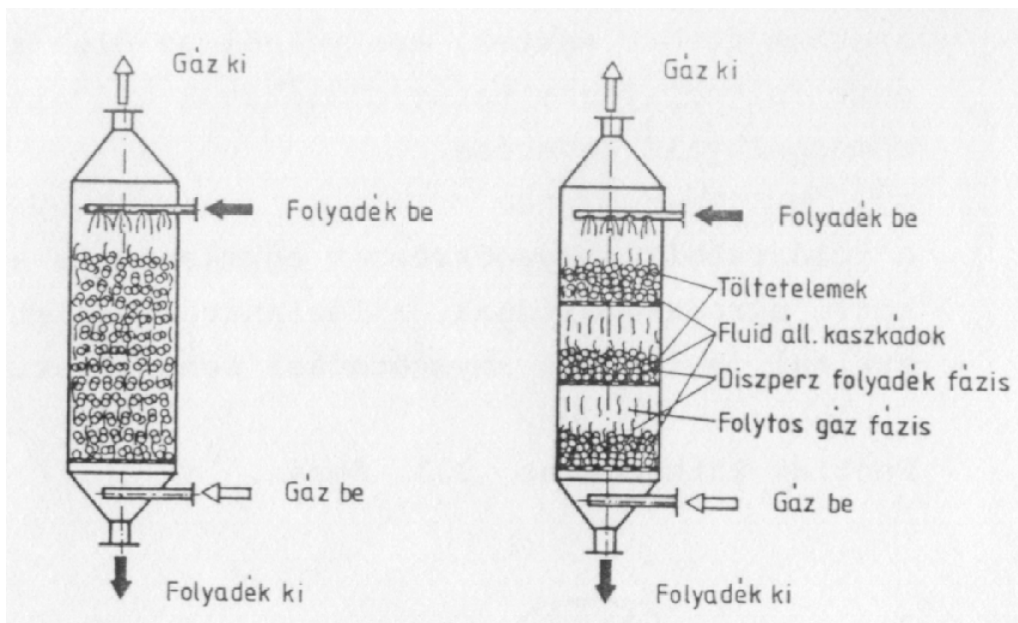
Célunk, hogy az előbbieken felsorolt hiányosságok kiküszöbölésére az eddigieknél hatékonyabb eljárást és berendezést alakítsunk ki elsősorban gázok abszorpciójára, deszorpciójára valamint egyidejű gáz- és porleválasztásra.

A kidolgozott új eljárás és berendezés azon a felismerésen alapul, hogy az anyagátadás növelése érdekében mind a turbulens diffúziót, mind a felület növelését fokozzuk, a diszperz fázis keverését igen intenzíven valósítjuk meg, mégpedig oly módon, hogy folytonos gázfázisban fluidizált töltetet alkalmazunk, amelyre a folyadékfázist diszperz fázisként vezetjük rá.

Az új eljárás lényege tehát, hogy a folytonos gázfázissal a szilárd töltetet fluidizált állapotba hozzuk, a folyadékfázist ellenáramban a fluidizált töltetre diszperz fázisként rávezetjük. Azaz a fázisérintkeztetést folytonosan, ellenáramban valósítjuk meg fluidizált állapotban lévő töltet alkalmazásával. Ekkor a gázzal fluidizált töltetet alkotó testek az ütközések következtében, a felületükön kialakuló folyadékfázist folyamatosan aprítják, felületét megújítják és keverik. Ennek eredményeként nagy fázishatár felület, folytonos fázishatár felület megújulás és a folyadékfázisban nagyobb turbulens diffúzió jön létre.

A javasolt új eljárás során három fázis van jelen, melyek közül a gáz a folytonos-, a folyadék a diszperz fázis, ezek egymással ellenáramban találkoznak a „diszperz” szilárd fázisú fluidizált állapotú töltetelemek felületén. Ezt a rendszert nevezzük „Háromfázisú fluid diszperz rendszer”-nek. Ezt az új fázisérintkeztetést egy hagyományos kolonna testre épülő berendezésben valósítjuk meg. A kolonnát „Fluid diszperz kolonna”-nak (*FDC*-nek) nevezzük.

Az *FDC* berendezés elvi működési vázlatát az 1. ábrán látható.



1. ábra

Fluid Diszperz Kolonna

A berendezés kolonnaként van kialakítva, az ellenáramú közegvezetés biztosított, gáz (gőz) és folyadék elosztó biztosítja az egyenletes folytonos gázfázis és a berendezés átmérője mentén az egyenletes diszperz folyadékfázis kialakulását. Jellemzője a berendezésnek, hogy a kolonna fluidizációs terében gázárammal fluidizálható elemi testekből álló töltet van. A töltet egy nagy szabad keresztmetszettel bíró töltettartón helyezkedik el nyugvó állapotban.

A tömegtranszportot megvalósító berendezéseknél kedvezőtlen a folyadékfázis axiális irányú visszakeveredése, ezért ennek csökkentésére az alábbi megoldást dolgoztuk ki. A kolonnát a fázisok áramlási iránya mentén közbülső töltettartók beépítésével szakaszoltuk, azaz ún. kaszkádokat alakítottunk ki, ezzel megakadályoztuk a folyadékfázis visszakeveredését a fázisok között. Ugyanez elérhető, ha a fluidizálható elemi testek több rész halmazból állnak és a halmazok elemeinek jellemző méretét és sűrűségét változtatjuk.

A célkitűzéseink megvalósítása érdekében rendelkezünk kell azokkal az ismeretekkel, amelyekkel az *FDC* hidrodinamikailag és anyagátbocsátási szempontból méretezhető, ezek megismeréséhez elméleti és kísérleti kutatási módszert alkalmazunk.

Háromfázisú (Gáz-Folyadék-Szilárd) fluidizáció ismertetése

A Gáz-Folyadék-Szilárd fluidizáció üzemeltetési mód alapján négy különböző változat ismert.

Egyenáramú háromfázisú fluidizáció:

- folyadék a folytonos fázis
- gáz a folytonos fázis

Ellenáramú háromfázisú fluidizáció:

- folyadék a folytonos fázis
- gáz a folytonos fázis

Jelen kutatásunk tárgyát az ellenáramú háromfázisú fluidizáció képezi, ahol a folytonos fázis a gázfázis.

A szakirodalomban ezt az érintkeztetési módot megvalósító eljárásokat és berendezéseket turbulens érintkeztetőnek, fluidágyas töltött abszorbernek, mobilágyas vagy turbulenságyas érintkeztetőnek is nevezik; a fluid-diszperz kolonna /FDC/ mellett. [1]

Az ellenáramú háromfázisú fluidizáció nagymértékben függ az ágy geometriájától, a gáz és a folyadék bevezetésének módjától, a fázisok áramlási jellemzőitől és anyagjellemzőitől, a belső szerkezeti elemek kialakításának módjától (tartórács, szilárd részecskék alakja, mérete, sűrűsége).

A háromfázisú fluidizációt megvalósító kolonnában a töltet a két tartórács között helyezkedik el. Az alkalmazott töltetek általában üreges *polietilén* vagy *polipropilén* gömbök vagy *polisztirol* gömbhabok. Sűrűségük $\rho = 100 - 400 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$ és átmérőjük $d = 10 - 35 \text{ mm}$ közötti.

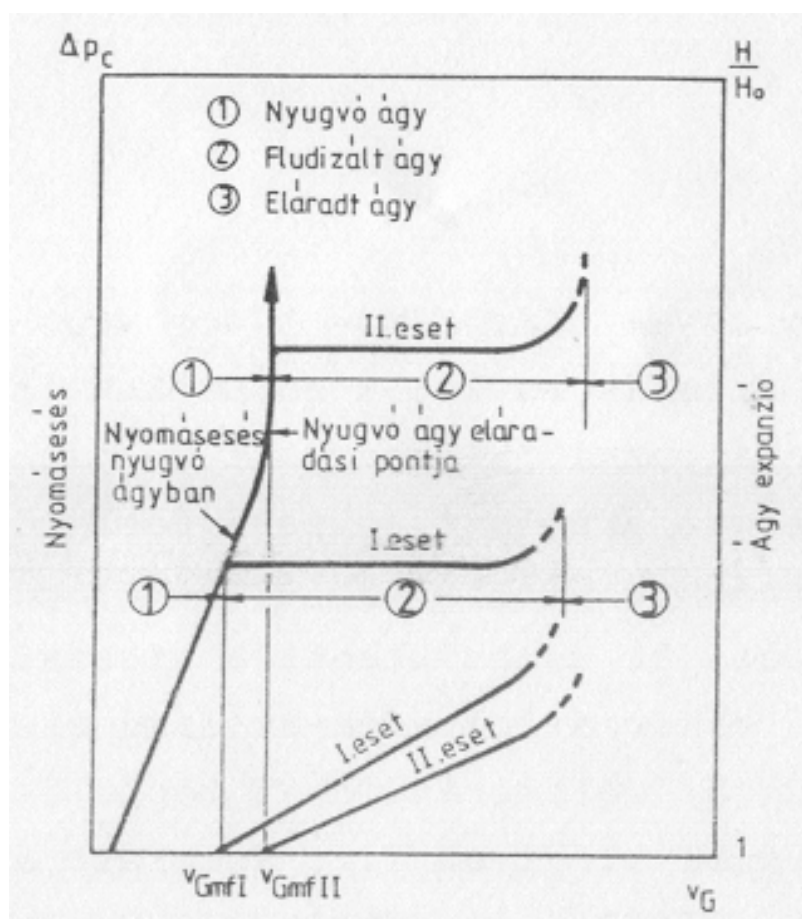
A tartórács szabad keresztmetszete nagyobb mint 70 %. Ez lehetővé teszi, hogy a folyadék gravitációs úton lecsorogjon. Az alsó és felső tartórács távolságát a statikus ágymagasság háromszorosára méretezik. Általános megoldásként a folytonos gázfázis felfelé áramlik, a diszperz folyadékfázis cseppekre bontva lefelé csorog a gravitáció következtében.

Létezik a folyadék áramlás iránya szempontjából kereszt ellenáramú megoldás is, amikor a kolonna falán lévő oldalfuratokon permetezik be a folyadékot, amely az oszlop alján távozik. [2]

Ellenáramú háromfázisú fluidizáció hidrodinamikája

A turbulens érintkeztetőben (FDC) vizsgálva a folytonos gázfázis áramlási sebesség növelésének hatását, állandó folyadék terhelés (állandó folyadék áramlási sebesség) mellett, három egymást követő hidrodinamikai állapotot lehet megkülönböztetni:

- statikus ágy (nyugvóágy)
- fluid ágy
- elárasztott ágy állapot.



2. ábra

Nyomásesés ellenáramú háromfázisú rendszereknél

Kis sűrűségű töltet alkalmazása esetén a fluidizáció olyan gázsebességnél kezdődik, ami megelőzi a nyugvó töltetágyra vonatkozó eláradási sebességet (ld. 2. ábra I. eset) másfelől viszont, ha levegő-víz rendszerben a töltet sűrűsége nagyobb, mint $\rho = 300 \frac{kg}{m^3}$, akkor a

fluidizáció kezdete az eláradási ponton van: II. eset. Az „igazi” elárasztási állapot akkor érhető el, ha a nagy gázsebesség a szilárd részecskéket felnyomja a felső rácshoz, ahol egy nyugvóágyat képezve eláradnak. Az ilyen ágyakban a nyomásesés meredeken növekszik a gázsebesség növelésével és a távozó gázáramban jelentősen megnő az elragadott folyadék mennyisége is. Az intenzív folyadék turbulencia és a nagy anyagátadási hatások elérésére a II. eset javasolt.

Megállapították, hogy a fluidizáció módja lényegesen függ az ágymagasságtól. Egyenletes fluidizációt lehet elérni, ha a statikus ágymagasság kisebb, mint az oszlop átmérője. [3]

A tartórács szabad keresztmetszetének aránya jelentősen befolyásolja a rendszer hidrodinamikáját; továbbá a falhatás is jelentős lehet, ha az oszlopátmérő és a töltetátmérő viszonya kicsi.

Az átáramlás nyomásesése állandósult állapotban a makroszkópikus rendszerre felírt erőegyensúly alapján [4] a következő:

$$\Delta p_C = (\rho_S \varepsilon_S + \rho_L \varepsilon_L + \rho_G \varepsilon_G) g H + \Sigma F \quad (1)$$

$$\Sigma F = F_g + F_\sigma + F_w \quad (2)$$

F_σ a gáz-folyadék fázis határfelület létrehozása miatti nyomásesés tag, amelyre az irodalomban nem áll rendelkezésre információ, mindenki elhanyagolja.

F_g a tartóhálókön való átáramlás nyomásesése, melyről kimutatták [5], hogy elhanyagolható a többi tag mellett, ha a háló szabad keresztmetszete nagyobb mint 83%.

F_w a készülékfal surlódási nyomásesés (nagy átmérőjű kolonnáknál igen kicsi és gyakorlati esetekben elhanyagolható)

A fenti elhanyagolások figyelembe vételével felírható:

$$\Delta p_C = (\rho_S \varepsilon_S + \rho_L \varepsilon_L) g H = (\rho_S \varepsilon_{S,st} + \rho_L \varepsilon_{L,st}) g H_0 \quad (3)$$

ahol

$$\varepsilon_{S,st} = 1 - \varepsilon_0 = \frac{H}{H_0} \varepsilon_S \quad (4)$$

és

$$\varepsilon_{L,st} = 1 - \varepsilon_0 = \frac{H}{H_0} \varepsilon_L \quad (5)$$

Az előző egyenletekben ε_0 a statikus ágy porozitása és H_0 a statikus ágymagasság.

A száraz töltet súlyával kapcsolatos nyomásesés állandó, a folyadék *hold-up* okozta nyomásesés viszont az üzemeltetési körülmények, valamint a rendszer geometriájának a függvénye. Megállapításra került, hogy teljesen fluidizált állapotban a nyomásesés nem függ a gázsebességtől, viszont függ a töltet geometriától és a töltet magasságtól.

Amennyiben ismert a folyadék *hold-up* és a gáz *hold-up*, akkor az ágymagasság [6] szerint számítható:

$$\frac{H}{H_0} = \frac{1 - \varepsilon_0 + \varepsilon_{L,st}}{1 - \varepsilon_G} \quad (6)$$

A szakirodalom az ágymagasság meghatározására még számos egyenletet tartalmaz.

A visszatartott folyadék (*hold-up*) meghatározására számos kísérletet végeztek és empirikus összefüggést határoztak meg. Ezen összefüggések nem általánosíthatók és csak szűk érvényességi tartományban alkalmazhatók. A folyadék *hold-up* függ a statikus ágymagasságtól, a gáz és folyadékterheléstől és a töltet jellemző méretétől. Az irodalomban a folyadék *hold-up* meghatározására több egyenletet is javasolnak a szerzők.

Fontos kérdés a minimális fluidizációs sebesség ismerete, meghatározása. Ez az a gázsebesség amikor a szilárd részecskék fluidizációja megkezdődik, nyugvóágyból fluid ágy lesz.

A minimális fluidizációs sebesség meghatározása függ a kísérleti berendezés geometriájától, az üzemeltetés módjától, az alkalmazott fázisok tulajdonságaitól. A minimális fluidizációs sebesség meghatározásához több egyenletet is találunk az irodalomban. Az egyenletek nagy része tisztán empirikus egyenlet, ezért jelentős eltérés adódik az egyenletek által becsült minimális fluidizációs sebességekben. Jelentős eltérés mutatkozik abban is, hogy milyen elméleti modellel közelítik a jelenséget a minimális fluidizációkor (ld. 2. ábra).

Háromfázisú fluid rendszerek keveredési viszonyai

Háromfázisú fluid ágyban a gázfázisról azt tételezik fel, hogy az axiális irányú áramlás szempontjából az áramlás dugattyúszerű. Ezzel szemben lényeges visszakeveredés tapasztalható a folyadékfázisban. Axiális diszperziós modellt alkalmaztak a fluidfázisok visszakeveredésének leírására [7, 8, 9].

Ellenáramú háromfázisú fluidizáció során a diszperz folyadékfázis axiális irányú visszakeveredéséről a következőket állapították meg [10], hogy a folyadékfázisú axiális diszperziós tényező E_{aL} nő

- növekvő gázsebességnél,
- növekvő folyadéksebességnél,
- növekvő részecske átmérő esetén.

Megállapításra került, hogy a részecske átmérővel definiált *Peclet*-szám

$$Pe = \frac{v_L \cdot d_p}{E_{aL}} \quad (7)$$

egyértelmű függvénye egy gázsebesség szimplexnek, amely jellemzője az ágy mozgás intenzitásának[10].

Általában elmondható, hogy kevés adat és kutatási eredmény áll rendelkezésre az ellenáramú háromfázisú fluid rendszerben bekövetkező axiális visszakeveredés leírására, pedig ezen ismeretek hiányában nem tervezhetők jó hatásfokú abszorberek, deszorberek, reaktorok stb. azaz tömegtranszportot megvalósító berendezések.

Anyagátadás háromfázisú ellenáramú fluid ágyban

Méretezési eljárások kidolgozásához feltétlenül ismerni kell a tömegtranszport jelenséget leíró egyenleteket, a tömegtranszport sebességének számításához szükséges átadási tényezőket, ezek függését az anyagi jellemzőtől, a geometriai és üzemeltetési viszonyoktól. Az irodalomban sok közlemény található az anyagátadás leírásáról, azonban ezek jelentős része egyedi esetekkel foglalkozik, a kapott eredmények érvényességi tartománya nagyon szűk, az eredmények nem általánosíthatók.

A szakirodalomban található kísérleti eredmények alapján megállapítható, hogy az un. átviteli egységmagasság (H_{TU} – *height of the overall mass transfer unit*) nő a növekvő gázsebességnél, a statikus ágymagasság növeléssel és csökken a növekvő folyadéksebességgel.

A folyadék áramlási sebességének növelése növeli az anyagátadási tényező értékét, de néhány esetben azt tapasztalták, hogy egy maximuma van.

Számos kutató vizsgálta az abszorpciós hatásfokot háromfázisú ellenáramú fluidizációs rendszerben azért, hogy értékeit összehasonlíthassa nyugvó ágyon történő abszorpció abszorpciós hatásfokával. Ezek a kutatók arra a megállapításra jutottak, hogy az abszorpciós hatásfok lényegesen nagyobb a háromfázisú fluidizációs rendszerben.

Megállapítható, hogy az anyagátadási tényezők és a fázishatár felület számításához kevés adat áll rendelkezésre. A közölt adatok is csak szűk érvényességi tartománnyal rendelkeznek.

Összegzés

A vonatkozó szakirodalom és saját kutatási eredményeink alapján megállapítható, hogy a háromfázisú ellenáramú fluidizáció egy hatékony szétválasztó eljárás. Az eljárás széleskörű elterjedését nagyban gátolja, hogy nem állnak rendelkezésre olyan ismeretek, számítási összefüggések, amelyek az optimális megoldás tervezéséhez alapul szolgáljanak. Sok esetben még empirikus összefüggések sem állnak rendelkezésre a berendezés tervezéséhez. A következőkben kutatni kell a lépték növelés hatását, vizsgálni a töltet paramétereinek (alak, sűrűség, anyag..) hatását is. Olyan méretezési összefüggésre van szükség, amelyekkel a leggyakrabban előforduló ab-, deszorpciós és környezetvédelmi technológiák számára gazdaságosan működő berendezések tervezhetők.

Fluid diszperz eljárás és berendezés

A kifejlesztett kísérleti mérőállomás a háromfázisú ellenáramú (Gáz-Folyadék-Szilárd) fluidizációs eljárás megvalósítására.

Az oszlopban ellenáramú közegvezetést alkalmaztunk úgy, hogy a folytonos gáz (gőz) fázissal fluidizált szilárdtestek halmazára ellenáramban diszperz fázisként vezettük rá a folyadékfázist, amely a kolonna hossza mentén diszperz fázisként csorog lefele.

Lényeges eleme az általunk kifejlesztett *Fluid Diszperz eljárásnak* és *Fluid Diszperz Kolonnának*, hogy közbülső tartóelemek beépítésével a szilárd töltethalmazt több részre szakaszoltuk (kaszkádokra bontottuk) elsősorban a folyadékfázis axiális irányú visszakeveredésének megakadályozására (jelentős mértékű csökkentésére).

A kifejlesztett kolonnában különböző geometriájú és anyagú tölteteket vizsgáltunk.

Az általunk alkalmazott töltetek sűrűsége általában nagyobb, mint amelyekről az irodalom beszámol. Tapasztalataink szerint a stabil működés szempontjából jelentős szerepe van a töltet sűrűségének, ugyanis minél kisebb a szilárdfázis sűrűsége a folyadékfázis sűrűségénél, annál inkább előállhat a töltetek felúszási jelensége. Ez korai eláradáshoz és a működésből származó előnyök elvesztéséhez vezet. A töltet sűrűségének csökkenésével a működési tartomány is csökken.

Ugyanakkor a töltet méretét és sűrűségét tekintettük a későbbiek szempontjából ún. szabad tervezői paraméternek, azaz a választott vagy előírt gázáramhoz mindig választható olyan méretű, anyagú és sűrűségű töltet, amelynek a fluidizációs tartománya olyan gáz és folyadéksebességeket követel meg, amellyel a leggazdaságosabb megoldást kapjuk. Ahhoz, hogy kis méretű kolonnát kapjunk, relatív nagy gázsebességeket kell megengedni. A nagyobb gázsebességekhez nagyobb méretű és sűrűségű töltettel biztosítható a fluidizált állapot.

A szilárd töltethalmaz szakaszolásával nemcsak a folyadékfázis axiális irányú visszakeveredését tudjuk jelentősen csökkenteni, hanem a fluidizációt is egyenletesebbé tehetjük. Mivel az egy kaszkádban alkalmazott statikus ágymagasság mindig jelentősen kisebb, mint az oszlopátmérő, így lesz biztosított az egyenletes fluidizáció.

Kaszádokra bontott ágy esetén a statikus ágymagasság:

$$H_0 = n \cdot h_0 \quad (8)$$

ahol:

- n – kaszádszám
- h_0 – egy kaszádon belüli statikus ágymagasság.

Az FDC-ben alkalmazott töltettartó szabadkeresztmetszete minden esetben $f \geq 0.7$, amelyet úgy értünk el, hogy az egy fokozatban lévő nyugvó töltet tömege relatíve kicsi volt. Így a szabad keresztmetszet az irodalomban közölt tapasztalatoknak megfelelően elegendően nagy volt ahhoz, hogy folyadék visszatartást és a töltettartók környezetében folytonos folyadékfázist ne eredményezzen.

A vizsgálataink során alkalmazott félüzemi kísérleti berendezés méretei és az üzemelés körülményei a következők voltak:

készülék anyaga:	<i>plexiglas</i>
készülék átmérője:	$D_c = 300 \text{ mm}$
környezeti hőmérséklet:	$T_{\text{körny}} = 22 - 25 \text{ }^\circ\text{C}$
környezeti nyomás:	$p = 1.013 \text{ bar}$
statikus ágymagasság:	$H_0 = 650 \text{ mm}, H_0 = 540 \text{ mm},$
kaszádszám:	$n = 2 \div 9$
vizsgált töltetelemek:	<i>gömb</i> : $\phi 10 \text{ mm}, \phi 14 \text{ mm}, \phi 38 \text{ mm},$ <i>ellipszoid</i> : $\phi 36 \text{ mm} \times \phi 50 \text{ mm}$
töltet anyaga:	<i>polietilén</i>
vizsgált eljárás:	<i>levegő – NH₃ – víz abszorpció</i>

A vizsgálatok során változó paraméterek:

- gázterhelés $G, G_s \left[\frac{kg}{m^2 h} \right]$
- folyadékterhelés $L, L_s \left[\frac{kg}{m^2 h} \right]$
- kaszkádszám $(n, h_0 - \text{egy kaszkádon belüli ágymagasság})$
- töltetgeometria

Az előzőekben ismertett fluid diszperz eljárásra és berendezésre számítási összefüggések, irodalmi adatok a kaszkádokra bontáshoz és a működési tartományra vonatkozó adatok nem álltak rendelkezésre. Ezért szeretnénk a háromfázisú ellenáramú fluidizációra vonatkozó irodalmi ismeretek felhasználásával, a fluid diszperz eljárás és berendezés hidrodinamikai és anyagátadási törvényszerűségeit meghatározni.

Fluid diszperz rendszer hidrodinamikai tulajdonságai

Ahhoz, hogy a háromfázisú fluid diszperz eljárást alkalmazni tudjuk, az eljárást megvalósító berendezés főméreteit meg tudjuk határozni, ismernünk kell az ágy nyomásesésének alakulását az üzemelési és a geometriai paraméterek függvényében. Ehhez a tapasztalatok szerint a elsősorban a visszatartott folyadék mennyiség ismeretére van szükség.

Fontos ismerni a működési tartományt, ezen belül is a minimális fluidizációs sebesség értékét, ennek ismeretében választható meg az un. üzemi sebesség és ez határozza majd meg adott gázterheléshez a készülék átmérőjét.

A hidrodinamikai jellemzők széleskörű vizsgálatára alkalmas félüzemi *FDC* rendszert tartalmazó kísérleti mérőállomást alakítottunk ki. Ez látható a 2. ábrán.



3. ábra

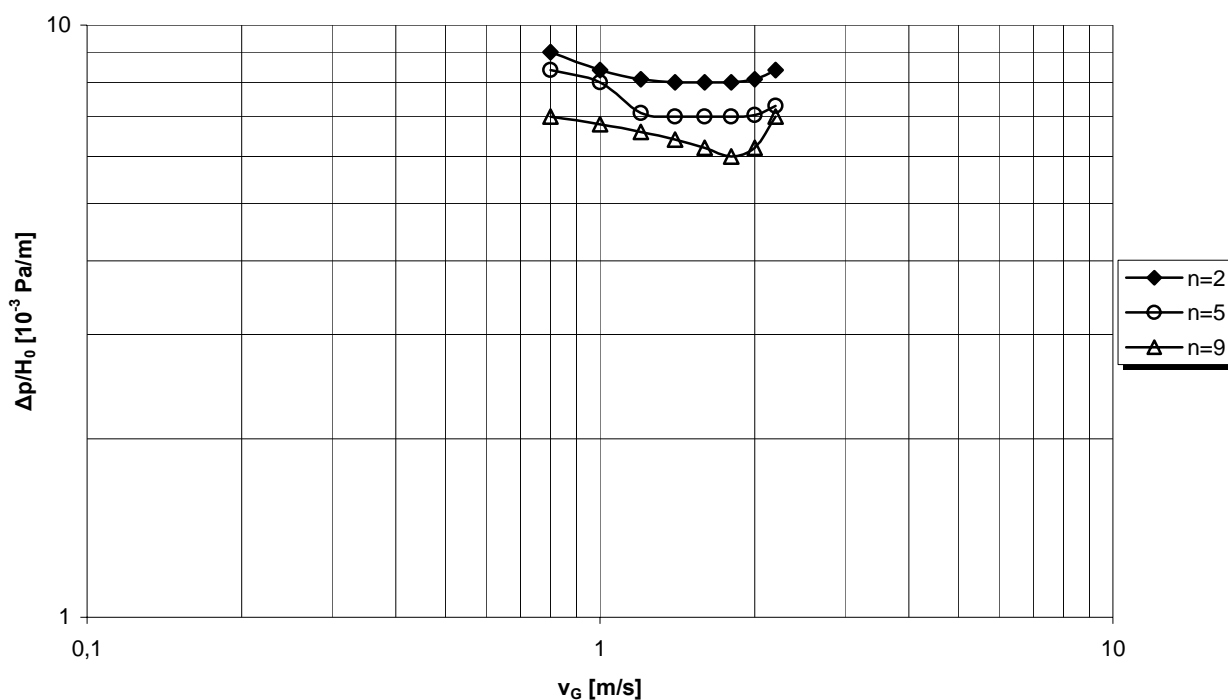
Kísérleti berendezés

A kolonna anyaga *plexiglas*, így lehetőség nyílt a működésre vonatkozó vizuális megfigyelésre is. A hidrodinamikai kísérleteket levegő-víz rendszerrel végeztük különböző üzemeltetési paraméterek mellett.

A 4. ábrán mutatjuk be a kaszkádszám hatását a nyomásesésre a fluidizált tartományban. Az ábra alapján látható, hogy a kaszkádszám növelése –ami az egy fokozaton belüli statikus ágymagasság csökkenést eredményez, mivel $H_0 = n \cdot h_0 = \text{áll.}$ - a nyomásesés csökkenését

okozta. Ez a jelenség csak a visszatartott folyadékmennyiség (*hold-up*) csökkenésével magyarázható.

A kaszkádszám hatása a nyomásesésre



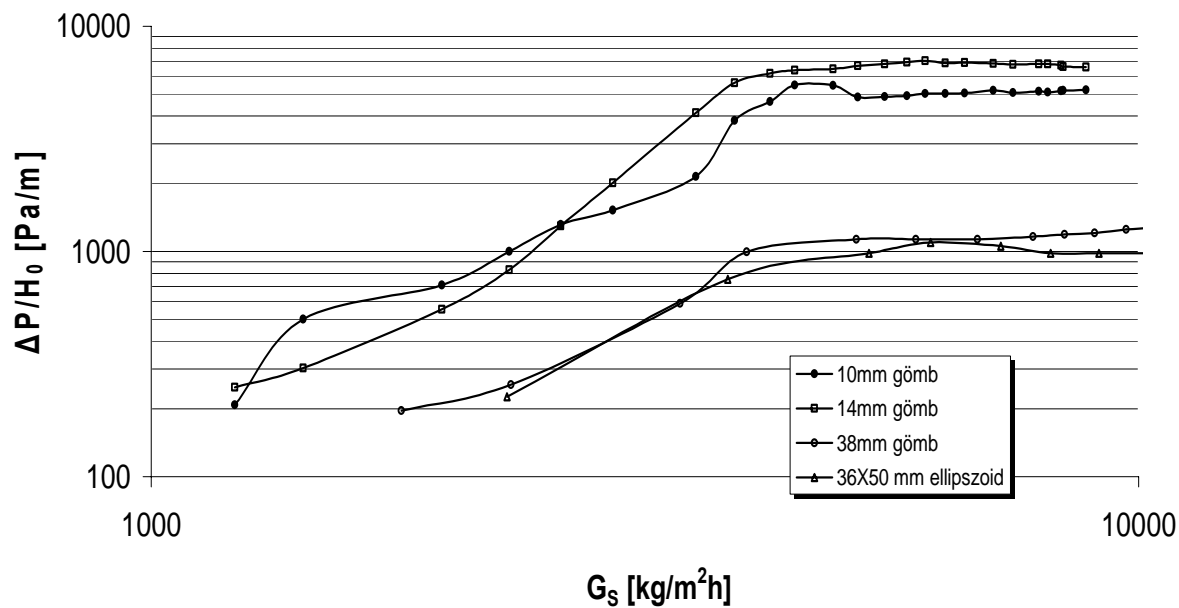
4. ábra

Kaszka szám hatása a nyomásesésre

A 5. ábra a különböző töltetek okozta nyomásesés változást mutatja a gázterhelés függvényében. A mérések során a folyadékterhelés mértékét állandó értéken tartottuk. Az ábra alapján megállapítottuk, hogy a nyugvóágyas oszlopokhoz hasonlóan a gömbtöltet jobb anyagátadási tulajdonságaihoz nagyobb nyomásesés tartozik.

Az 6. ábra szemlélteti a folyadékterhelés változásának hatását az FDC oszlop nyomásesésére ellipszoid töltet alkalmazása esetén. A kísérleti méréseinket két különböző gázterhelésnél végeztük. A vizsgált gázterhelés görbéknek minimuma van, mely az optimalizálhatóság tényét vetíti elő. A görbék minimumához tartozó folyadékterhelésnél adódik a torony leggazdaságosabb működése. A különböző gázterhelésekhez tartozó nyomásesés görbék minimum értéke az általunk vizsgált működési tartományban, állandó folyadékterheléshez tartoznak.

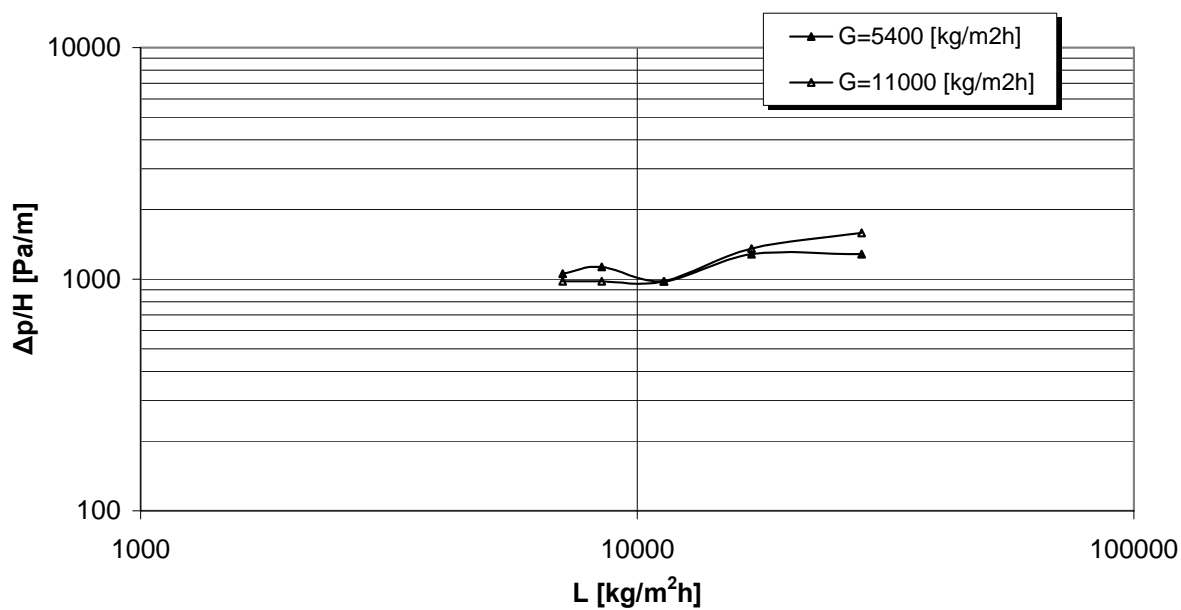
Töltet típus-nyomásesés



5. ábra

Töltet geometria hatása a nyomásesésre

Δp -folyadékterhelés



6. ábra

Folyadékterhelés hatása a nyomásesésre

A visszatartott folyadékmennyiség vizsgálata

A kísérleti méréseinket megelőző kutató munkánk eredményei alapján is látható volt, hogy a visszatartott folyadékmennyisége a geometriai kialakítás és a folyadékterhelésen kívül a gázfázis sebességének és anyagjellemzőinek, valamint a kaszkádszámnak is függvénye.

A visszatartott folyadékmennyiséget a kísérleti berendezésben köbözéses módszerrel határoztuk meg, illetve egységimpulzus zavarásra kapott válaszfüggvény alapján a tartózkodási idő ismeretében néhány pontban ellenőriztük a mérés pontosságát. Közel 250 esetben határoztuk meg a visszatartott folyadék mennyiségét. A mérési módszer és a mért adatok részletesen megtalálhatók a [11] kutatási jelentésben. Megvizsgáltuk a szakirodalomban található összefüggések alkalmazhatóságát figyelembe véve azt, hogy azok érvényességi tartománya jelentősen eltér a saját mérési tartományunktól és egyfokozatú ágyra vonatkoznak. Az elvégzett összehasonlítás alapján megállapítható, hogy amint várható volt, esetünkben –fluid diszperz eljárás és berendezés- a javasolt összefüggések nem alkalmazhatóak.

Ahhoz, hogy a folyadék *hold-up* számítására alkalmas összefüggést határozzunk meg, a dimenzió analízis módszerét alkalmaztuk. Mivel a folyamat matematikai modelljét nem, de a jelenségre jellemző fizikai változókat ismerjük. Felhasználva az un. hasonlósági módszer azon következtetését, hogy a jelenséget leíró matematikai modell megoldása dimenzió nélküli számok közötti függvénykapcsolat formájában adható meg, a feladat a vizsgált jelenségre jellemző fizikai változókból a dimenzió nélküli változók készletének meghatározása.

Jelen esetben a fizikai változók készlete:

$$\varepsilon_{L,st} = \varepsilon_{L,st}(d_p, D_c, n, h_0, \rho_L, \mu_L, v_L, \rho_G, \mu_G, v_G, \rho_s, g) \quad (9)$$

A fenti fizikai változó készlet alapján a dimenzióanalízist elvégezve, az alábbi dimenzió nélküli változók készletét kaptuk:

$$\varepsilon_{L,st} = \varepsilon_{L,st}\left(\text{Re}_L, \text{Re}_G, Fr_L, \frac{D_c}{d_p}, \frac{h_0}{d_p}, \frac{\rho_G}{\rho_L}, \frac{\rho_s}{\rho_L}, \frac{\mu_G}{\mu_L}, n\right) \quad (10)$$

Figyelembe véve, hogy a kísérleti vizsgálatainkat levegő-víz rendszerrel végeztük, hasonlóan az irodalomban közölt összefüggésekhez, a levegő és a víz anyagjellemzőinek arányát tartalmazó szimplexeket a keresett hatványfüggvény állandójába foglaltuk, miután ezek a kísérlet folyamán gyakorlatilag állandók voltak. Így a keresett hatványfüggvény:

$$\varepsilon_{L,st} = C \operatorname{Re}_G^a \operatorname{Re}_L^b \operatorname{Fr}_L^c \left(\frac{D_c}{d_p} \right)^e \left(\frac{h_0}{d_p} \right)^f \left(\frac{\rho_s}{\rho_L} \right)^g n^h \quad (11)$$

ahol:

$$\operatorname{Re}_G = \frac{v_G d_p \rho_G}{\mu_G} = \frac{G_G d_p}{\mu_G} \quad (12)$$

a gázfázis a töltetelre vonatkoztatott Reynolds száma,

$$\operatorname{Re}_L = \frac{v_L d_p \rho_L}{\mu_L} = \frac{G_L d_p}{\mu_L} \quad (13)$$

a folyadékfázis a töltetelre vonatkoztatott Reynolds száma.

$$\operatorname{Fr}_L = \frac{v_L^2}{d_p g} = \frac{G_L^2}{d_p g \rho_L^2} \quad (14)$$

a folyadékfázis a töltetelre vonatkoztatott Froude száma.

A statikus ágymagasságra vonatkoztatott visszatartott folyadék mennyiség

$$\varepsilon_{L,st} = \frac{\sum_{k=1}^n V_{Lk}}{H_0 T} \quad (15)$$

ahol

$$T = \frac{D_C^2 \cdot \pi}{4} \quad (16)$$

egyfokozat esetén, ha $H_0 = áll.$

$$\varepsilon_{L,st_1} = \frac{V_{L1}}{H_0 T} \quad (17)$$

A kaszkádszám növelésével a visszatartott folyadék mennyiség $H_0 = áll.$ mellett is csökken, azaz

$$\sum_{k=1}^n V_{Lk} \leq V_{L1} \quad (18)$$

és így

$$\varepsilon_{L,st} \leq \varepsilon_{L,st_1} \quad (19)$$

A fenti jelenség jól magyarázható azzal az irodalomban is közölt tapasztalattal, hogy a fluidizált állapotú ágy valódi (kiterjedt) magassága a statikus ágymagassággal nem arányosan nő. Az irodalomban [12] egyfokozatra vonatkozó mérések alapján:

$$H_1 = C_2 H_0^{0.6} \quad (20)$$

Ha $n = 2$

$$\sum_{k=1}^2 H_k = 2H_1' \quad (21)$$

ahol

$$H_1' = C_2 \left(\frac{H_0}{2} \right)^{0.6} = C_2 H_0^{0.6} \left(\frac{1}{2} \right)^{0.6} = H_1 \left(\frac{1}{2} \right)^{0.6} \quad (22)$$

és

$$\sum_{k=1}^2 H_k = 2 \left(\frac{1}{2} \right)^{0.6} H_1 = 2^{1-0.6} H_1 \quad (23)$$

illetve $k = n$ esetben

$$\sum_{k=1}^n H_k = n^{1-0.6} H_1 \quad (24)$$

vagy a 0.6-os kitevőt általánosítva és z -vel jelölve

$$\sum_{k=1}^n H_k = n^{1-z} H_1 \quad (25)$$

Miután

$$0 < z < 1 \quad (26)$$

így

$$0 < 1 - z < 1. \quad (27)$$

Bevezetve az $1 - z = l$ jelölést kapjuk:

$$\sum_{k=1}^n H_k = n^l H_1 \quad (28)$$

A fenti összefüggés alapján látható, hogy a kaszkádokra bontása ugyanazon töltethalmaznak, eredőben nagyobb működő magasságot eredményez, azaz az egyes kaszkádokon belül hígabb fluid állapot jön létre, amely a visszatartott folyadék mennyiségét csökkenti. Gyakorlatilag ugyanez a hatás játszódik le –hígabb fluid állapot- a gázsebesség növelése esetén is.

Ha feltételezzük, hogy $H_0 = \text{áll.}$ mellett

$$V_{L1} = \frac{C_1}{H_1} \quad (29)$$

és

$$\sum_{k=1}^n V_{Lk} = \frac{C_1}{\sum_{k=1}^n H_k} \quad (30)$$

akkor kapjuk:

$$\sum_{k=1}^n V_{Lk} = n^{-l} V_{L1} \quad (31)$$

Fentiekkel

$$\varepsilon_{L,st} = \frac{\sum_{k=1}^n V_{Lk}}{H_0 T} = n^{-l} \frac{V_{L1}}{H_0 T} = n^{-l} \varepsilon_{L,st_1} \quad (32)$$

azaz

$$\varepsilon_{L,st} = C \text{Re}_G^a \text{Re}_L^b \text{Fr}_L^c \left(\frac{D_c}{d_p} \right)^e \left(\frac{h_0}{d_p} \right)^f \left(\frac{\rho_s}{\rho_L} \right)^g n^{-l} \quad (33)$$

(33) és (11) összevetéséből látható, hogy

$$h = -l \quad (34)$$

Amennyiben [12] mérési eredmények a mi esetünkre is igaz, akkor miután

$$z = 0.6$$

$l = 1 - z = 0.4$ és $h = -0.4$ kellene, hogy legyen.

Kísérleti vizsgálataink eredményei alapján meghatároztuk a (33) egyenlet még ismeretlen állandóit. A visszatartott folyadék mennyiség számítására fluid diszperz többfokozatú rendszer esetén az általunk meghatározott összefüggés $\pm 15\%$ – os pontossággal alkalmazható úgy, hogy a mért és számított értékek közötti különbség a vizsgált adatok több mint 80% – nál kisebb mint $\pm 10\%$.

Az előzőek alapján fluid diszperz többfokozatú háromfázisú rendszerek alkalmazása esetén a visszatartott folyadékmennyiség az alábbi összefüggés alapján számítható:

$$\varepsilon_{L,st} = 186.23 \cdot \text{Re}_G^{-0.33} \text{Re}_L^{-0.075} \text{Fr}_L^{0.1625} \left(\frac{h_0}{d_p} \right)^{-0.35} \left(\frac{\rho_S}{\rho_L} \right)^{0.18} \left(\frac{D_C}{d_p} \right)^{-0.485} n^{-0.53} \quad (35)$$

Érvényességi tartomány:

$$f \geq 0.7$$

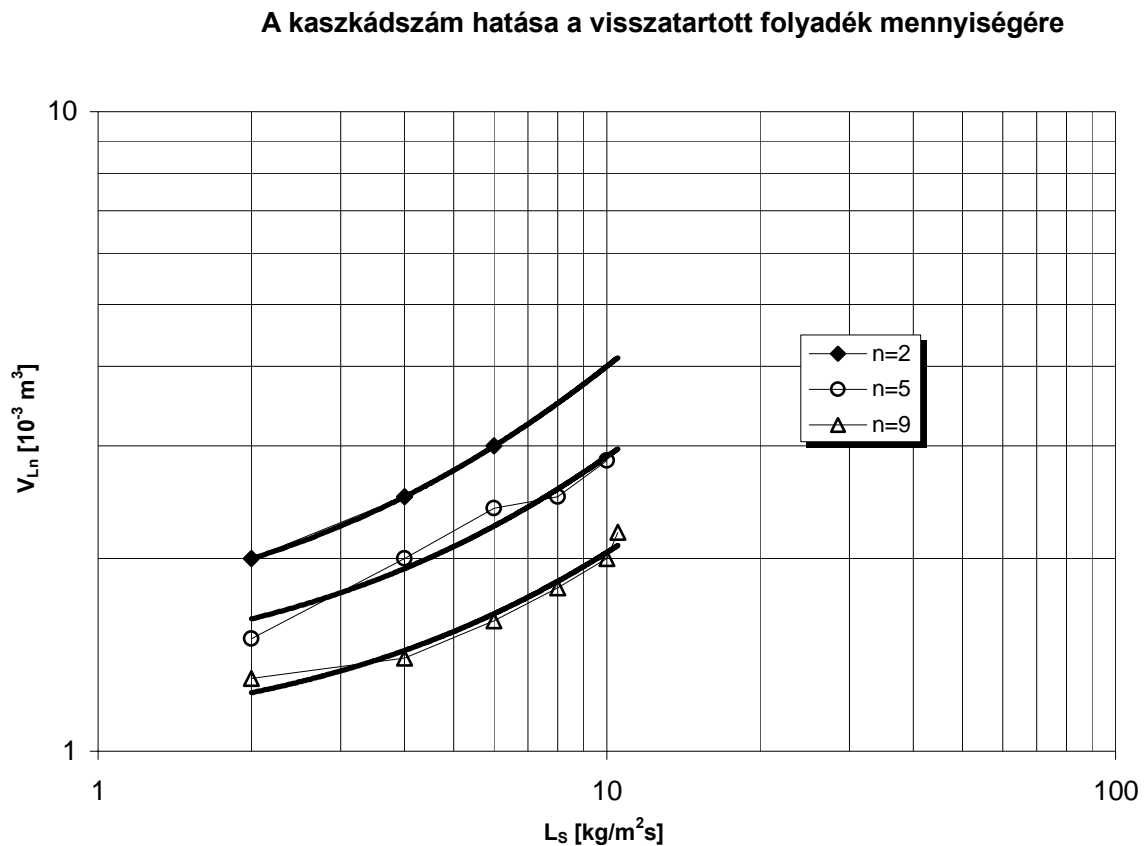
$$0.88 \leq \frac{\rho_S}{\rho_L} \leq 1.05$$

$$6.5 \leq \frac{D_C}{d_p} \leq 20$$

$$1 \leq n \leq 10$$

A gázfázis és folyadékfázis sebességi tartománya a fluidizációs állapotot biztosító sebességek.

A 7. ábra mutatja a visszatartott folyadékmennyiség alakulását a folyadékterhelés függvényében.

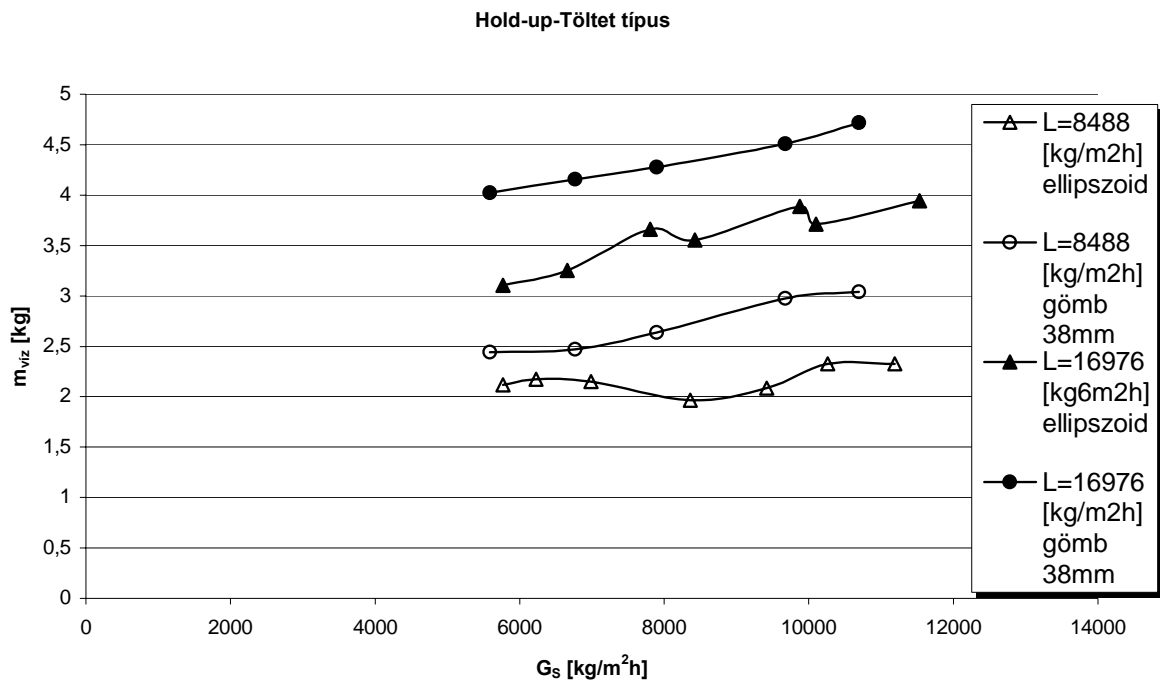


7. ábra

Kaszkádszám hatása a hold-up-ra

A 7. ábrán látható, hogy a kaszkádszám növelésével csökkenthető a visszatartott folyadékmennyiség. A 4. és 7. ábrák alapján megállapítható, hogy a növekvő *hold-up* esetén a kolonna nyomásesése is nőni fog.

A 8. ábra foglalja össze a töltetelem típusának hatását a visszatartott folyadék mennyiségére. A vizsgálatainkat ellipszoid és gömb elemekkel végeztük két különböző folyadékterhelésnél. A *hold-up* változását a gázterhelés függvényében ábrázoltuk. Az ábra alapján az ellipszoid töltet minden gáz és folyadékterhelés esetében kisebb *hold-up*-ot eredményez, amint ezt korábbi méréseink szerint is várható volt.



8. ábra

Töltetgeometria hatása a visszatartott folyadékmennyiségre

Nyomásesés számítása a fluidizáció tartományában

Az átáramlás nyomásesése állandósult állapotban [13] szerint a következő egyenlettel határozható meg.

$$\Delta p_C \cong (\rho_S \varepsilon_S + \rho_L \varepsilon_L) g H_0 = (\rho_S \varepsilon_{S,st} + \rho_L \varepsilon_{L,st}) g H_0 \quad (36)$$

A fenti összefüggés alkalmas a fluid diszperz háromfázisú rendszer alkalmazása esetén a gázfázis nyomásesésének számítására, ha ismerjük a visszatartott folyadékmennyiség értékét ($\varepsilon_{L,st}$). Fluid diszperz többfokozatú háromfázisú rendszerek alkalmazása esetén a visszatartott folyadékmennyiség számítására összefüggést határoztunk meg (35). Ennek ismeretében, valamint ha adott a kolonnába beépített töltet tömege és jellemzői, akkor a nyomásesés számítható:

$$\frac{\Delta p_C}{H_0} \cong (\rho_S \varepsilon_{S,st} + \rho_L \varepsilon_{L,st}) g \quad (37)$$

ahol

$$\varepsilon_S = \frac{V_S}{H_0 T} = \frac{m_S}{\rho_S H_0 T} \quad (38)$$

és

$$\varepsilon_{L,st} = 186.23 \cdot \text{Re}_G^{-0.33} \text{Re}_L^{-0.075} Fr_L^{0.1625} \left(\frac{h_0}{d_p} \right)^{-0.35} \left(\frac{\rho_S}{\rho_L} \right)^{0.18} \left(\frac{D_C}{d_p} \right)^{-0.485} n^{-0.53} \quad (35)$$

Tehát fluid diszperz többfokozatú háromfázisú rendszer esetén a nyomásesés számítható a folyadék *hold-up* valamint a töltet jellemzőinek ismeretében.

Kísérleti vizsgálataink során mértük a nyomásesés mértékét és a számítással kapott értékekkel összehasonlítva jelentős eltérés nem mutatkozott. Az, hogy a nyomásesés értékek a fenti egyenlettel leírhatók, egyben azt is jelenti, hogy a visszatartott folyadék mennyiség számítására kidolgozott összefüggés (35) az összes vizsgált pontban megfelelő pontossággal alkalmazható.

Minimális fluidizációs sebesség

Fluid diszperz kolonna tervezéséhez, vagy meglévő *FDC* berendezés működési tartományának meghatározásához feltétlenül ismerni kell az un. minimális fluidizációs sebesség értékét. A minimális fluidizációs sebesség alatt azt a legkisebb gázsebességet értjük, amelynél az adott jellemzőkkel bíró töltetelemek halmaza állandó diszperz fázisú locsolás mellett fluid állapotba kerül. Ennek számítására az irodalomban csak empirikus összefüggések találhatók, melyek egyfokozatú rendszerekre szűk működési tartományban érvényesek. Célunk egy olyan összefüggés meghatározása, amely a gyakorlat számára megfelelő pontossággal szolgáltatja a minimális fluidizációs sebesség értékét, többfokozatú rendszer esetén is.

Egy adott pillanatban a fluidágy összetérfogata:

$$V_{\text{össz}} = V_L + V_S + V_G = TH \quad (39)$$

Definiálva az un. visszatartott hányadokat, kapjuk:

$$\varepsilon_L = \frac{V_L}{V_{\text{össz}}} \quad (40)$$

$$\varepsilon_S = \frac{V_S}{V_{\text{össz}}} \quad (41)$$

$$\varepsilon_G = \frac{V_G}{V_{\text{össz}}} \quad (42)$$

és

$$\varepsilon_L + \varepsilon_S + \varepsilon_G = 1 \quad (43)$$

A fenti összefüggés a minimális fluidizációs pontban is igaz, tehát írható:

$$\varepsilon_{Lmf} + \varepsilon_{Smf} + \varepsilon_{Gmf} = 1 \quad (44)$$

Az előző pont alapján a gázfázis nyomásesése fluidizált állapotban:

$$\Delta p_G = (\rho_S \varepsilon_S + \rho_L \varepsilon_L) g H \quad (45)$$

A minimális fluidizációs sebességnél feltételezhető, hogy az ágy még éppen nyugvó állapotban van, vagy már éppen fluidizált állapotban van. Nyugvó ágyon egyfázisú áramlás esetén érvényes összefüggés [14]:

$$\frac{\Delta p_G}{H} = 1.75 \frac{1 - \varepsilon_G}{\varepsilon_G^3} \frac{\rho_G v_G^2}{(\phi_S d_p)} \quad (46)$$

ha

$$\text{Re}_G = \frac{v_G d_p \rho_G}{\mu_G} > 1000 \quad (47)$$

Az előbbi feltétel minden, az általunk vizsgált minimális fluidizációs sebességnél teljesül.

Jelen esetben az ellenáramú diszperz folyadékfázis jelenléte miatt tételezzük fel, hogy a (46) egyenlet az alábbi módon írható:

$$\frac{\Delta p_G}{H} = C_3 \frac{1 - \varepsilon_G}{\varepsilon_G^3} \frac{\rho_G v_G^2}{(\phi_S d_p)_{SL}} \quad (48)$$

A minimális fluidizációs pontban mind a (45), mind a (48) összefüggés igaz kell legyen. Ekkor az ágymagasság gyakorlatilag a statikus ágymagasság:

$$H = H_0 \quad (49)$$

A nyomásesés a fluidizáció oldaláról:

$$\frac{\Delta p_{Gmf}}{H_0} = g(\varepsilon_{Smf} \rho_S + \varepsilon_{Lmf} \rho_L) \quad (50)$$

és a nyugvó ágy oldaláról:

$$\frac{\Delta p_{Gmf}}{H_0} = C_3 \frac{1 - \varepsilon_{Gmf}}{\varepsilon_{Gmf}^3} \frac{\rho_G}{(\phi_S d_p)_{SL}} v_{Gmf}^2 \quad (51)$$

Az előző (50) és (51) egyenleteket egyenlővé téve és $v_{Gmf}^2 - re$ megoldva kapjuk:

$$v_{Gmf}^2 = \frac{g}{C_3} \frac{\varepsilon_{Smf} \rho_S + \varepsilon_{Lmf} \rho_L}{\rho_G} \frac{1}{1 - \varepsilon_{Gmf}} \varepsilon_{Gmf}^3 (\phi_S d_p)_{SL} \quad (52)$$

Miután

$$1 - \varepsilon_{Gmf} = \varepsilon_{Smf} + \varepsilon_{Lmf} \quad (53)$$

és az állandókat összevonva kapjuk:

$$v_{Gmf}^2 = C_4 \frac{\varepsilon_{Smf} \frac{\rho_S}{\rho_G} + \varepsilon_{Lmf} \frac{\rho_L}{\rho_G}}{\varepsilon_{Smf} + \varepsilon_{Lmf}} \varepsilon_{Gmf}^3 (\phi_S d_p)_{SL} = C_4 \frac{\tilde{\rho}_S}{\rho_G} \varepsilon_{Gmf}^3 (\phi_S d_p)_{SL} \quad (54)$$

ahol

$$\tilde{\rho}_S = \frac{\varepsilon_{Smf} \rho_S + \varepsilon_{Lmf} \rho_L}{\varepsilon_{Smf} + \varepsilon_{Lmf}} \quad (55)$$

a visszatartott szilárd- és folyadékfázis átlagos sűrűsége.

Fenti gondolatmenetet kétfázisú fluidizációra is elvégezve kapjuk, miután ekkor

$$\varepsilon_{Lmf} = 0$$

és

$$g(\varepsilon_{Smf} \rho_s) = 1.75 \frac{1 - \varepsilon_{Gmf0}}{\varepsilon_{Gmf0}^3} \frac{1}{\phi_s d_p} \rho_G v_{Gmf0}^2 \quad (56)$$

Miután a szilárd részecskék gömbök, így

$$\phi_s = 0$$

és

$$\varepsilon_{Smf0} = 1 - \varepsilon_{Gmf0} \quad (57)$$

így

$$v_{Gmf0}^2 = \frac{g}{1.75} \frac{\rho_s}{\rho_G} \varepsilon_{Gmf0}^3 d_p \quad (58)$$

A (54) egyenlet az alábbi formában is írható

$$v_{Gmf}^2 = C_4 \frac{\tilde{\rho}_s}{\rho_G} (\phi_s d_p)_{SL} (\varepsilon_{Gmf0} - \varepsilon_{Lmf})^3 \quad (59)$$

A (59) egyenletet elosztva a (58) egyenlettel, kapjuk

$$\left(\frac{v_{Gmf}}{v_{Gmf0}} \right)^2 = \frac{C_4 (\phi_s d_p)_{SL} 1.75 \tilde{\rho}_s}{g \rho_s d_p} \frac{1}{\varepsilon_{Gmf0}} \left(1 - \frac{\varepsilon_{Lmf}}{\varepsilon_{Gmf0}} \right)^3 \quad (60)$$

Gömb úgy esetén [15] szerint

$$\varepsilon_{Gmf0} = \text{áll.} = C_6 \approx 0.418$$

valamint a többi állandót is egy állandóba foglalva kapjuk:

$$\left(\frac{v_{Gmf}}{v_{Gmf0}}\right)^2 = C_5 \frac{(\phi_s d_p)_{SL} \tilde{\rho}_s}{d_p \rho_s} \left(1 - \frac{\varepsilon_{Lmf}}{C_6}\right)^3 \quad (61)$$

azaz

$$\left(\frac{v_{Gmf}}{v_{Gmf0}}\right)^{\frac{2}{3}} = C_5^{\frac{1}{3}} \left(\frac{(\phi_s d_p)_{SL} \tilde{\rho}_s}{d_p \rho_s}\right)^{\frac{1}{3}} \left(1 - \frac{\varepsilon_{Lmf}}{C_6}\right) \quad (62)$$

Kísérleti méréseink alapján meghatároztuk a minimális fluidizációs sebesség értékeket és a visszatartott folyadék mennyiségeket, valamint számítottuk a kétfázisú minimális fluidizációs sebességet a (58) összefüggés alapján.

Az irodalmi adatok és a kísérleti méréseink eredménye alapján a minimális fluidizációs sebesség számítására javasolt összefüggés:

$$\left(\frac{v_{Gmf}}{v_{Gmf0}}\right)^{\frac{2}{3}} = 0.9 \cdot \left(1 - 0.947n^{0.175} \varepsilon_{Lmf}\right) \quad (63)$$

Jelen esetben a minimális fluidizációs sebesség pontjában $\varepsilon_{Lmf} = \varepsilon_{L,st}$. Az $\varepsilon_{L,st}$ számítására a (35) egyenlet ad lehetőséget. Miután $\varepsilon_{L,st} = \varepsilon_{L,st}(v_G)$, így (63) egyenletből a minimális fluidizációs sebesség csak iterációs módszerrel határozható meg.

Keveredési viszonyok vizsgálata FDC-ben

Folytonos gáz-folyadék fázisérítkeztetést megvalósító berendezéseknél minden esetben axiális irányú visszakeveredés lép fel, amely kedvezőtlen a tömegtranszport szempontjából. Az lenne a kívánatos, ha minden betáplált anyag minden eleme azonos ideig tartózkodna a berendezésben. (Ezt az idealizált áramlási típust nevezik dugattyúszerű áramlásnak.) A valóságos berendezéseknél azt tapasztaljuk, hogy a betáplált anyag egyes elemei különböző sebességgel haladnak, egymással keverednek, tartózkodási idejük különbözni fog egymástól, egy átlag érték környezetében különféle gyakorisággal fordulnak elő.

A tartózkodási időeloszlást az $E(t)$ sűrűség függvény és $F(t)$ eloszlás függvény írja le. Bonyolultabb berendezések alkalmazásával, többfázisú rendszerek érintkeztetésénél a fenti függvényeket kísérleti úton állítják elő. A keveredési viszonyok jellemzői meghatározhatók instacioner vagy stacioner mérési módszerrel. A vizsgálati módszereket konkrét alkalmazáson keresztül mutatjuk be.

A tartózkodási időeloszlást a készülékben kialakuló sebesség eloszlás és a keveredés mértéke határozza meg. A vizsgált berendezésben lévő áramlási és keveredési viszonyok leírására alkalmas matematikai modell akkor egyszerű, ha az áramlási tér szerkezeti egységes. Ha a berendezésben különböző tulajdonságú áramlási és keveredési terek találhatók, akkor a tartózkodási időeloszlás leírása csak több paraméteres modellel lehetséges. Ekkor figyelembe kell venni az áramlási terek térfogatát, a bennük és közöttük fellépő keveredést. A háromfázisú fluid diszperz többfokozatú kolonna a fenti összetett rendszernek tekinthető.

A tartózkodási időeloszlást gyakran egyszerű elemek összekapcsolásával írják le, ilyen elemek a teljesen kevert cella, tökéletes kiszorítás zónája, dugattyúszerű áramlás hosszirányú keveredéssel (diszperziós elem). Az egyes áramlási terek közötti cserélődési áramokkal veszik figyelembe. A fenti elemekkel soros, párhuzamos és recirkulációs kapcsolás valósítható meg.

A háromfázisú fluid diszperz kolonnában a folyadékfázis egyes különböző tartózkodási idejű elemei a készüléken való áthaladás során keverednek egymással. Ellenáramú fázisérítkeztetők hosszirányú (axiális) keveredésének leírására leggyakrabban a teljesen kevert cellákból álló modelleket (cellás, recirkulációs, belső cirkulációs), valamint a diffúziós modellt alkalmazzák.

Ahhoz, hogy az ellenáramú fluid diszperz kolonnában a folyadékfázis axiális irányú keveredését tárgyalni tudjuk, kísérleti vizsgálatokat végeztünk a tartózkodási időeloszlás meghatározására. A vizsgálatokhoz az instacioner kísérleti módszert alkalmaztuk az un. impulzus zavarás módszerét.

Ezen módszer értelmében a stacioner működésű berendezésben a vizsgált fázis belépő áramába nyomjelző anyagot juttatunk be impulzusszerűen és mérjük a berendezésből kilépő áramban a nyomjelzőanyag koncentrációját az idő függvényében (válasz függvény). Az impulzus zavarásra kapott $c(t)$ válaszfüggvény egyenesen arányos a tartózkodási idő valószínűségi sűrűségfüggvényével.

A tartózkodási idő eloszlás sűrűségfüggvénye:

$$E(t) = \frac{c(t)}{\int_0^{\infty} c(t) dt} \quad (64)$$

az eloszlásfüggvény:

$$F(t) = \frac{\int_0^t tc(t) dt}{\int_0^{\infty} c(t) dt} \quad (65)$$

és az átlagos tartózkodási idő:

$$\bar{t} = \frac{\int_0^t tc(t) dt}{\int_0^{\infty} c(t) dt} \quad (66)$$

A redukált idő bevezetésével:

$$\Theta = \frac{t}{\bar{t}} \quad (67)$$

a dimenziómentes tartózkodási idő eloszlás sűrűségfüggvénye:

$$E(\Theta) = \frac{\bar{t}c(t)}{\int_0^{\infty} c(t) dt} \quad (68)$$

A fluid diszperz többfokozatú kolonnában az axiális keveredés leírására olyan modellt kerestünk, amellyel megfelelő pontossággal leírhatók a kísérleti mérésekkel meghatározott függvények.

Az irodalomban az impulzus zavarásra kapott válaszgörbék kiértékelésére igen gyakran használják az un. momentum módszert [16, 17].

A sűrűségfüggvény n -edik kezdeti momentuma [18, 24]:

$$(M_n)_t = \int_0^{\infty} t^n E(t) dt \quad (69)$$

A fenti képletben a t index arra utal, hogy a momentum (*idő*) ^{n} dimenziójú.

Az n -edik dimenzió nélküli momentum

$$M_n = \frac{(M_n)_t}{(\bar{t})^n} = \int_0^{\infty} \Theta^n E(\Theta) d\Theta \quad (70)$$

A második centrális momentum (σ^2)

$$\sigma_t^2 = \int_0^{\infty} (t - \bar{t})^2 E(t) dt \quad (71)$$

vagy a dimenziómentes alak

$$\sigma^2 = \frac{\sigma_t^2}{\bar{t}^2} \quad (72)$$

A kísérleti vizsgálataink során az impulzus zavarásra kapott $c(t)$ válaszgörbét momentum módszerrel értékeltük ki. Kiszámítottuk az első és második kezdeti momentumot:

$$M_1 = \bar{t} = \frac{\int_0^{\infty} tc(t)dt}{\int_0^{\infty} c(t)dt} \quad (73)$$

$$M_2 = \frac{\int_0^{\infty} t^2 c(t)dt}{\int_0^{\infty} c(t)dt} \quad (74)$$

Majd ezek alapján a tartózkodási idő eloszlás sűrűség függvényét

$$E(\Theta) = \frac{\bar{t}c(t)}{\int_0^{\infty} c(t)dt} \quad (75)$$

és a második centrális momentumot (σ^2)

$$\sigma^2 = \frac{\int_0^{\infty} (t - \bar{t})^2 E(t)dt}{\bar{t}^2} \quad (76)$$

Tartózkodási idő eloszlás egyfokozatú fluid diszperz rendszerben

Egyfokozatú fluid diszperz ellenáramú fázisérintkeztetés esetén azt tapasztaltuk, hogy a tartózkodási idő eloszlást a teljes keveredési modellel nem minden esetben lehet megfelelő pontossággal leírni. Vizsgálataink eredményei alapján megállapítottuk, hogy a vizsgálati tartományban a teljes keveredés modellje akkor alkalmazható, ha a statikus ágymagasság nem haladja meg a $H_0 = 0.11 \text{ m}$ értéket.

Teljes keveredés esetén az eloszlásfüggvény:

$$F(t) = 1 - e^{-\frac{t}{\bar{t}}} \quad (77)$$

Az ipari felhasználás szempontjából (egyfokozat esetén) $H_0 = 0.11 \text{ m}$ -nél nagyobb ágymagasságok fordulnak elő, ezért megfelelő keveredési modellt kellett találnunk a tartózkodási idő eloszlás leírására.

Amennyiben az ágymagasság a fenti értéknél nagyobb, akkor a folyadékfázis nem tekinthető teljesen keveredettnek. Ekkor a tartózkodási idő eloszlást két zónából álló modellel sikerült leírni. Az első zónában nincs keveredés a folyadékfázisban és az áramlás dugattyúszerű (tökéletes kiszorítás), az ezt követő zónában erős a hosszirányú keveredés.

Az átlagos tartózkodási idő a két zónában:

$$\bar{t} = \bar{t}_p + \bar{t}_m \quad (78)$$

ahol

\bar{t}_p -átlagos tartózkodási idő a dugattyúszerű áramlás zónájában, időkésés (time delay)

\bar{t}_m - átlagos tartózkodási idő a kevert zónában

A sűrűségfüggvény egyenlete a „High Backmixing Model” [19] felhasználásával:

$$E(\Theta) = \frac{1}{a\Theta_m} \left[e^{\left(\frac{2\tau}{1+a}\right)} - e^{\left(\frac{2\tau}{1+a}\right)} \right] \quad (79)$$

ha

$$\tau \geq 0$$

$$\Theta_m = \frac{\bar{t}_m}{\bar{t}} \quad (80)$$

$$\Theta_p = \frac{\bar{t}_p}{\bar{t}} \quad (81)$$

$$\tau = \frac{\Theta - \Theta_p}{\Theta_m} \quad (82)$$

$$a = \sqrt{1 - \frac{2}{3} Pe} \quad (83)$$

$$Pe = \frac{v_L H_0}{D_T} \quad (84)$$

A szórásnégyzet:

$$\sigma^2 = \frac{\Theta_m^2}{2} (1 + a^2) = \Theta_m^2 \left(1 - \frac{Pe}{3}\right) \quad (85)$$

Tartózkodási idő eloszlás többfokozatú fluid diszperz rendszerben

Az előzőekben leírtak alapján látható, hogy az egyfokozatú fluid diszperz ágyban a folyadékfázis keveredés szempontjából teljesen vagy erősen keveredett. A fluid diszperz eljárásnak ez a tulajdonsága gáz és folyadékfázis közötti tömegtranszport esetén (abszorpció, deszorpció, kemiszorpció, desztilláció) nem kedvező. Ezért a fázisérintkeztetéshez szükséges H_0 statikus ágymagasságot nem egy, hanem több (n) fokozatba helyezzük el, ekkor az n -edik fokozatban lévő töltetágy statikus magassága $h_0 = \frac{H_0}{n}$. Ezzel a kaszkádokra bontással jelentősen csökkenthető az axiális irányú visszakeveredés és várhatóan jelentősen nőni fog az anyagátbocsátás mértéke.

Többfokozatú rendszer esetén a tartózkodási idő eloszlás számítására a cellás modellt, az általánosított cellás modellt, az egydimenziós diffúziós és a sorba kapcsolt nem teljesen kevert cellákból álló modellt használtuk.

Amennyiben a többfokozatú fluid diszperz rendszerben az egy fokozaton belül feltételezhető a teljes keveredés, akkor a többfokozatú rendszer keveredési viszonyainak leírására a cellás modell alkalmazható. A cellás modell (sorba kapcsolt, azonos térfogatú, teljesen kevert egységek) értelmében a tartózkodási idő eloszlás sűrűségfüggvénye:

$$E(\Theta) = \frac{n(n\Theta)^{n-1}}{(n-1)!} e^{(-n\Theta)} \quad (86)$$

az eloszlás függvény:

$$F(\Theta) = 1 - e^{(-n\Theta)} \sum_{i=0}^{n-1} \frac{(n\Theta)^i}{i!} \quad (87)$$

és a szórásnégyzet:

$$\sigma^2 = \frac{1}{n} \quad (88)$$

A méréseink alapján megállapítható, hogy ha az egy fokozaton belüli statikus ágymagasság a kritikus érték alatt van, akkor a cellás modellel az axiális keveredés jól modellezhető.

Az általánosított cellás modell vagy más megnevezés szerint a Γ -modell értelmében a tartózkodási idő eloszlás sűrűségfüggvénye:

$$E(\Theta) = \frac{N(N\Theta)^{N-1}}{\Gamma(N)} e^{(-N\Theta)} \quad (89)$$

ahol

N -nem a valóságos fokozatszám, hanem egy fiktív effektív cellaszám ($N \in \mathfrak{R}$)

$\Gamma(N)$ - Γ -függvény

$$\Gamma(N) = \int_0^{\infty} e^{-z} z^{N-1} dz \quad (90)$$

ha $N \in \mathfrak{Z}$, akkor $\Gamma(N) = (N-1)!$ (91)

A szórásnégyzet:

$$\sigma^2 = \frac{1}{N} \quad (92)$$

A sorba kapcsolt azonos térfogatú, nem teljesen kevert fokozatokból álló modell lényegében a „High Backmixing Model” kiterjesztése n fokozatra.

A sűrűségfüggvény egyenlete:

$$E(\Theta) = \frac{2n(1+\beta)^n}{(n-1)!} \sum_{\substack{i=1 \\ j=1,2 \\ i \neq j}}^2 \frac{e^{(2ns_i\Theta)}}{(s_i - s_j)^n} \sum_{k=1}^n \frac{(-1)^{k+1} (2n\Theta)^{n-k}}{(n-k)! (s_i - s_j)^{k-1}} \sum_{m=k}^{n+k-2} m \quad (93)$$

ahol

$$s_{1,2} = -\left[(1 + \beta) \pm \sqrt{\beta(1 + \beta)}\right] \quad (94)$$

A szórásnégyzet:

$$\sigma^2 = \frac{1}{n} \left[1 - \frac{1}{2(1 + \beta)} \right] = \frac{1}{n} \left(1 - \frac{Pe}{3n} \right) \quad (95)$$

Ez a modell figyelembe veszi a fokozatban lévő folyadék belsejében fellépő recirkulációt, ezért ezt a modellt belső recirkulációs modellnek is nevezik.

A tartózkodási idő eloszlás és sűrűségfüggvények leírására az egydimenziós diffúziós modell alkalmazhatóságát is megvizsgáltuk. A sűrűségfüggvény egyenlete [20]:

$$E(\Theta) = \frac{2e^{\frac{Pe}{2}}}{Pe} \sum_{i=1}^{\infty} A_i e^{-a_i \Theta} \quad (96)$$

ahol

$$A_i = (-1)^{i+1} \frac{\gamma_i^2}{1 + a_i} \quad (97)$$

$$a_i = \frac{Pe}{4} + \frac{\gamma_i^2}{Pe} \quad (98)$$

γ_i a $\text{ctg} \gamma_i = \frac{\gamma_i}{Pe} - \frac{Pe}{4\gamma_i}$ transzcendens egyenlet i -edik gyöke

A szórásnégyzet:

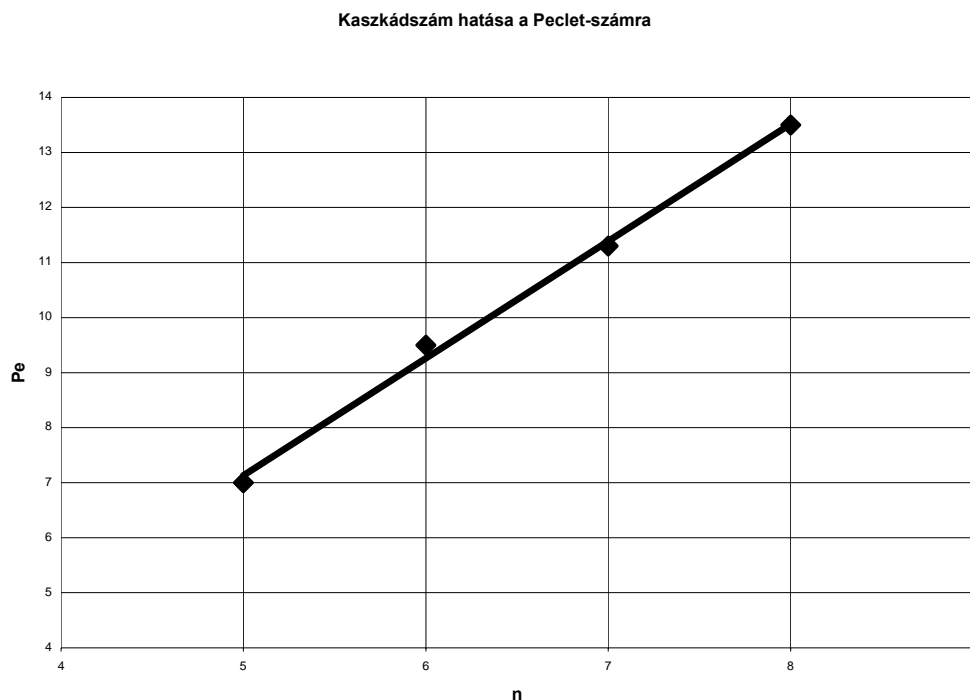
$$\sigma^2 = \frac{2}{Pe} - \frac{2}{Pe^2} (1 - e^{-Pe}) \quad (99)$$

Az előzőekben bemutatott modellek mindegyike a gyakorlat számára megfelelő pontossággal alkalmazható a többfokozatú fluid diszperz kolonnában a folyadékfázis axiális keveredésének leírására. A részletes vizsgálataink azt mutatták, hogy a mérési adatokat a diffúziós modell írja le a vizsgált modellek közül a legjobban.

Ellenáramú háromfázisú fluidizáció során azt tapasztaltuk, hogy a folyadékfázisú axiális diszperziós tényező (E_{aL}) értéke nő növekvő gázsebességnél, növekvő folyadéksebességnél és növekvő részecskeátmérő esetén is. A 9. ábra mutatja a kaszkádszám hatását részecskeátmérővel definiált *Peclet*-számra (7).

A kísérleti vizsgálat paraméterei:

- töltet: ellipszoid
- statikus ágymagasság: $H_0 = 540 \text{ mm}$
- gázterhelés: $G = 1.19$
- folyadékterhelés: $L = 2.1$



9. ábra

Kaszkádszám hatása a Peclet-számra

A 9. ábra alapján megállapítható, hogy a töltetágy kaszkádokra bontása jelentősen növeli a *Pe*-szám értékét, azaz lecsökkenti az axiális irányú visszakeveredést. Tehát a töltetágy kaszkádokra bontása javítja az anyagátadás sebességét.

Anyagátadás fluid diszperz kolonnában

A kolonnában fázisok érintkeztetésének célja, hogy anyagátbocsátás menjen végbe. Sok esetben ekvimoláris szembe diffúzió (pl. desztilláció), más esetekben unimoláris diffúzió játszódik le, amikor csak az egyik komponens diffundál egyik fázisból a másikba (ab-, deszorpció). Ezen műveleteknél általában előírt valamelyik fázisban a koncentrációváltozás. Az előírt koncentrációváltozást megvalósító folytonos fázisérintkeztetést biztosító berendezés mérete, beruházási és üzemeltetési költsége függ a fázisérintkeztetés módjától, a diffúzió sebességétől, a kialakuló fázisérintkezési felülettől és a tartózkodási időtől.

Az ellenáramú folytonos fázisérintkeztetést megvalósító berendezés töltetmagasságának meghatározása Chilton és Colburn [21] szerinti átviteli egységek segítségével történnek.

$$H = H_G N_G = H_L N_L = H_{OG} N_{OG} = H_{OL} N_{OL} \quad (100)$$

ahol:

- H_G, H_{OG}, H_G, H_{OG} – átviteli egységmagasság
- N_G, N_{OG}, N_G, N_{OG} – átviteli egységszám

Az átviteli egységek száma az egyensúlyi görbe és a munkavonal ismeretében számítható és független a fázisérintkeztetés módjától. Ellenben fázisérintkeztetés módja az anyagátadási- vagy anyagátbocsátási tényezőkön, valamint a berendezésben kialakuló fajlagos fázisérintkezési felületen keresztül jelentősen befolyásolja az átviteli egységmagasságok értékét. Az a fázisérintkeztető berendezés a leghatékonyabb, amely a legkisebb átviteli egységmagasságot (azaz a legnagyobb térfogati átadási- vagy át-bocsátási tényezőket) biztosítja. Az anyagátbocsátás „két film” elmélete alapján bizonyítható [22, 23]:

$$H_{OG} = H_G + \frac{m' G_M}{L_M} H_L \quad (101)$$

$$H_{OL} = H_L + \frac{L_M}{m' G_M} H_G \quad (102)$$

m' - egyensúlyi görbe meredeksége

Ahhoz, hogy több fokozatú *FDC*-t méretezni, tervezni lehessen, ismerni kell a gáz- és folyadékoldali átviteli egység magasság értékeit (H_G, H_L, H_{OG}, H_{OL}).

Folyadékoldali átviteli egység magassága (H_L, H_{OL})

A folyadékoldali egységmagasság értékét rosszul oldódó gáz abszorpciójával határoztuk meg. Rosszul oldódó gáz egyensúlyi oldhatósága esetén az egyensúlyi görbe meredeksége (m') igen nagy és így (102) összefüggés egyszerűbb alakba írható:

$$H_L \cong H_{OL} \quad (103)$$

Ez az egyenlet azt is jelenti, hogy a diffúzió szempontjából a gázfilm ellenállása elhanyagolható a folyadékfilmhez képest.

A (100) egyenlet írható a következő alakban:

$$H \cong H_L N_{OL} \quad (104)$$

azaz a folyadékoldali átviteli egységmagasság:

$$H_L = \frac{H}{N_{OL}} \quad (105)$$

ahol az átviteli egységek száma:

$$N_{OL} = \int_{x_1}^{x_2} \frac{(1-x)_m}{(1-x)(x-x^*)} dx \quad (106)$$

A kísérleti vizsgálatokat széndioxid (CO_2) levegő gázelegyből a CO_2 vízbe történő abszorpciójával végeztük. A kísérleti vizsgálatok során állandó üzemelési paraméterek mellett mértük a gáz és a folyadékfázis CO_2 tartalmát, azaz a koncentrációkat és a stacioner működés közbeni állandósult ágymagasságot. A munkavonal és az egyensúlyi görbe ismeretében az

átviteli egységek száma számítható, majd ennek alapján az átviteli egységmagasság is meghatározható.

Kísérleti vizsgálataink célja az is volt, hogy az üzemi méretű berendezések tervezéséhez a H_L számításához méretezési összefüggést állapítsunk meg. A fluid diszperz kolonnára vonatkozóan az alábbi hatványfüggvény állandóit határoztuk meg:

$$H_L = C d_p n^a \text{Re}_L^b \text{Sc}_L^{0.5} \quad (107)$$

Kísérleti méréseink alapján meghatároztuk az előző egyenletben szereplő állandók értékeit, azaz a folyadékoldali átviteli egységmagasság az alábbi összefüggéssel számítható:

$$H_L = 2.66 d_p n^{-0.4} \text{Re}_L^{-0.2} \text{Sc}_L^{0.5} \quad (108)$$

ahol

$$\text{Re}_L = \frac{v_L \rho_L d_p}{\mu_L} \quad (109)$$

$$\text{Sc}_L = \frac{\mu_L}{\rho_L D_L} \quad (110)$$

A kísérleti mérések eredményei és az általunk javasolt összefüggéssel számított értékek jó egyezést mutatnak, a gyakorlat számára megfelelő pontosságúak.

Gázoldali átviteli egység magassága (H_G , H_{OG})

A gázoldali egységmagasságot jól oldódó gáz abszorpciójának vizsgálatával határoztuk meg. Ebben az esetben az egyensúlyi görbe meredeksége (m') igen kicsi, tehát élhetünk azzal az elhanyagolással, hogy

$$H_G \cong H_{OG} \cdot \quad (111)$$

Ez azt jelenti, hogy a diffúziós folyamatot a gázoldal szabályozza, azaz a folyadékoldal ellenállása elhanyagolható a gázoldali ellenálláshoz képest.

Ekkor

$$H = H_G N_{OG} \quad (112)$$

és ebből következik, hogy

$$H_G = \frac{H}{N_{OG}} \quad (113)$$

ahol az átviteli egységek száma

$$N_{OG} = \int_{y_1}^{y_2} \frac{(1-y)_m}{(1-y)(y^* - y)} dy \quad (114)$$

Az anyagátadási kísérleti vizsgálatokat ammónia levegőből vízbe történő abszorpciójával végeztük. A kísérleti mérések során meghatároztuk a gázoldali egységmagasság értékeit az előző egyenletek (112, 113, 114) segítségével. Azt találtuk, hogy a kaszkádszám növelése növeli a gázoldali anyagátadási tényező értékét.

Kísérleti vizsgálataink célja az volt, hogy üzemi méretű berendezések tervezéséhez méretezési összefüggést állapítsunk meg. A mérési eredményeink és a szakirodalom ismeretében a következő tervezési alapegyenlet állandóinak értékét kell meghatároznunk:

$$H_G = \alpha G_G^\beta G_L^\gamma Sc_G^{0.5} \quad (115)$$

ahol:

α, β, γ -állandók

G_G -gázterhelés

G_L -folyadékterhelés

Sc_G -Schmidt-szám

Fluid diszperz többfokozatú kolonna alkalmazása esetén:

$$\gamma = 0$$

és

$$H_G = \alpha G_G^\beta S c_G^{0.5} n^\delta \quad (116)$$

ahol:

α, β, δ -állandó

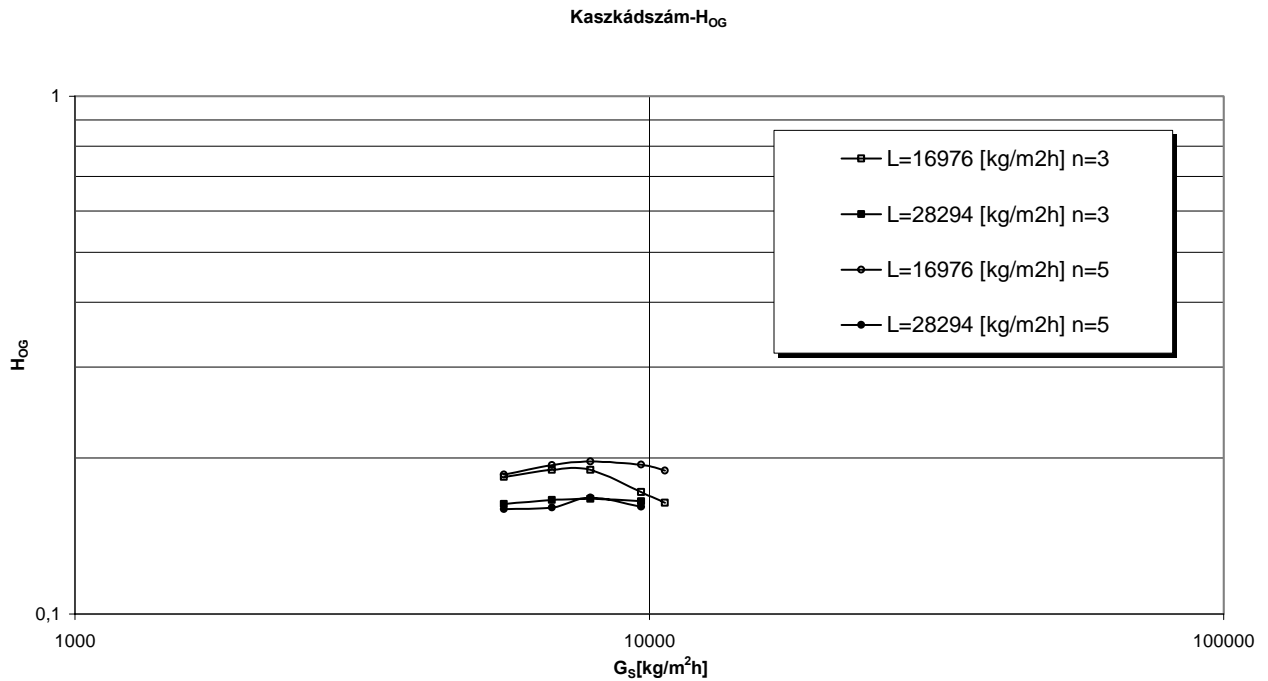
n -fokozatszám

Az állandókat a mérési eredmények alapján határoztuk meg és az alábbi összefüggést kaptuk:

$$H_G = 0.17 G_G^{0.3} S c_G^{0.5} n^{-0.25} \quad (117)$$

A 10., 11. és 12. ábrák a különböző műveleti és üzemelési paraméterek hatását mutatják a vizsgált *FDC* anyagátadási tulajdonságára.

A 10. ábrán a kaszkádszám változás hatása az anyagátadási tulajdonságra látható. Az állandó statikus ellipszoid töltetmagasság mellett elvégzett mérések során a különböző folyadékterheléshez tartozó gázoldali átviteli egységmagasság $H_{OG} \cong H_G$ számított értékeinek változását vizsgáltuk.



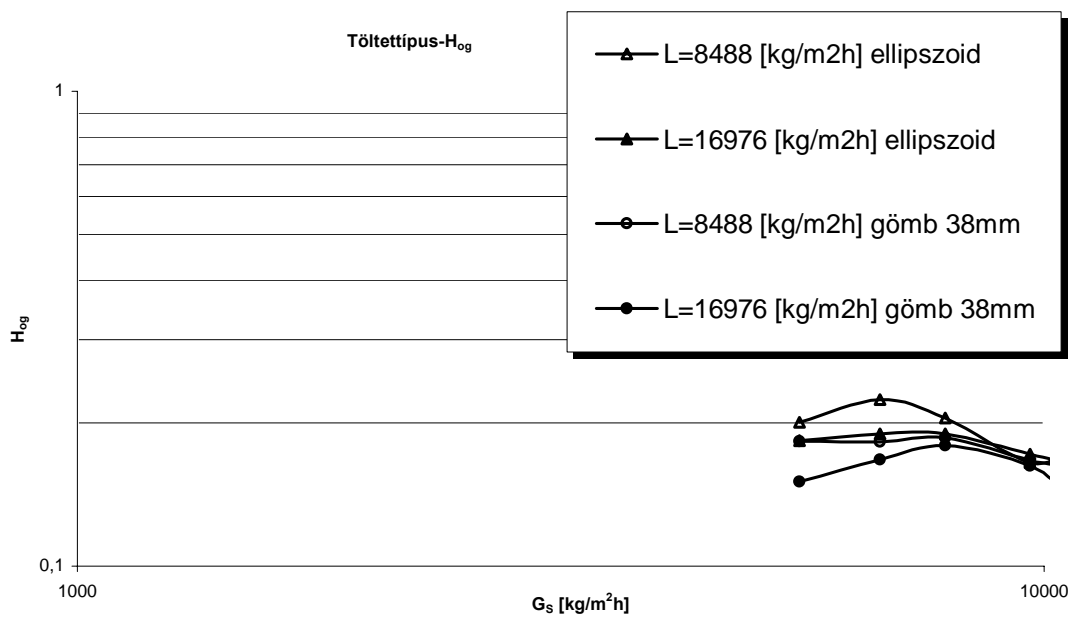
10. ábra

Kaskádszám hatása az anyagátadási tulajdonságra

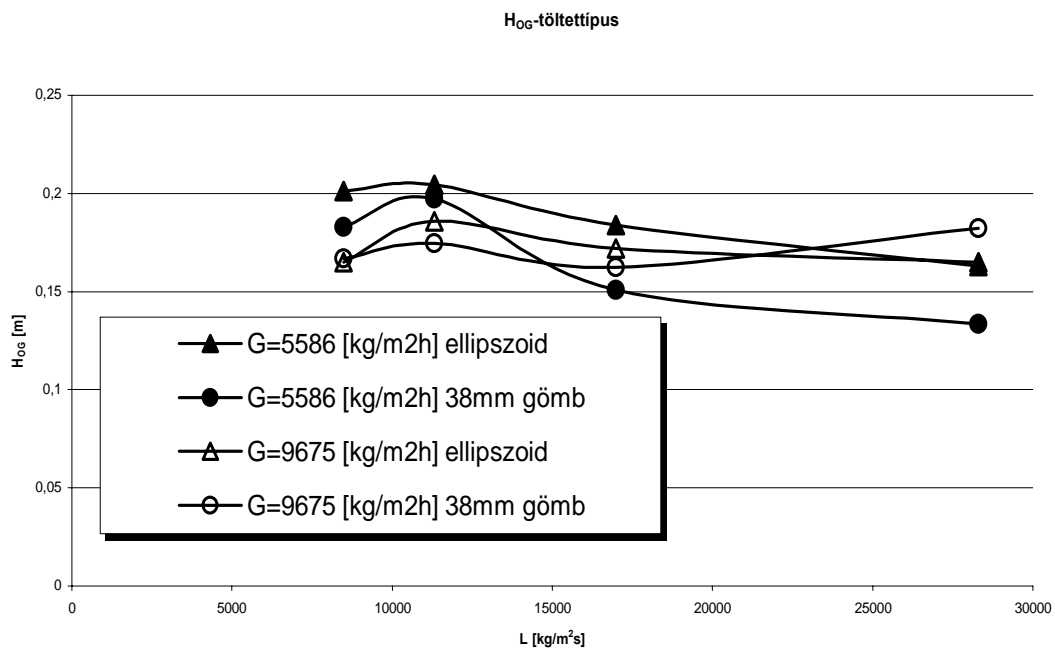
A töltetgeometria hatását az anyagátadási tulajdonságra a *11. ábra* szemlélteti. Ezen mérési sorozatban az ellipszoid és gömb töltetek összehasonlítását végeztük állandó kaskádszám mellett ($n = 5$). Ábrázolásra került az átviteli egységmagasság a gázterhelés függvényében, a görbék paramétere a folyadékterhelés. Megfigyelhető, hogy a növekvő folyadékterheléssel az anyagátadási tulajdonságok javulnak.

A *12. ábra* tartalmazza a folyadékterhelés hatását az anyagátadási tulajdonságra. Az *ábra* alapján megállapítható, hogy a vizsgált gömbtöltet és az ellipszoid töltet anyagátadási tulajdonsága a vizsgált működési tartományban nem tér el jelentősen.

A vizsgált *FDC* működési tartományára megállapítható, hogy a statikus ágymagasság kaskádokra bontása a hidrodinamikai és anyagátadási tulajdonságokat kedvezően befolyásolja. A kaskádszám növelésével az oszlop nyomásesése és *hold-up*-ja csökken és az anyagátadási tulajdonság javul. Az ismertetett eredmények alapján méretezési egyenlet kerül kidolgozásra.



11. ábra
Töltetgeometria hatása az anyagátadási tulajdonságra



12. ábra
Folyadékterhelés hatása az anyagátadási tulajdonságra

Összefoglalás

A kísérleti kutató munkánk során egy hatékony gáz- folyadék fázisérintkeztető eljárást és berendezést vizsgáltunk. A berendezés alkalmas gáz abszorpcióra, deszorpcióra és egyidejű gáz és nedves porleválasztásra. Az eljárás lényege, hogy folytonos gázfázissal a szilárd töltethalmazt fluidizált állapotba hozzuk és a folyadékfázist ellenáramban a fluidizált töltetre diszperz fázisként vezetjük. A fluidizált töltetelemek az ütközések következtében, a felületükön kialakuló folyadékfázist folyamatosan aprítják, keverik és felületét megújítják és keverik. Ennek eredményeként nagy fázis-határfelület és a folyadékfázisban nagyobb turbulens diffúzió jön létre.

A fluid diszperz eljárás és berendezés méretezéséhez szükséges egyenletek állandóinak meghatározásához illetve pontosításához méréseket végeztünk különböző műveleti paraméterek mellett. Kidolgoztuk a fluid diszperz eljárás és berendezés alkalmazásához szükséges hidrodinamikai és anyagátadási méretezési egyenletrendszert. Számítási összefüggést határoztunk meg a visszatartott folyadékmennyiség meghatározására.

Bizonyítottuk, hogy a töltetágy nyomásesése meghatározható a *hold-up* és fluidizált töltet tömegének ismeretében. A nyomásesés a kaszkádszám, a töltetgeometria a gáz- és folyadékterhelések függvénye.

A visszatartott folyadékmennyiség (*hold-up*) mérése során meghatároztuk, hogy a *hold-up* a gázfázis jellemzőinek és a kaszkádszámnak is a függvénye.

Összefüggést vezettünk le a minimális fluidizációs sebesség számítására. Kísérleti mérés sorozatokkal meghatároztuk az összefüggés állandóit, amellyel a minimális fluidizációs sebesség iterációs eljárással előre számítható.

Elméleti és kísérleti vizsgálatokkal összefüggést határoztunk meg a folyadékoldali és gázoldali átviteli egységmagasság számítására. Bizonyítottuk, hogy az átviteli egységmagasság mindkét esetben a kaszkádszám függvénye. Az anyagátadási tulajdonságok is nagymértékben függenek az alkalmazott műveleti paramétereiktől.

Többfokozatú rendszer esetén a folyadékterhelés növelése is növeli a turbulens diffúziós tényező értékét, tehát javítja az anyagátadást. Tehát anyagátadási műveleteknél a többfokozatú fluid diszperz eljárást és berendezést célszerű alkalmazni.

A fluid diszperz rendszer háromfázisú rendszer axiális irányú folyadék visszakeveredésének vizsgálatára az instacioner mérési módszert alkalmaztuk. Kísérleti vizsgálatokkal igazoltuk, hogy egyfokozatú fluid diszperz rendszer axiális irányú folyadékkeveredésének leírására a teljes keveredés modellje csak alacsony ágymagasság esetén alkalmas, egy kritikus ágymagasság felett a tartózkodási idő eloszlást két zónából álló modellel sikerült leírni. Többfokozatú fluid diszperz rendszerben bizonyítottuk, hogy az ágy kaszkádokra bontása jelentősen csökkenti az axiális visszakeveredést. Bizonyítottuk, hogy a tartózkodási idő eloszlás leírására a cellás modell alkalmazható, ha az egy fokozaton belüli ágymagasság a kritikus értéknél kisebb. Kísérleti vizsgálatokkal bizonyítottuk, ha az egy fokozaton belüli tökéletes keveredés nem áll fenn, akkor a tartózkodási idő eloszlás leírására alkalmas az un. általánosított cellás-, a belső recirkulációs- és az egy dimenziós diffúziós modell is, bár a legjobb közelítést a diffúziós modellel kaptuk.

A kísérleti méréseink eredményeinek segítségével az *FDC* oszlop méretezése optimalizálható. A méretezési egyenletek együtthatóinak meghatározásához az érvényességi tartományt szélesítenünk kell a minél általánosabb végeredmény reményében.

Jelölések

ρ – sűrűség	$[kg / m^3]$
d – töltetátmérő	$[mm]$
Pe – <i>Peclét</i> -szám	$[-]$
v_L – folyadéksebesség	$[m / s]$
v_G – gázsebesség	$[m / s]$
d_p – átmérő	$[mm]$
E_{al} – axiális diszperziós tényező	$[-]$
H_{TU} – átviteli egységmagasság	$[mm]$
H_0 – statikus ágymagasság	$[mm]$
n – kaszkádszám	$[-]$
h_0 – kaszkádon belüli ágymagasság	$[mm]$
f – szabadkeresztmetszet	$[-]$
D_c – készülékátmérő	$[mm]$
Δp – nyomáskülönbség/folyadékterhelés	$[Pa]$
v_G – sebesség	$[m / s]$
G_S – gázterhelés	$[kg / m^2 h]$
L – folyadékterhelés	$[kg / m^2 h]$
V_{Ln} – hold-up	$[m^3]$
m_{viz} – hold-up	$[kg]$
ε_L – visszatartott folyadékmennyiség	
ε_0 - statikus ág porozitása	$[-]$
Re – <i>Reynolds</i> -szám	$[-]$
Fr – <i>Froude</i> -szám	$[-]$
T – áramlásra merőleges üres toronykeresztmetszet	$[m^2]$
Sc – <i>Schmidt</i> -szám	$[-]$

Index

- C – kolonnára vonatkozó
- G – gázfázisra vonatkozó
- L – folyadékfázisra vonatkozó
- mf – minimális fluidizációs
- 0 – statikus állapotra utaló
- OG – egyesített gázoldali
- OL – egyesített folyadékoldali
- st – statikus
- t – időre utaló
- x – folyadékoldali
- y – gázoldali
- 1,2,.. n – fokozatszám
- * – egyensúlyi

Irodalomjegyzék

- [1] Ostergaard, K.: Fluid mechanics of three phase fluidization, Can. Chem. Eng. Conf., Calgary, Alberta (1977)
- [2] Mrowiec M., A.Laszuk: Fluidization and Its Applications, H. Angelino et al. , Eds. 417, Cepadeus-Editions, Toulouse (1974)
- [3] Barile R. G., J. L. Dengler, T. A. Hertwig. AIChE Symp. Ser., 70, 154 (1975)
- [4] Wozniak M. Int. Chem. Eng., 17, 550 (1977)
- [5] Tichy J. A., Douglas W. J. M., Can. J. Chem. Eng., 50, 215 (1972)
- [6] Muroyama K., L-S. Fan: AJChE J. 31, 1.1 (1985)
- [7] Ostergaard K.: Adv. In Chem. Eng. (T. B. Drew et al., Eds.) 7, 71, Academic Press (1968)
- [8] Ermakova A. és mtársai: Int. Chem. Eng., 19, 174 (1979)
- [9] Parulekar S. J., Shah Y. T.: Chem. Eng. J., 20, 21 (1980)
- [10] Chen B. H., J. M. Douglas, Can. J. Chem. Eng., 47, /2/ 113 (1969)
- [11] Molnár K.: Transzportjelenségek vizsgálata fluid diszperz gáz-folyadék érintkeztetőkben I. OTKA 5-104. Kutatási jelentés (1988)
- [12] Aksel'rod L. A., Yakovenko M. M., Theor, Found. Chem. Eng., 3, 124 (1969)
- [13] Vunjak-Novakovic G. V., Vukovic D. V.: Fluidization, G. R. Grace and G. M. Madsen, Eds., 253, Plenum Press, New York (1980)
- [14] Ergun S.: Chem. Eng. Progr. 48, 89 (1952)
- [15] Wen C. Y., Yu Y. H.: AJChE J., 12, 610 (1966)

- [16] Kardos J.: Chem. Tech. 21, 216, 275 (1969)
- [17] Pippel W.: Verweilzeitanalyse in technologischen Strömungs-systemen, Akademie Verlag, Berlin (1978)
- [18] Vincze J.: Matematikai statisztika ipari alkalmazásokkal, Műszaki Könyvkiadó, Bp. (1968)
- [19] Mecklenburg J. C., Hartland S.: The Theory of Backmixing, J. Wiley, London (1975)
- [20] Nagata Sh.: Mixing, J. Wiley New York (1975)
- [21] Chilton T. H., Colburn A. P.: Ind. Eng. Chem. 27, 255 (1935)
- [22] Treybal R. E.: Mass-Transfer Operations, McGraw-Hill B. Co., New York (1968)
- [23] Coulson J. M., Richardson J. F.: Chemical Engineering Vol. II. Pergamon Press, Oxford (1978)
- [24] Szűcs E.: Hasonlóság és Modell, Műszaki Könyvkiadó, Bp. (1972)

Publikációs jegyzék

1. Modla G., Láng P., Kótai B., Molnár K.: "Batch Heteroazeotropic Rectification of a Low Relative Volatility Mixture under Continuous Entrainer Feeding, *Gépészet* 2002 401-405, 2002
2. Tímea Hortobágyi, Dr. Károly Molnár: Mass Transfer Characteristics of Columns With Ellipsoid Packing, *Gépészet* 2002, 347-351, 2002
3. Varga Gábor János /Dr. Molnár Károly témavezető/: Fluid diszperz kolonna hidrodinamikai és anyagátadási tulajdonságainak kísérleti vizsgálata, Szakdolgozat, BME Gépészeti Eljárás technika Tanszék, 2002
4. Torma Róbert: Anyagátadási folyamatok vizsgálata fluid diszperz kolonnában, Szakdolgozat, BME Gépészeti Eljárás technika Tanszék, 2003
5. Bobák Tamás /Dr. Molnár Károly témavezető/: Fluid diszperz kolonna kísérleti vizsgálata és tervezése, Szakdolgozat, BME Gépészeti Eljárás technika Tanszék, 2005
6. Molnár K., Székelyhidi E.: A pilot plant study of fluid disperse columns, *Gépészet* 2006 Konferencia, Proceedings of Fifth Conference on Mechanical Engineering (cd-rom)
7. Molnár K., Székelyhidi E.: Anyagátadás vizsgálata fluid diszperz kolonnában (Investigation of mass transfer in the fluid disperse columns), 255-266., OGÉT 2006 Konferencia, 14th International Conference in Mechanical Engineering), Tg. Mures, April 27-30, 2006