

DOKTORI (PhD) ÉRTEKEZÉS

Homogenizálási és átadási folyamatok intenzifikálása

Ifj. dr. Ujhidy Aurél

Veszprém

2001

Tartalomjegyzék

Kivonatok	4
Bevezetés	6
Előzmények és célkitűzések	6
1. Irodalmi összefoglalás	7
1.1. Az airlift reaktorok jellemzése.....	7
1.1.1. Az airlift reaktorok osztályozása.....	8
1.2. Az airlift reaktorok áramlási viszonyai.....	10
1.2.1. Gáz hold-up airlift reaktorokban.....	10
1.2.1.1. Riser gáz hold-up.....	10
1.2.1.2. Downcomer gáz hold-up.....	10
1.2.1.3. Átlagos gáz hold-up.....	11
1.2.2. Folyadék cirkuláció airlift reaktorban.....	13
1.2.3. Keveredési idő airlift reaktorban.....	15
1.3. Airlift reaktorok energiaigénye.....	19
1.4. Fázisérintkeztetés intenzifikálása statikus keverőkkel.....	21
1.5. Tartályok, reaktorok homogenizálása.....	23
1.5.1. Jet vagy fúvókával megvalósított homogenizálás	24
1.5.2. Mechanikus keverővel megvalósított homogenizálás.....	25
1.6. Anyagátadás gáz-folyadék rendszerekben.....	26
1.6.1. Az anyagátadási tényező.....	27
1.7. Az irodalomból szerzett ismeretek összefoglalása.....	30
2. Modellezés	31
2.1. Anyagátadás a fázisok határfelületén.....	31
2.2. Valószínűségi modell a síkfenekű tartály energiaeloszlására, mint Markov folyamat.....	33
3. Kísérleti munka	48
3.1. A kísérletek célja.....	48
3.2. Kísérleti berendezések bemutatása.....	48
3.2.1. Belsőcirkulációs airlift reaktor.....	48
3.2.1.1. Riser típusok.....	50

3.2.1.1.1.A riserben használt statikus keverők..	51
3.2.1.2. Downcomer kialakítás.....	52
3.2.2. Külsőcirkulációs airlift reaktorok.....	53
3.2.3. Síkfenekű állóhengeres modelltartály.....	55
3.3. A mérési módszerek ismertetése.....	57
3.3.1. Keveredési idő és átlagos folyadéksebesség meghatározása airlift berendezésekben.....	57
3.3.2. Oxigénabszorpció sebességének mérése airlift reaktorokban.....	61
3.3.3. A modelltartály keveredési vizsgálatok	64
3.4. A belsőcirkulációs airlift berendezések kísérleti eredményeinek bemutatása és értékelése.....	65
3.4.1. Keveredési idő vizsgálata.....	65
3.4.2. Az átlagos folyadéksebesség vizsgálata.....	69
3.4.3. Az oxigénabszorpció sebesség vizsgálata.....	71
3.4.4. Laboratóriumi mérések energetikai összehasonlítása.....	77
3.4.5. A hidrosztatikai magasság hatásának vizsgálata	78
3.5. Nagylaboratóriumi kísérleti eredmények bemutatása és értékelése..	79
3.5.1. Keveredési idő vizsgálata nagylaboratóriumi berendezésben.....	80
3.5.2. Az átlagos folyadéksebesség vizsgálata nagylaboratóriumi berendezésekben.....	81
3.5.3. Oxigénabszorpció sebesség vizsgálata nagylaboratóriumi berendezésekben.....	81
3.5.4. Nagylaboratóriumi berendezések energetikai összehasonlítása.....	81
3.5.5. A hidrosztatikai magasság hatásának vizsgálata.....	83
3.6 Külsőcirkulációs airlift berendezések laboratóriumi kísérleti eredményeinek bemutatása és értékelése.....	85
3.6.1. Keveredési idő vizsgálata.....	85
3.6.2. Átlagos folyadéksebesség vizsgálata.....	88
3.6.3. Az oxigénabszorpció sebességének vizsgálata.....	91
3.7. A síkfenekű állóhengeres modelltartály keveredési vizsgálata és a mérési eredmények értékelése.....	95
3.7.1. A sugárkeverővel végzett mérések és értékelésük.....	96
3.7.2. A spirálkeverővel végzett mérések és értékelésük.....	110
Összefoglalás.....	117
Jelölésjegyzék.....	121
Irodalom.....	124
Függelék.....	128
Tartalomjegyzék.....	129
Táblázatok.....	130
Néhány recirkulációs gyakorlati művelet-intenzifikálás.....	147
Irodalom.....	163

Kivonat

A dolgozat a folyadék-folyadék és gáz-folyadék rendszerek homogenizálási és anyagátadási intenzifikálását tárgyalja belsőcirkulációs és külsőcirkulációs airlift készülékben, valamint mechanikus keverő nélküli, síkfenekű, külsőcirkulációs tárolótartályban.

A keveredési vizsgálatok impulzus és kiszorításos technikával, az anyagátadási mérések szulfitoxidációs módszerrel történtek.

A tárolótartály esetében a keveredés mértékének meghatározása valószínűségi modell segítségével készült.

A belsőcirkulációs airlift készülékben új típusú betétcsövekkel lehetett a keveredési időt csökkenteni.

A külsőcirkulációs airlift készülékben végzett mérések egy többsöves oxidációs reaktor kifejlesztését alapozták meg.

A síkfenekű tárolótartály esetében speciális csőspirálos recirkulációs keveréssel homogén állapotot lehet elérni és fenntartani, amit a valószínűségi modell is igazolt.

Az értekezés minden megoldásra ipari megvalósítást is ismertet.

Abstract

Intensification of homogenization and transfer processes

The thesis deals with the intensification of homogenization and mass transfer processes in liquid-liquid and gas-liquid systems in internal and external circulation airlift units and external circulation flat-bottom vertical storage tanks without mechanical mixers.

Mixing processes were studied with pulse and displacement techniques, whereas mass transfer measurements were carried out using the method of sulfite oxidation.

In the storage tank the state of mixing was determined using a probability model.

In the internal circulation airlift unit mixing time was reduced with novel types of insert tubes.

Measurements carried out with the external circulation airlift unit facilitated the development of a multi-tube oxidation reactor.

In the case of the flat-bottom storage tank homogenization was ensured using special coiled-tube recirculation mixing and confirmed with a probability model.

In the thesis industrial application is given for each topic.

Auszug

Die Intensivierung von Homogenisations und Übergangsprozessen

In der Dissertation wird die Intensivierung der Homogenisierung und des Stoffüberganges von Flüssigkeit/Flüssigkeits- und Gas/Flüssigkeits-Systemen in einem Airlift-Apparat mit Innen- und Aussenzirkulation und in einem flachbödigen Behälter ohne Rührwerk, der mit einer Aussenzirkulation versehen ist, erörtert.

Die Vermischungsuntersuchungen wurden durch Impuls- und Ausdrückungs-Technik, die Stoffübergangsversuchen durch Sulfitoxydationsmethode durchgeführt.

Bei dem Behälter wurde der Vermischungsgrad mit Hilfe einer Wahrscheinlichkeitsmethode bestimmt.

In dem Airlift-Apparat mit Innenzirkulation konnte die Vermischungszeit durch Einsatzrohren von neuem Typ verkürzt werden.

Die Messungen, die in dem Airlift-Apparat mit Aussenzirkulation durchgeführt wurden, haben die Entwicklung eines Mehrröhren-Oxydationsreaktors begründet.

Bei dem flachbödigen Behälter kann man durch Rezirkulationsmischung mit speziellem Spiralrohr einen homogenen Zustand erreichen und aufbewahren, den auch das Wahrscheinlichkeitsmodell bestätigt.

In der Dissertation sind für alle Forschungs- und Entwicklungsergebnisse industrielle Beispiellösungen dargelegt.

Bevezetés

Előzmények és célkitűzések

A vegyi- és rokonipari technológiák folyton megújuló problémaköre az intenzitásparaméterek homogenitásának a biztosítása és a fázisérintkeztetés javítása. A hő- és anyagátadási folyamatok intenzifikálását az áramlási körülmények döntően befolyásolják.

Kedvezőbb impulzusátadás valósítható meg külső és belső recirkulációt alkalmazó berendezésekben a tisztán mechanikus keverési módszerekhez képest. További lehetőséget kínál a homogenizálás és a fázisérintkeztetés javítására a statikus keverők alkalmazása. Ezekkel a keverő elemekkel részben vagy egészben ki lehet váltani a mechanikus keverőket, miközben az áramló rendszerek hidrodinamikai tulajdonságát is kedvezően megváltoztatják. Mivel áramló rendszerekről van szó, a statikus keverők elsősorban a folyamatos technológiákban elterjedtek, de recirkulációt alkalmazva a szakaszos rendszerekben is használhatóak. Sok esetben ilyenkor például egy autokláv csak tárolási funkciót tölt be.

A nagyméretű tárolótartályoknál akár a homogenitás fenntartására, akár valamilyen adalékanyag bekeverésére, vagy csak a hőmérséklet kiegyenlítésére általában mechanikus keverőket használnak. A tapasztalat szerint még jelentős energia befektetés ellenére is ezekben a tartályokban, amelyek túlnyomó többsége állóhengeres, síkfenekű tartály, jelentős holtterek alakulnak ki. A holtterek kialakulását jelenleg nem lehet előre precízen megadni.

Munkám során célul tűztem ki folyadék-folyadék és gáz-folyadék rendszerekben a homogenizálási és az anyagátadási folyamatok intenzifikálását különböző berendezésekben, úgymint belső cirkulációs és külső cirkulációs „airlift” készülékekben, valamint mechanikus keverő nélküli síkfenekű, külsőcirkulációs tárolótartály alkalmazása során.

A tárolótartály esetében további célom volt a tartályon belüli keveredés meghatározása a hőmérsékletgradiens időbeni változásának mérésével és egy valószínűségi modell segítségével.

1. IRODALMI ÖSSZEFOGLALÁS

1.1. Az airlift reaktorok jellemzése

Az airlift reaktorok olyan gáz-folyadék érintkeztetők, melyekben a folyadékcirkulációt jól definiált áramlási úton, e célból kialakított térben hozzák létre. Az egyik legjelentősebb tulajdonságuk tehát a folyadékáramlás irányítottsága, azonban a különböző típusoknál erre a mozgásra különféle véletlenszerű mozgások szuperponálódnak, ezáltal bonyolult hidrodinamikai viszonyok jönnek létre, melyek a gáz hold-up-pal, a folyadéksebességgel, gáz és a folyadék recirkulációval, anyagátadással és a keveredéssel jellemezhetők. A sokféle paraméter következtében a reaktorok leírása még ideális esetben sem egyszerű feladat, amit tovább nehezít a számos megoldási variáció. Bár az airlift reaktorokat egyre növekvő mértékben alkalmazzák ipari technológiákban, még számos megválaszolatlan kérdés merül fel tervezésüknél hidrodinamikai és anyagátadási területen is.

Az airlift reaktorok mechanikai szempontból egyszerű felépítésűek. Hidrodinamikai alapon három különböző egységre oszthatók.

Az emelő, "riser" zóna a sűrűségkülönbséget létrehozó gázbevezetés környezetében alakul ki, amelyre a folyadék és a gáz fölfelé irányuló mozgása a jellemző, hidrodinamikai viselkedése hasonló a buborékoszlophoz, azonban airlift reaktorokban nagyobb az alkalmazható gázsebesség, ami előnyös a keveredés és az anyagátadás szempontjából.

A leszálló ágban a "downcomer"-ben a gáz-folyadék diszperzió vagy a gázmentes folyadék visszajut a riserbe. Ebben a zónában az áramló fluidum egy vagy kétfázisú lehet, a geometriai kialakítástól függően a buborékok lefelé illetve fölfelé is áramolhatnak, amit a buborékok mérete is befolyásol.

A harmadik áramlási zónában, mely a reaktor tetején helyezkedik el, a gáz-folyadék részben szétválik, áramképe a folytonosan kevert üstreaktorhoz hasonlatos. Ennek az

erősen turbulens zónának jelentős szerepe van a folyadék keverésében és a gáz egy részének recirkulációjában [1-3].

Az airlift reaktorok jellemzően karcsú, magas berendezések, magasság átmérő arányuk $H^*/d=5-20$ közötti érték. Az airlift reaktorok hidrodinamikai viselkedése az említett három zóna egymásra hatása következtében alakul ki. Az összetett rendszer méretnövelése is bonyolultabb. A vizsgálatoknál mindig figyelembe kell venni, vajon az eredmények a reaktor átlagos működésére vonatkoznak-e, vagy egy specifikus zónára. Például a downcomer/riser (AD/AR) keresztmetszet arányok hatásának vizsgálatára vonatkozó kísérleti munka értékelésénél figyelembe kell venni, hogy az arány változtatása nemcsak az átlagos hold-up-ra, folyadéksebességre, anyagátadásra és keveredésre gyakorol hatást, hanem az egyes zónák működésére is. Az egyes zónák tanulmányozása lényeges információkat szolgáltat a reaktor átadási jelenségeire és a méretnövelésre.

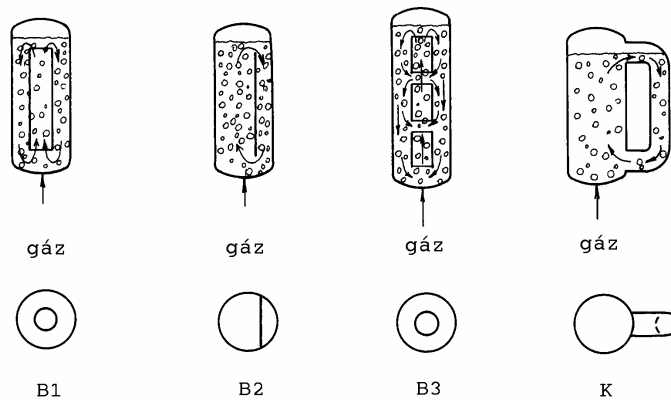
1.1.1. Az airlift reaktorok osztályozása

Az airlift reaktorokat általában geometriai kialakításuk alapján két nagy csoportba sorolhatjuk:

B - belső cirkulációs reaktorok

K - külső cirkulációs reaktorok (1/1.ábra)

A belső cirkulációs reaktorokban a folyadékáramlás egy egységen belül történik. A legelterjedtebb típusa a koncentrikus csöves airlift reaktor, amelyet Le Francois szabadalmaztatott 1955-ben [4]. Ez a típus egy henger alakú oszlopban koncentrikusan elhelyezett betétcsőből áll (B1). A gáz bevezetését megvalósíthatjuk a betétcső alján vagy az azt körülvevő körgyűrűben. Abban az esetben, ha a gázt a betétcsőbe vezetjük, akkor a betétcsövet körülvevő részben a folyadék lefelé áramlik. Ilyen típusú reaktort tanulmányoztak többek között Chakravarty és társai [5]. A másik esetet, a körgyűrű levegőztetését vizsgálta El Gabbani [6].



1/1. ábra. Airlift reaktorok típusai

B2 típusú airlift reaktorral végzett méréseket Orazen és Erickson, valamint Gasner [7,8], akik a henger - vagy hasáb alakú berendezést egy sík lemezzel osztották két térrészre.

A B3 típusú berendezést vizsgálta Chisti [55], aki azért, hogy növelje a downcomer és a riser között az érintkezések számát, a betétcsövet több részre osztotta.

A külső cirkulációs airlift reaktor (K) kettő vagy több oszlopból áll, melyek alul és felül össze vannak kapcsolva. Ilyen típusú reaktort használt Onken és Weiland, Bello, Kawagoe és Robinson [9,10,11].

Az airlift reaktorok elterjedtek az iparban, sikeresen használják élesztő fermentálásra, egysejt fehérje előállításra [12]. A legsikeresebb alkalmazása a szennyvízkezelés területén, biológiai tisztítóként épült meg, a berendezést a ICI cég készítette [13].

1.2. Az airlift reaktorok áramlási viszonyai

1.2.1. Gáz hold-up airlift reaktorokban

Definíció szerint a gáz hold-up a reaktorra, vagy a reaktor egy szakaszára vonatkozó gáztérfogat hányad, ami a leginkább vizsgált hidrodinamikai jellemző. A gáz hold-up jellemző a gáz tartózkodási idejére, hatással van a folyadék sebességére, az anyagátadásra és a keveredésre. A gáz hold-up konstans gázsebesség mellett függ az úgynevezett csúszási sebességtől is. Ez a csúszási sebesség pozitív a riser és negatív a downcomer zónában. Ez az egyik nyomós ok arra, hogy a gáz hold-up-ot nemcsak a készülék egészére, hanem külön a riserben és külön a downcomerben is vizsgálják. [14].

1.2.1.1. Riser gáz hold-up

A gázsebesség növelésével növekszik a riserben a hold-up, de ennek mértékét a geometriai kialakítás befolyásolja. Ebben a zónában a folyadéksebesség növelésével azonos gázbetáplálás esetén a gáz hold-up csökken. Erre a következtetésre jutottak azok a kutatók, akik ezt oly módon vizsgálták, hogy a folyadéksebességet a downcomerben elhelyezett szabályozóval változtatták [9,15-19]. A gáz hold-up akkor éri el a maximumát, amikor a downcomert teljesen lezárják. Ekkor a riser úgy működik, mint egy buborékoszlop.

A gázbevezetés kialakítása is befolyásolhatja a hold-up-ot. Néhány szerző úgy találta, hogy külső cirkulációs reaktorban a perforált lemezen keresztül történő gázbevezetés nagyobb hold-up-ot eredményezett, mint a simán egy csövön keresztüli [17,20-22]. Ugyanakkor mások nem tapasztalták ezt a különbséget koncentrikus elhelyezésű belső cirkulációs reaktorban [2,23,24].

1.2.1.2. Downcomer gáz hold-up

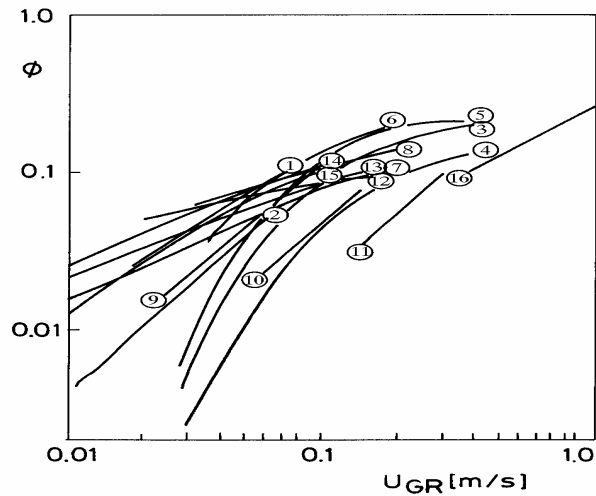
Meghatározó szerepe van a berendezés felső zónájának, ahol a gáz elválik a folyadéktól, ami alapvetően befolyásolja a downcomerben kialakuló hold-up-ot [2]. Ha csak külön gázbevezetést nem alkalmaznak a downcomerben, a hold-up függ a buborék méreteloszlástól, a gáz és a folyadék áramlási sebességétől. A folyadék sebességének

nagyobbnak kell lenni, mint a buborék emelkedési sebessége, ami egyes szerzők szerint kb. 20-30 cm/s [2,15,25,26].

1.2.1.3. Átlagos gáz hold-up

A fentiek alapján világosan látszik, hogy az airlift reaktorok geometriai kialakítása nagymértékben befolyásolja mind az egyes zónák, mind a reaktor egészére vonatkozó hold-up-ot. A hold-up-ot leíró általánosan érvényes összefüggés az irodalomban nem található. Különböző típusú airlift reaktorokra a szerzők más és más korrelációt mutatnak be aszerint, hogy milyen geometriai kialakítású berendezésben, milyen tulajdonságú folyadékkal végezték munkájukat. A kísérleti eredmények különbözőségét a 1/2. ábra mutatja. Jól megfigyelhető, hogy 0,2 m/s (riser üres keresztmetszetére számolt) gázsebesség (U_{GR}) tartományig a hold-up jelentősen növekszik és a leginkább használt 0,1-0,2 m/s gázsebesség tartományban kb. 10%-os értéket ér el. Néhány kutató megállapította, hogy a gázelosztó fajtája is befolyásolja a hold-up-ot [23,24,26]. Számos szerző [2,15,25] az AD/AR keresztmetszet arányt meghatározónak tartja. Minden esetben azt találták, hogy a hold-up növekedik csökkenő AD/AR aránynál. A növekedés mértéke azonban függ a vizsgált rendszertől. Az AD/AR arány hatását a következő fő okokkal magyarázzák:

- a folyadéksebesség viszonylag kisebb a riserben, kisebb AD/AR aránynál. Emiatt nő a gáz tartózkodási ideje a riserben.
- a folyadéksebesség a downcomerben nagyobb, ha kisebb az AD/AR arány. Emiatt több gáz kerül a downcomerbe és megnövekedik mindkét szakasz gázhold-up-ja. Egyidejűleg a folyadék tartózkodási idő a downcomerben csökken.
- a reaktorra vonatkozó folyadéksebesség csökken az AD/AR arány csökkenésével, a két térrész közötti sűrűségkülönbségből eredő hajtóerő csökkenés következtében, ami fellép, ha a hold-up a downcomerben növekszik.
- minél kisebb az AD/AR arány, az airlift reaktor annál jobban közeledik a buborékoszlophoz, a hold-up értéke a maximálishoz.



1/2. ábra A hold-up változása a gázsebesség függvényében, a táblázatban megadott forrásmunkák és kísérleti paraméterek alapján.

Sorsz.	Szerző	Reaktor típus	d [m]	d _R [m]	Folyadék	Ref.
1.	Barker és Worgan	Koncentrikus csöves	0.1	0.07	Keményítő oldat	[38]
2.	Barker és Worgan	Koncentrikus csöves	0.3	0.21	Keményítő oldat	[38]
3.	Field-Slater	Koncentrikus csöves	0.152	0.095	Víz	[1]
4.	Field-Slater	Koncentrikus csöves	0.152	0.095	1% etanol	[1]
5.	Field-Slater	Koncentrikus csöves	0.152	0.095	Víz+habzástgátló	[1]
6.	Koide et al.	Koncentrikus csöves	0.140	0.094	Víz	[23]
7.	Koide et al.	Koncentrikus csöves	0.140	0.082	270 mol/m ³ BaCl ₂	[23]
8.	Koide et al.	Koncentrikus csöves	0.140	0.082	50% glicerin	[23]
9.	Chakravarti et al.	Koncentrikus csöves	0.1	0.074	Víz	[26]
10.	Chakravarti et al.	Koncentrikus csöves	0.1	0.045	Víz	[26]
11.	Chakravarti et al.	Koncentrikus csöves	0.1	0.045	Víz	[26]
12.	Weiland és Onken	Külső visszavezetés	0.1	0.05	Víz	[9]
13.	Weiland és Onken	Külső visszavezetés	0.1	0.05	51% cukor oldat	[9]
14.	Akita és Kawasaki	Külső visszavezetés	0.33	0.052	Víz	[37]

1.2.2. Folyadék cirkuláció airlift reaktorban

A folyadék cirkuláció az airlift reaktorokban a riserben és a downcomerben lévő fluidum sűrűségkülönbségéből ered. A cirkuláció iránya és úthossza viszonylag jól definiálható. Az átlagos folyadékcirkulációs sebességet [U_{LC}] Blenke [27] a következőképpen definiálta:

$$U_{LC} = X_c/t_c \quad (1/1)$$

ahol:

X_c egy cirkuláció útjának a hossza,

t_c egy cirkulációs kör megtételéhez szükséges idő

Az átlagos folyadéksebességhez képest sokkal nagyobb jelentőségű a downcomerban és a riserben kialakuló sebesség, amelyek az átlagsebességtől lényegesen eltérhetnek a geometriai paraméterektől függően. A köztük levő kapcsolat a kontinuitás alapján adható meg:

$$U_{LR}AR = U_{LD}AD \quad (1/2)$$

ahol:

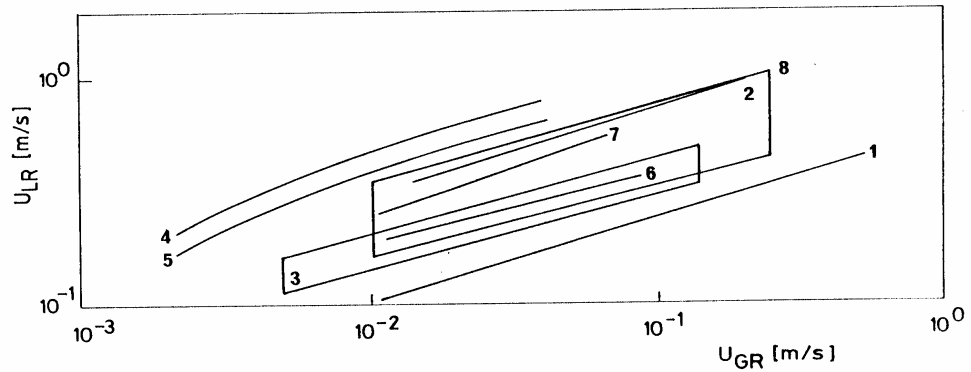
U_{LR}, U_{LD} - a riserre ill. a downcomerre vonatkozó folyadéksebesség,

AR, AD - a riser ill. downcomer keresztmetszete.

A folyadékcirkulációs sebesség bonyolult kapcsolatban van a hold-up-okkal, hiszen a cirkulációs sebesség a riser és a downcomer hold-up-ok eredményeként alakul ki, de ugyanakkor hatással is van ezekre azáltal, hogy növeli vagy csökkenti a buborékok emelkedési sebességét. A cirkuláció hatása az általa létrehozott turbulencia következtében a hőátadásban, a gáz-folyadék anyagátadásban is érvényesül, sőt figyelembe kell venni a bioreaktorokban a mikroorganizmusokra gyakorolt nyírófeszültségét is. A folyadéksebesség számítására a szerzők olyan modelleket javasolnak, amelyek az energiamérlegen alapulnak és a gáz hold-up ismeretét tételezik fel [5,17,22,28-36].

Az irodalomban található különböző kísérleti eredmények összehasonlítását mutatja be a 1/3. ábra. Az alatta levő táblázatban tüntettem fel a felhasznált eredmények forrásmunkáit és a kísérleti körülményeket. A kutatók kísérleteiket 10^{-3} - 10^0 m/s riser üres keresztmetszetére számolt gázsebesség [U_{GR}] tartományban 0.02-1.3 AD/AR arányú berendezésben végezték különböző folyadékmagasság (H_L) mellett. Az ábra szerint a mért értékek tendenciájukban hasonlóak, az abszolút értékek azonban a változó paraméterek következtében eltérőek. A közeg viszkozitás hatása szignifikáns

[17]. Az összehasonlítás alapjául a riser keresztmetszetére számolt gázsebességet választották.



1/3.ábra A folyadék sebesség változása a gázsebesség függvényében a táblázatban megadott forrásmunkák és kísérleti paraméterek alapján

Sorsz.	Szerző	Reaktor típus	Folyadék fázis	H_L [m]	d_R [m]	d_D [m]	AD/AR	Ref.
1	Merchuk	külső visszavezeté ses	víz	0.25	0.15x0.015	0.05	0.87	[16]
2	Merchuk és Stein	külső visszavezeté ses	víz	4-4.5	0.14	0.14	1.0	[17]
3	Merchuk és Stein	külső visszavezeté ses	különböző folyadékok	8.5	0.1	0.05	0.25	[18]
4	Akita és Kawasaki	külső visszavezeté ses	különböző folyadékok	2.8	0.33	0.052	0.02	[37]
5	Akita és Kawasaki	külső visszavezeté ses	különböző folyadékok	2.4,1.7	0.33	0.075	0.05	[37]
6	Chakravarty et al.	koncentrikus csöves	különböző folyadékok	0.73	0.074	0.1	0.83	[5]
7	Barker és Worgan	koncentrikus csöves	keményítő oldat	0.92	0.07	0.1	1.04	[38]
8	Siegel et al.	osztott készülékes	víz	4.35-4.5	0.09x0.25: 0.07x0.25	0.07x0.25: 0.09x0.25	0.78: 1.29	[2]

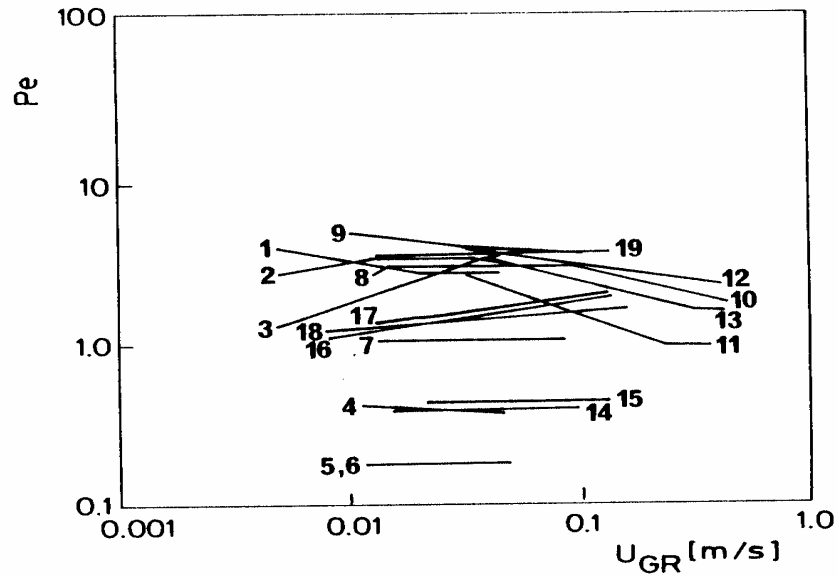
1.2.3. Keveredési idő airlift reaktorban

Ez a paraméter különös jelentőséggel bír a méretnövelésben, a laboratóriumi méretből ipari méretre való tervezésben. Általában a labor reaktorokban jobb a keveredés mint az ipariakban, emiatt például az ipari méretű fermentorokban nehezebb optimális körülményeket biztosítani a mikrobák számára. Ráadásul tekintettel kell lenni arra is, hogy elkerüljük a mikroorganizmusok károsodását okozó körülményeket: például gondoskodni kell pH beállításnál a reagensek gyors elkeveréséről. A keverési idő vagy a homogenitási fok nagyon fontos pl. a rátáplálásos fermentációnál is, mert a tápanyag beadagolása során olyan helyi koncentráció növekedés léphet fel, mely gátló hatású a mikrobaszaporodás vagy temékelőállítás sebességére. Ugyanígy fontos a hőmérséklet kiegyenlítés szempontjából is.

A folyamatos reaktorokban a keveredés jellemzésére általában a tartózkodási időeloszlást szokták használni. A szokásos módszer az axiális vagy longitudinális modell, melynek előnye, hogy egyszerű egyparaméteres modell. A Fick törvény analógiájára felírt modellben használt axiális diszperziós koefficiens, dimenziómentes formában Peclet vagy Bodenstein számként szokták kifejezni.[82,83] Szakaszos rendszerekben a keveredést a keveredési idővel jellemzik, amely a nyomjelző anyag 90-95%-os homogenitási fok eléréséhez szükséges időt jelenti.

Tekintettel arra, hogy az airlift reaktorban a fluidum mozgása hasonló a csőreaktoréhoz, ezért a folyamatos reaktorra felírt modell is alkalmazható. Ugyanakkor a downcomerban létrejövő visszacirkuláció miatt a szakaszos rendszerekben használt modellel is leírható. Ugyanis a gázsebesség növelésével növekszik a folyadéksebesség és így a koncentrációprofil hasonlóvá válik a folyamatosan kevert tankéhoz.

Sok publikáció foglalkozik mind a külső visszavezetéses [39,18,40-42], mind a koncentrikus csöves [1,25,39, 43-45] reaktorok keveredésének leírásával. A legtöbb irodalmi adat szerint folyamatos eljárásoknál a keveredés jellemzésére a Pe-számot a gázsebesség függvényében vizsgálják. A 1/4. ábrán a Pe vs. gázsebesség összefüggést mutatjuk be a táblázatban megadott forrásmunkák és paraméterek alapján.



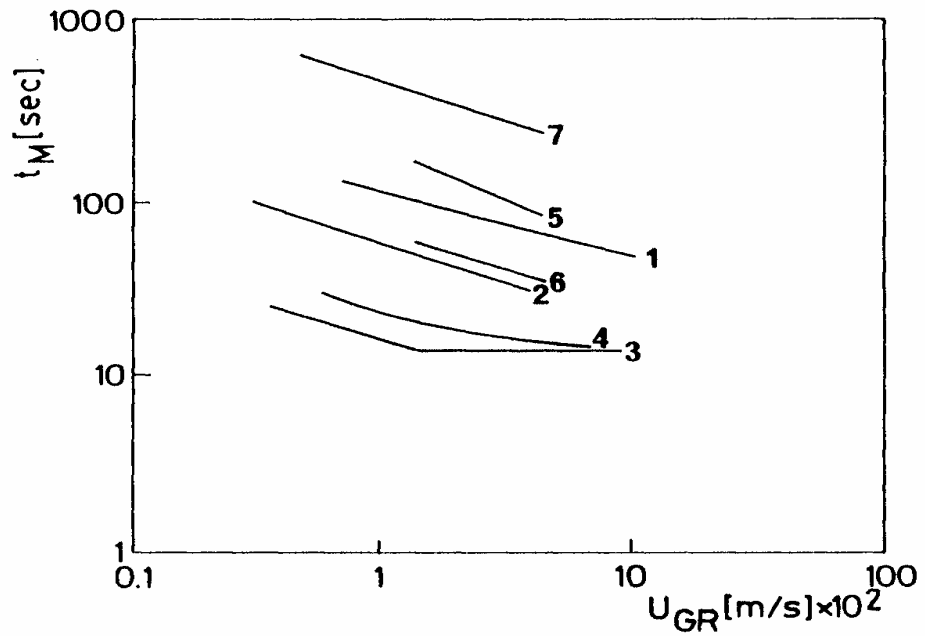
1/4.ábra A Peclet szám változása a gázsebesség függvényében az alábbi táblázat adatai alapján.

Sorsz.	Szerző	Típus	AD/AR	H*/d _R	Folyadék	Ref.
1	Weiland és Onken	külső visszavez.	0.25	85	víz	[18]
2	Weiland és Onken	külső visszavez.	0.25	85	2-propanol, 1.65%	[18]
3	Weiland és Onken	külső visszavez.	0.25	85	CMC 50%	[18]
4	Lin et al.	külső visszavez.	0.11	20	víz	[41]
5	Lin et al.	külső visszavez. terelőlemezrel	0.11	20	víz	[41]
6	Lin et al.	külső visszavez. terelőlemez nélkül	0.11	40	víz	[41]
7	Bello et al.	külső visszavez.	0.69	12	víz	[39]
8	Bello et al.	külső visszavez.	0.11	12	víz	[39]
9	Fields és Slater	koncentrikus csöves	1.56	10.5	víz	[1]
10	Fields és Slater	koncentrikus csöves	1.56	21	víz	[1]
11	Fields és Slater	koncentrikus csöves	1.56	10.5	víz+habzágátló	[1]
12	Fields és Slater	koncentrikus csöves	1.56	10.5	1% etanol	[1]
13	Bello et al.	koncentrikus csöves	0.13	39.65	víz	[10]
14	Bello et al.	koncentrikus csöves	0.56	55.6	víz	[10]
15	Verlan et al.	külső visszavez. teljes Pe szám	0.25	16.5	50mM KCl oldat	[42]
16	Verlan et al.	Pe szám a riserben	0.25	16.5	50mM KCl oldat	[42]

A bemutatott mérések szerint a Pe-szám jelentősen függ az AD/AR aránytól. Az AD/AR arány növekedése az axiális diszperzió csökkentését és nagyobb Pe számot eredményez. A reaktormagasság riserátmérő arány (H^*/d_R) növelése a folyadék recirkulációs sebességnövekedését eredményezi, és egyben az axiális diszperzió növekedését valamint alacsonyabb Pe számot von maga után. A különböző kutatók munkáiban a Pe-szám eltérő változást mutat a gázsebesség függvényében. Lin és munkatársai [41], enyhén csökkenő változást mutatnak be, valamint Weiland és Onken, Fields és Slater [1,18,] magas gázsebességnél állandósuló Pe-számot mértek. Mások pedig növekvő tendenciát is kaptak. Ezek az ellentmondások további tanulmányozást igényelnek.

Számos kutató a keveredési időt használja az airlift reaktor keveredésének vizsgálatához [18,25,39,41,43-45,46]. Az 1/5. ábrán a t_M keveredési idő vs. gázsebesség összefüggést mutatjuk be a táblázatban megadott forrásmunkák és paraméterek alapján.

A kísérleti tapasztalat szerint a keveredési idő a gáz áramlási sebesség növekedésével csökken. Meg kell jegyezni, hogy ezeket az eredményeket olyan berendezésekben kapták, amelyeknél a gáz-folyadék szeparátor vizsgálatát nem tűzték ki célul, pedig a keveredési időt a szeparátor kialakítása is befolyásolja. Az eredményekre jelentős hatást gyakorol a jelzőanyag adagolás helyének megválasztása is, tekintettel arra, hogy az airlift reaktor három egysége különböző keveredési tulajdonsággal rendelkezik. Ezért az adatokat nehéz összevetni, vagy akár méretnöveléshez felhasználni. Schügerl [46] vizsgálatai során bebizonyította, hogy a legkisebb keveredési idő eléréséhez a jelzőanyagot a szeparátorba kell juttatni. Az elmondott szempontok alapján kell megválasztani például a táptalajok komponenseinek beadagolási helyét, a rátáplálásos fermentációknál a tápoldat bevezetési helyét is.



1/5.ábra A keveredési idő változása a gázsebesség függvényében, a táblázatban található adatok alapján.

Sorszám	Szerző	Típus	d_R [m]	d_D [m]	Folyadék	Ref
1	Weiland	koncentrikus csöves	0.117	0.200	víz	[25]
2	Weiland	koncentrikus csöves	0.176	0.200	víz	[25]
3	Weiland	koncentrikus csöves	0.082	0.100	víz	[25]
4	Kiese et al.	koncentrikus csöves	0.060	0.100	víz	[44]
5	Lin et al.	külső visszavezetéses víz	0.153	0.051	víz	[41]
6	Lin et al.	külső visszavezetéses víz	0.076	0.026	5% víz	[41]
7	Weiland-Onken	külső visszavezetéses víz	0.100	0.050	10% víz	[18]

1.3. Airlift reaktorok energiaigénye

Az előzők értelmében a publikációk jelentős része a különböző mért értékeket vagy a riser felületére vonatkoztatott gázsebesség, vagy a riserben levő lineáris gázsebesség függvényében mutatja be. Más szerzők a diszperzió térfogatával számolnak, csak egységnyi folyadéktérfogatra adják meg az energiaszükségletet.

Az energiaszükséglet kiszámításában sem egységes az irodalom. Az egyik módszer az adiabatikus kompresszió teljesítményszükségletével való számolás [53]. Ez a módszer nemcsak a folyadékoszlop magasságából származó nyomásesést veszi figyelembe, hanem a levegőelosztóban (fúvóka, perforált cső, stb.) fellépő nyomásesést is. Sőt sokszor figyelembe veszi a kompresszorban, a hajtóműben, elektromotorban fellépő veszteségeket is. Az igaz, hogy ez a módszer abszolút értékben jó, de összehasonlításhoz már nem minden esetben. Ugyanis nem derül ki belőle, hogy melyik paraméter (vízmélység, a fúvóka vagy esetleg a levegőelőállító rendszer), mekkora mértékkel járul az energiaigényhez.

A legjobbnak az izotermikus gázexpanzióból számított energiabevitel tűnik [54]

V_a kezdeti térfogatú, n molekulát tartalmazó gáz által végzett w munka izoterm expanzió közben a következőképpen fejezhető ki:

$$w = \int_{V_a}^{V_t} P^* dV \quad (1/3)$$

Ideális gáznak tekintve és az integrálást konstans T mellett elvégezve:

$$w = nRT \ln \frac{V_t}{V_a} \quad (1/4)$$

Az egyenlet mindkét oldalát elosztva a munkavégzés (t) idejével:

$$\frac{w}{t} = \frac{n}{t} RT \ln \frac{V_t}{V_a} \quad (1/5)$$

n/t megfelel a Q_m molális gázáramlási sebességnek, w/t pedig a P energiaszükségletnek. Így,

$$P = Q_m RT \ln \frac{V_t}{V_a} \quad (1/6)$$

V_a és V_t helyettesíthető a megfelelő nyomásokkal, ezért

$$P = Q_m RT \ln \frac{P_a^*}{P_t^*} \quad (1/7)$$

A $P_a^* = P_t^* + \rho_L g H_L$ összefüggés behelyettesítésével

$$P = Q_m RT \ln \frac{P_t^* + \rho_L g H_L}{P_t^*} = Q_m RT \ln \left(1 + \frac{\rho_L g H_L}{P_t^*} \right) \quad (1/8)$$

vagy, a P/V fajlagos energiaszükséglet bevezetésével:

$$\frac{P}{V} = \frac{Q_m RT}{V} \ln \left(1 + \frac{\rho_L g H_L}{P_t^*} \right) \quad (1/9)$$

Tehát az átlagos gázsebesség a reaktorban a következő (U_G):

$$U_G = \frac{1}{H_L} \int_0^{H_L} \bar{U}_G dl \quad (1/10)$$

és az üres keresztmetszetre számolt gázsebesség lokális értéke (\bar{U}):

$$\bar{U} = \frac{\dot{V}}{A} = \frac{Q_m RT}{P^* A} \quad (1/11)$$

ahol \bar{V} a lokális térfogati sebesség és A a reaktor keresztmetszete. Az előző egyenletekből, konstans A , Q_m és T értékeknél

$$U_G = \frac{Q_m RT}{H_L A} \int_0^{H_L} \frac{1}{P^*} dl \quad (1/12)$$

Behelyettesítve a $P_a^* = P_t^* + \rho_L g l$ összefüggést és az integrálást elvégezve:

$$U_G = \frac{Q_m RT}{H_L A \rho_L g} \ln \left(1 + \frac{\rho_L g H_L}{P_h^*} \right) \quad (1/13)$$

figyelembevéve, hogy $V = H_L A$,

$$U_G = \frac{Q_m RT}{V \rho_L g} \ln \left(1 + \frac{\rho_L g H_L}{P_h^*} \right) \quad (1/14)$$

a (1/9) és (1/14) egyenletek összehasonlítása után

$$\frac{P}{V} = \rho_L g U_G \quad (1/15)$$

amely konstans keresztmetszetű buborék kolonnákra érvényes. Airlift reaktorokra, amelyekben a gázsebességet a riser keresztmetszetére definiálják, az egyenlet az AD/AR arány felhasználásával a következőképpen módosul:

$$\frac{P}{V} = \frac{\rho_L g U_G}{1 + \frac{AD}{AR}} \quad (1/16)$$

Ebben az összefüggésben kizárólag az airlift reaktor geometriai kialakításából adódó paraméterek szerepelnek. Így két reaktort már pontosan össze lehet hasonlítani. Ugyanakkor, ha abszolút értékben akarunk összehasonlítást végezni, a gázelosztó ellenállásából származó energiaigényt külön is meg kell adnunk.

1.4. Fázisérítkeztetés intenzifikálása statikus keverőkkel

Az anyagátadás az egyik legfontosabb paraméter a fermentációs technológiában. A publikált kísérleti adatok különböző gázelosztó rendszerekre vonatkoznak, értelemszerűen ezért nehezen vethetők össze. A levegő diszpergáltságának foka és a fázishatárfelület megújulása jelentős mértékben befolyásolja az oxigénátadási sebességet.

A gáz folyadékban való diszpergálásának egyik lehetséges módja a statikus keverő használata. Alkalmazásának gyors elterjedése a levegőztetési technikában sok új

megoldást eredményezett. A levegőztetett riserben elhelyezett áramlást módosító, ütköző elemek hatása a gáz erőteljes diszpergálásában és jelentős turbulencia létrehozásában és ezáltal állandó határfelület megújításban nyilvánul meg. Természetesen mindez a keverékáram megnövekedett nyomásesése árán valósul meg. A statikus keverőknek több mint száz fajtása ismert. Közülük levegőztetési célra főleg a Kenics, Sulzer, Koch és a Polcon cégek által gyártott statikus elemeket használják, de átadási - áramlási viszonyok elemzésére igen kevés adat található az irodalomban.

Több nagy vegyipari cég (Dow Chemical, Hoechst) sikeresen alkalmazza szennyvíztisztítójában a Kenics aerátorokat. Ezek 0,3 m átmérőjű, 1,5 m magas műanyag csőben elhelyezett jobbra illetve balra forgató csavart elemeket tartalmaznak. Hasonló kialakítású a Polcon cég Helixor típusú aerátora is, ez azonban folyamatos menetemelkedésű betétet tartalmaz. A statikus keverős aerátorok gázterhelése egységenként 30-90 m³/h tartományba esik és a bevihető oxigénmennyiség 10-12 m vízmélység esetén a 6-7 kg/h értéket is elérheti. Energetikai hatásfokuk a kialakításuktól az üzemelési körülményektől, de döntően a kompressziótól függően elérheti a 2,9-32 kg O₂/kWh értékét. Gyenis, Simon és munkatársaik [60,61] olyan aerátorról számolnak be, amelyik a hidrodinamikai viszonyok javítására és a cső felett kialakuló buborékoszlop kontrakciójának a megakadályozására egy alsó konfúzból és egy felső diffúzból áll. Az aerátor oszlop kilépő nyílása felett speciális kialakítású ütköző-terelő lap helyezkedik el a buborékoszlop további széthúzására. Az előnyös áramlási kialakítás adott gázterhelés esetén nagyobb mennyiségű folyadék átáramlását teszi lehetővé. Simon és munkatársai [61] ismertetik az említett aerátorokkal 5 m-nél sekélyebb medencében elért oxigénbeviteli tapasztalatokat. 10-20 m³/m²h gázterheléssel 2,5 m mély medencében 0,05 - 0,24 kg O₂/m³h oxigénátadást értek el 1,1-2,4 kg O₂/kWh energiabevitel mellett.

Fermentorokban alkalmazható levegőztetőbetét fejlesztés a MTA Műszaki Kémiai Kutató Intézet egyik kutatási tématerülete volt [63-69].

1.5. Tartályok, reaktorok homogenizálása

A vegyiparban és a rokon iparágakban a nagyméretű tartályok és reaktorok egyik nagy problémaköre a bennük lévő anyagok homogenitásának biztosítása vagy a bevezetett anyagok elkeverése. Ezen művelet elvégzésére leggyakrabban függőleges tengelyű vagy oldalról benyúló mechanikus keverőket használnak.

Ritkább megoldás a jet keverés, amikor szivattyúval cirkuláltatják a tartályban levő folyadékot és a folyadék energiáját használják fel a keverésre. A keveredés mechanizmusában eltérés nincsen, csak a befektetett energia módjában. A kevert folyadékban az inhomogenitás csökkentését alapvetően három folyamat segíti [70].

- a konvektív anyagáramlás (makrokeveredés), amely a folyadékban mozgó keverő vagy a cirkulációt biztosító szivattyú hatására jön létre;

- a lokális turbulens diffúzió, amely a konvektív főáramlásbeli sebességingadozás miatt fellépő mikroszkopikus nyírás hatására alakul ki, így módon a folyadék szegregált állapotát képes csökkenteni;

- a molekuláris diffúzió, mely a keveréstől és a turbulenciától függetlenül fejti ki a hatását. A folyadékok homogenizálásában a szerepe lényegesen kisebb, mint az előző két folyamaté, de a teljes mikrokeveredés állapota végül is molekuláris diffúzióval jön létre.

Homogenizáláskor a folyadék makrokevertségi állapotát vizsgáljuk nem feledve azt, hogy bizonyos esetekben (pl. szelektív reakciónál) a szubmikroszkopikus kevertség mértéke is fontossá válhat.

Tárolótartályokban és szakaszos reaktorokban (hasonlóan az airlift reaktorokhoz) a keveredési időt túlnyomó többségben oly módon mérik, hogy pillanatszerűen valamilyen jelzőanyagot juttatnak (Dirac-impulzus) a készülékbe és a jelzőanyag koncentrációjának időbeni változásából következtetnek a keveredés mértékére.

A Dirac impulzus előállítására és időbeni változásának mérésére több módszer használatos.

1. vezetőképesség mérés (koncentráció zavarás)
2. hőmérséklet mérés (hőimpulzus zavarás)
3. festékes módszer
4. elszíntelenedési módszer
5. Schlieren módszer (koncentráció vagy hőimpulzus zavarás)

A szerzők többsége használja ezeket a módszereket, melyek alapján értelmezi és értékeli a keveredési időt és a homogenitási fokot [71-87].

Folyamatos rendszerekben nemcsak a Dirac impulzus módszer adhat felvilágosítást a kevertégi állapotokra, hanem az ún. kiszorításos vagy front módszer is. Ebben az esetben a bemenő jelet úgy képezzük, hogy a közeg valamilyen tulajdonságát egy bizonyos időpillanatban hirtelen megváltoztatjuk és a kísérlet idejére az új értéken tartjuk. Azt mondhatjuk, hogy egy más fajta közeget táplálunk be, mely az előtte haladó, tőle eltérő tulajdonságú közeget kiszorítja a vizsgált térfogathoz.

1.5.1 Jet vagy fúvókával megvalósított homogenizálás

Nagyméretű tárolótartályok keverését szokták oly módon végezni, hogy egy recirkulációs szivattyút csatlakoztatnak a tartályhoz [88-94]. A folyadék visszavezetése végezhető oldalról, vagy axiálisan. A cirkulációs szivattyú, mint egy intenzív keverő készülék is működik, ha a tartályba valamit be akarunk keverni, akkor a szivattyú szívó ágába ezt bevezetve már egy előkeverés is lejátszódik.

Több szerző is összehasonlította az oldalról benyúló propellerkeverőt a jet keverővel. Rushton [75] szerint energiaigény szempontjából a jet keverő kedvezőbb mint a propellerkeverő, de hozzáteszi, hogy az összehasonlítás nem könnyű feladat.

Ugyanakkor B.K. Revill [96] a mások által használt [97-99] összefüggések felhasználásával pontosan az ellenkezőjét állítja. A szerző egy axiális jet keverővel ellátott tartályt egy propeller keverővel és törő elemekkel ellátott tartállyal hasonlította össze. Azonos keveredési idő eléréséhez kétszer akkora energiabefektetés kellett a jet keverő esetében, mint a propeller keverő alkalmazásakor. Ugyanakkor azt is megjegyzi, hogy ez az érték erősen függ attól, hogy milyen összefüggéseket használunk az összehasonlításhoz. Ezen felül a használt összefüggések sem a meghajtómotor, sem a szivattyú hatásfokát nem tartalmazzák.

Ugyanakkor egyetértés mutatkozik abban, hogy a jet keverő rendszerek bekerülési és üzemeltetési költsége kisebb, mint a mechanikus keverős rendszereké.

1.5.2. Mechanikus keverővel megvalósított homogenizálás

A mechanikus keverővel történő homogenizálással foglalkozó irodalmi munkák száma igen nagy. A keverők típusa, a tartály mérete, alakja, a keverők elhelyezési pozíciója és

nem utolsó sorban a keverendő anyag tulajdonsága mind befolyásolja a homogenizálás folyamatát.

Terjedelmi okok miatt csak a nagyméretű tartályok homogenizálásával foglalkozom.

Általában a nagyméretű tartályok homogenizálását a tartály aljától egy másfél keverő átmérőnyi magasságban a tartályba vízszintesen benyúló oldalkeverővel oldják meg. A keverők hatékonyságát általában a keveredési idővel jellemzik.

Rushton [95] részletes elemző munkájában az oldalról benyúló keverő beállítási pozícióját vizsgálta. Megállapította, hogy a folyadéksugár forgó mozgása miatt a keverőtengelynek a tartály sugarával bezárt szöge alapvetően befolyásolja az áramlási viszonyokat és ezen keresztül a keverő homogenizáló hatását.

Ha a keverő forgási iránya a motor felől nézve az óramutató járásával megegyezik, akkor a keverőtengely helyes beállítási szöge: $7-12^\circ$. Ettől eltérő érték esetén a folyadék intenzív forgásba jön, a függőleges irányú átkeverés lelassul, esetleg el is marad.

Wilson [100] 33,5 m és 36,6 m átmérőjű tartályokban az ásványolajban meglevő sűrűség különbség megszüntetésének, illetve egy adott minimális értékre való csökkentésének idejét mérte és adta meg táblázatosan.

Oldshue [106] hideg és meleg víz elkeverésének időszükségletét mérve, diagramokban közli a sűrűség különbség, a keverőteljesítmény és a keverő tartályátmérő viszony hatását a homogenizálási időre.

Havas [101] 1,5 m átmérőjű és 0,6 m magasságú tartályban víz és különböző sűrűségű rétegzett sóoldatok elkeverésének az idejét mérte. Megállapította, hogy az oldalkeverő homogenizálási időszükséglete a vizsgálatoknál alkalmazott optimális keverőbeállítás esetén nem függ sem a propeller keverők számától, sem típusától (lemez vagy hajópropeller), csak az általuk bevitt teljesítménytől. Az általa megadott érvényességi tartományban egy adott keverési feladat homogenizálási időszükséglete számítható, illetve tervezésnél a szükséges keverőszám és átmérő, valamint teljesítmény megadható.

1.6. Az anyagátadás gáz-folyadék rendszerekben

A vegyipari, élelmiszeripari és biotechnológiai műveletek között kiemelten fontosak az anyagátadási műveletek. Az anyagátvitel tulajdonképpen egy vagy több komponens átmenetét jelenti az egyik fázisból egy másik fázisba. Ilyen értelemben ezeket a műveleteket komponensátadási műveleteknek is nevezhetjük. Klasszikus értelemben komponens átadásról két nem elegyedő fázis közötti anyagátadásról beszélhetünk. A membránok megjelenésével viszont már az egymással elegyedő fázisok közötti anyagátadás is ide sorolható.

Aerob fermentációs folyamatoknál az egyik legfontosabb feladat a mikroorganizmusok oxigénnel történő ellátása. Ez a művelet első lépésében egy klasszikus anyagátadási folyamat, mivel először az oxigénnek kell a folyadékban oldódnia azért, hogy a mikroba hasznosítani tudja. A hasznosítás viszont már membrán műveletnek fogható fel.

Számos tanulmányban bizonyították már, hogy az airlift reaktorok alacsony energiabevitel mellett képesek nagy anyagátadási sebességet biztosítani [2,7,8,15,43,48-50] azáltal, hogy csak a gáz injektálásához szükséges energiabevitel.

Annak ellenére, hogy az anyagátadás igen fontos paramétere az airlift reaktoroknak és sok a publikált adat, azok gyakran ellentmondásosak. Az eltéréseket Bello [15] a folyadékfázisok eltérő fizikai-kémiai tulajdonságai és a gázelosztó rendszerek különbözőségével magyarázza. Siegel és Merchuk [3] szerint az alkalmazott meghatározási módszer, a vizsgált berendezések különböző mérete és geometriája, és a gázrecirkuláció sebessége okozza az eltéréseket.

1.6.1. Anyagátadási tényező

Az oxigénnek vízben történő abszorpciós sebességét az alábbiak szerint fejezhetjük ki:

$$dC/dt=K_L a(C^* -C) \quad (1/17)$$

A K_L és "a" külön-külön bonyolult módon határozható meg, ezért az irodalmi adatok is a kettő szorzatát adják meg [6-10,15,23,24,40,41].

Az átlagos térfogati anyagátadási tényező függ a gáz áramlási sebességétől, a koaleszcenciától és a gázrecirkulációtól az alábbiakban részletezett módon [14]:

- K_{La} növekedik a növekvő gázsebességgel és a reaktor magasságával, vagyis a gázbelépési helyre eső hidrosztatikai nyomással,
- kis átmérőjű reaktorban nagy gázsebességnél előfordulhat, hogy a buborékos áramlás helyett csatornás áramlás alakul ki és ez a K_{La} csökkenését okozza,
- azok a paraméterek, amelyek a downcomerban gázrecirkulációt okoznak, növelik a K_{La} -t. Ezért a koncentrikus csöves reaktorban nagyobb a K_{La} , mint a külső visszavezetésesnél, ahol hatásosabb a gázszeparáció,
- a folyadéksebesség növelése negatív hatással van a K_{La} -ra adott gázrecirkulációs sebességnél,
- airlift reaktorban a folyadékfázis tulajdonságainak kevésbé jellegzetes a hatása, mint egyéb gáz-folyadék reaktorokban.

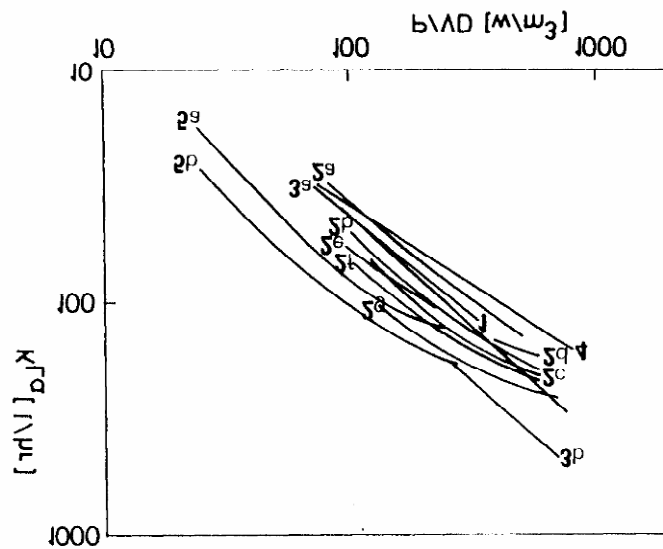
Meg kell azonban jegyezni, hogy egy nagyon magas reaktorban, ha gázrecirkulációt is biztosítunk, az nem mindig előnyös minden típusú fermentációnál. Magas oxigénigényű rendszerekben előfordulhat olyan állapot, amikor a riser felső részében elfogy az oxigén, és emiatt a downcomerban már gátolt a mikroorganizmusok növekedése.

Ilyen esetben megoldást jelenthet a gáz-folyadék szeparátor megnövelése, az oxigénszegény levegő elválasztása, kis keresztmetszetű downcomer kialakítása, esetleg második levegőelosztón keresztül pótlólagos friss gáz bevezetése a downcomerbe [2,3, 46].

Onken és Weiland [51] mérései azt mutatták, hogy az anyagátadási sebesség a magasság mentén változik. Ezt részben az érintkeztetési határfelület változásával, részben az átadási hajtóerő változásával magyarázták. 8,5 m magas oszlopban *Candida utilis* kultúrával végzett kísérleteknél a maximális oxigénkoncentrációt az oszlop közepén mérték, ami a biomassza koncentrációjának növelése hatására egyre magasabbra tolódott.

A publikációk nagy része a K_{La} -t a gázsebesség függvényében mutatja be. Siegel és Merchuk [3] rámutattak a módszer hátrányára, hogy ez félrevezethető lehet a geometriai és működési feltételek hatása miatt. Ezért javasolták K_{La} -t a P/VD , azaz egységnyi diszperziótérfogatra vonatkozó fajlagos energiaszükséglet függvényében vizsgálni, amely a reaktor térfogatot és a gáz hold-up-ot is figyelembe veszi. (A fajlagos energiaszükségletet már az 1.3. részben részletesen ismertettem.) A 1/6. ábra ilyen összefüggéseket mutat be a táblázatban megadott források és paraméterek alapján.

Bello [39], Siegel és Merchuk [28] korrelációt is megadják, mely szerint a K_{La} a fajlagos energiaigény 0,8-1 hatványaként számolható.



1/6.ábra Az anyagátadási tényező változása a fajlagos energia szükséglet függvényében a 29. oldalon levő táblázatban bemutatott adatok alapján

Sorsz.	Szerző	Reaktor típus	H_L [m]	d_R [m]	d_D [m]	AD/AR	Ref.
1	Barker és Worgan	koncentrikus csöves	1.430	0.210	0.300	1.040	[38]
2a	Bello t al.	külső visszavezetéses víz	1.800	0.152	0.076+0.102	0.690	[15]
2b	Bello et al.	külső visszavezetéses víz	1.800	0.152	0.076	0.250	[15]
2c	Bello et al.	külső visszavezetéses víz	1.800	0.152	0.051	0.11	[15]
2d	Bello et al.	koncentrikus	1.800		0.152	0.560	[15]

		csöves					
2e	Bello et al.	koncentrikus csöves	0.180	0.076	0.152	0.35	[15]
2f	Bello et al.	koncentrikus csöves	0.180	0.051	0.152	0.130	[15]
2g	Bello et al.	buborék kolonna	0.180	-	0.152	0.000	[15]
3a	Siegel és Merchuk	osztott készülék	4.35-4.5	0.09x0.25	0.07x0.25	0.78	[3]
3b	Siegel és Merchuk	osztott készülék és két levegőbevez.	4.35-4.5	0.09x0.25	0.07x0.25	0.78	[3]
4	Weiland és Onken	külső visszavez.víz	0.85	0.1	0.05	0.25	[18]
5a	Weiland	koncentrikus csöves	1.7	0.117	0.2	1.96	[25]

1.7. Az irodalomban szerzett ismeretek összefoglalása

A gáz-folyadék rendszerek esetében a felhasznált szakirodalmak külső- és belsőcirkulációs airlift reaktorok anyagátadási és hidrodinamikai problémakörével foglalkoznak. A statikus keverők ilyen rendszerekben való használata ritka. Ez érthető is, mert ezek a betétek sterilizálási problémákat okozhatnak. Ugyanakkor nem steril fermentáció esetében, valamint vegyipari gáz-folyadék reakciók megvalósításánál előnyösen alkalmazhatók.

A nagyméretű tartályok homogenizálásával sok szerző foglalkozik.

Az irodalmi áttekintésben elsősorban azokkal a közleményekkel foglalkoztam, amelyek közvetve vagy közvetlenül célkitűzéseimhez és készüléktípusunkhoz legközelebb álltak. A különböző szerzők megállapításai és értelmezései sok esetben egymásnak ellentmondóak vagy csak tendenciájukban fedik egymást. Ennek okai elsősorban a

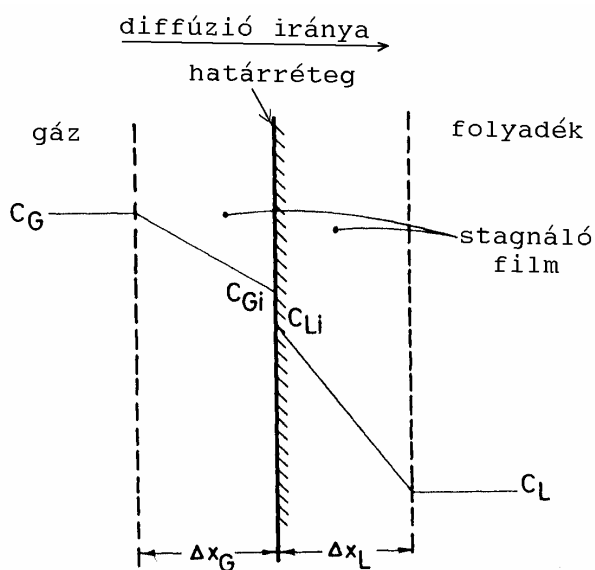
modellanyagok különbözősége, az alkalmazott készülékek eltérő geometriai tulajdonságai, valamint különféle mérési és elemzési módszerek.

Sajnálatos, hogy az esetek többségében a kísérletek és a mérési eredmények reprodukálhatóságára, megbízhatóságára alig található adat. Nem lehet egyértelműen megállapítani, hogy stacioner vagy kvázistacioner állapot esetén milyen időközönként vettek mintákat, illetve végeztek e párhuzamos méréseket oly módon, hogy az anyagáramok betáplálását, illetve a készüléket leállították, majd újraindítás után az egyensúlyi állapot beálltával vizsgálták a mintákat. Az említett bizonytalanságok ellenére az egyes eljárások ipari alkalmazásának előnye nem vitatható és a különböző berendezések és a működési paraméterek hatásának összefüggésére és elméleti megalapozására lehetőséget nyújtanak.

2. Modellezés

2.1. Anyagátadás a fázisok határfelületén

A kétfilm elmélet szerint (2/1.ábra) [52, 104, 105] a gázbuborék belső és külső felületéhez rendelhető egy-egy stagnáló gáz-, illetve folyadék film, amelynek ellenállása a gáznál: $1/k_G$ ill. a folyadéknál $1/k_L$ és a határrétegnél a koncentrációk pillanatnyi egyensúlyban vannak.



2/1.ábra A kétfilm elmélet értelmezése

A gázoldali illetve folyadékoldali anyagátadási tényezők az oxigén gázban illetve folyadékban mérhető diffúziós állandójával arányosak:

$$k_G = D_G / \Delta x_G \quad k_L = D_L / \Delta x_L \quad (2/1)$$

ahol Δx_G és Δx_L a gázoldali illetve folyadékoldali film vastagságát jelenti. Vizsgáljunk most egy olyan rendszert, amelyben buborékból való oxigénátadás történik, s a folyadékfázis jól kevert, vagyis főtömegében az oldott oxigén koncentráció mindenütt azonos (C_L). Ezen modell szerint nincs oxigén akkumulálódás a határfelületen.

Az oxigénfluxus felírható a következőképpen:

$$J_{O_2} = D\Delta C/\Delta x \quad (2/2)$$

ahol:

ΔC a filmben levő hajtóerő,
 $D/\Delta x$ az anyagátadási koefficiens.

Ezt alkalmazva mindként határrétegre a következő összefüggést kapjuk:

$$J_{O_2} = k_G(C_G - C_{Gi}) = k_L(C_{Li} - C_L) \quad (2/3)$$

Mivel a határfelületen levő koncentrációk egyensúlyban vannak, így a fluxus a következőképpen írható:

$$J_{O_2} = K_L(C^* - C_L) \quad (2/4)$$

ahol:

K_L az eredő folyadékoldali anyagátadási tényező, C^* az egyensúlyi koncentráció a folyadékban, amely a Henry törvény értelmében a következő összefüggésben áll a gázban lévő oxigénkoncentrációval (C_G):

$$C_G = H' C^* \quad (2/5)$$

ahol:

H' a Henry állandó, dimenziómentes.

A (2/3), (2/4) egyenletből, valamint ismerve, hogy $C_{Li} = H' C_{Gi}$, kapjuk,

$$1/K_L = 1/k_L + 1/H' k_G \quad (2/6)$$

Mivel a Henry állandó értéke igen nagy szám és mivel az oxigén diffúziivitása a gázfázisban sokkal nagyobb, mint a folyadékfázisban, ezért az $1/H' k_G$ elhanyagolható, és így,

$$1/K_L \sim 1/k_L \quad (2/7)$$

vagyis valójában a sebességmeghatározó lépés a folyadékfilmen keresztüli oxigéntranszport. A modellnek az előnye, hogy egyszerű. Ezért ezt használtam a kísérleti munka kiértékelésénél.

Más anyagátadási modellek is léteznek. Így meg kell említeni az ún. penetrációs modellt és a felületmegújulási modellt. Ez utóbbi feltételezi, hogy a határfelületen mozaikszerűen elhelyezkedő folyadékelemek vannak, amelyek különböző ideig érintkeznek a gázfázissal s ezalatt oxigénátadás történik, majd ezen folyadékelemek kicserélődnek a folyadék fő tömegéből származó friss (kevesebb oldott oxigént tartalmazó) folyadékelemekkel. E modell értelmében a k_L folyadékoldali tömegátadási tényező nem a diffúziós állandóval, hanem annak négyzetgyökével arányos:

$$k_L = \sqrt{D_L r_s} \quad (2/8)$$

ahol:

r_s - az egységnyi idő alatt kicserélődött felülethányad (1/s). Hasonlóan négyzetgyökös kifejezést kapunk a penetrációs elmélet alkalmazásakor:

$$k_L = \sqrt{4D_L / (\pi t_e)} \quad (2/9)$$

ahol:

t_e - az expozíciós idő.

2.2 Valószínűségi modell a síkfenekű tartály energiaeloszlására, mint Markov folyamat

Egy síkfenekű állóhengeres modelltartály keveredési viszonyait vizsgáltam. Ehhez a kísérleti részben részletesen ismertetett tartályt és mérési rendszert használtam fel. A keveredést a tartály különböző pontjain való hőmérséklet mérésével vizsgáltam.

Tegyük fel, hogy a T_0 hőmérsékletű tartály T_k hőmérsékletű környezetben van. A tartályba B_0 térfogatáramban T_{Be} hőmérsékletű folyadékot vezetnek be és ugyanilyen térfogatáramban T_{Ki} hőmérsékletű folyadékot vezetnek el. Ha a tartályt cellákra osztom és az egy cellában lévő hőenergiát úgy képzeljük el, hogy az hőenergiacsomagok formájában van jelen, akkor egy adott cella hőmérsékletét a cella hőkapacitásán keresztül a cellában lévő energiacsomagok száma határozza meg.

T_0 hőmérsékletű betáplálás T_0 tartály és T_0 környezeti hőmérséklet esetén a kilépő hőmérséklet is T_0 , és az azonos térfogatú és hőkapacitású cellákban azonos számú energiacsomag van. Ezen felül egy cellába belépő illetve az onnan kilépő energiacsomagok száma is megegyezik. Az energiacsomagok eloszlásában csak akkor következik be változás, ha bármelyik cellában ezen átlagos T_0 energiaszintet biztosító energiacsomag szám fölötti energiacsomagot találunk. A felesleges energiacsomagok eloszlása valószínűségi változóként is kezelhető, ha azt a kérdést tesszük fel, hogy egy kiszemelt többlet energiacsomag milyen valószínűséggel található a tér egy jól körülhatárolt V_i tartományában. Azt is kérdezhetjük, hogy a t_0 időpillanatban a tér egy adott V_i tartományában lévő többlet energiacsomag milyen valószínűséggel kerül a t_1 időpillanatra a tér V_j tartományába. Ha az energiacsomag a tér V_i tartományában van, akkor az energiacsomag helyét azonosító ξ valószínűségi változó a $\xi = i$ értéket veszi fel, vagyis az a valószínűség, hogy a többlet energiacsomag V_i tartományban van, egyenértékű annak megválaszolásával, hogy a ξ milyen valószínűséggel veszi fel az i értéket,

$$p(\xi = i) = \text{Mekkora.}$$

Ha a vizsgált teret I részre osztom fel, akkor a ξ valószínűségi változó $1-I$ -ig terjedő értékeket vehet fel. Amennyiben a ξ valószínűségi változó t_k időpontbeli realizációját X_{t_k} -val vagy röviden X_k -val jelöljük, akkor a ξ valószínűségi változó a t_k időpillanatban a $\xi(t_k) = \xi_{t_k} = X_{t_k}$ értéket

$$p(\xi_{t_k} = X_{t_k}) = p(X_k, t_k)$$

az időtől és X_k értéktől függő valószínűséggel veszi fel.

Ami a többlet energiacsomagok mozgását illeti, a (t_0, t_1) időintervallumban a V_i -ből a V_j -be kerülés valószínűsége a következőképpen fogalmazható meg:

Ha az energiacsomag a t_0 időpillanatban V_i -ben van, akkor $X_{t_0} = X_0 = i$ és $\xi_{t_0} = i$. A t_1 időpillanatban ugyanez viszont $X_{t_1} = X_1 = j$, ezért $\xi_{t_1} = j$. Az energiacsomag V_i -ből V_j -be való mozgásának valószínűsége feltételes valószínűségként a következőképpen írható fel.

$$p(\xi_{t_1} = j \mid \xi_{t_0} = i)$$

A felírt feltételes valószínűségben i, j természetes számok a helyre, míg a t_0, t_1 indexek az időre utalnak. Ha azt a tényt akarom kiemelni, hogy az energiacsomag átmenet valószínűsége az i, j helykoordinátákat reprezentáló egész számoktól és a t_0, t_1 időpontoktól függ, akkor az átmenet valószínűség a következőképpen is felírható

$$p(\xi_{t_1} = j \mid \xi_{t_0} = i) = p_{i,j}(t_0, t_1) \quad (2/10)$$

A többlet energiacsomagok (t_0, t_1) időintervallumban történő helyváltoztatása csak a t_0 időpillanatbani eloszlástól és az időintervallum hosszától függnek, de nem függnek attól, hogy a t_0 pillanatbani eloszlás hogyan alakult ki. Ilyen értelemben az energia eloszlása a rendszerben egy diszkrét Markov folyamatot alkot[102]. Matematikailag ez azt jelenti, hogy

$$p(\xi_{t_1} = j \mid \xi_{t_0} = i) = p(\xi_{t_1} = j \mid \xi_{t_0} = i, \xi_{t-1} = X_{t-1}, \dots)$$

vagyis a V_i -től V_j -be való átmenet valószínűségét nem befolyásolja az, hogy az energiacsomag a t_0 -t megelőző t_{-1}, t_{-2}, \dots időkbén, mely X_{t-1}, X_{t-2}, \dots helyeken volt. Ugyanakkor a folyamat időinvariáns kell hogy legyen. Ez azt jelenti, hogy mindegy milyen abszolút időben valósul meg egy eloszlás, az abból kialakuló új eloszlások valószínűségei csak a rendelkezésre álló idő hosszától függnek. Ha a folyamat origóját akárhova tehetem, akkor célszerű azt a t_0 idővel azonosítani, vagyis az (2/10) kifejezés a következőképpen is írható

$$p(\xi_{t_1} = j \mid \xi_{t_0} = i) = p_{i,j}(0, t_1)$$

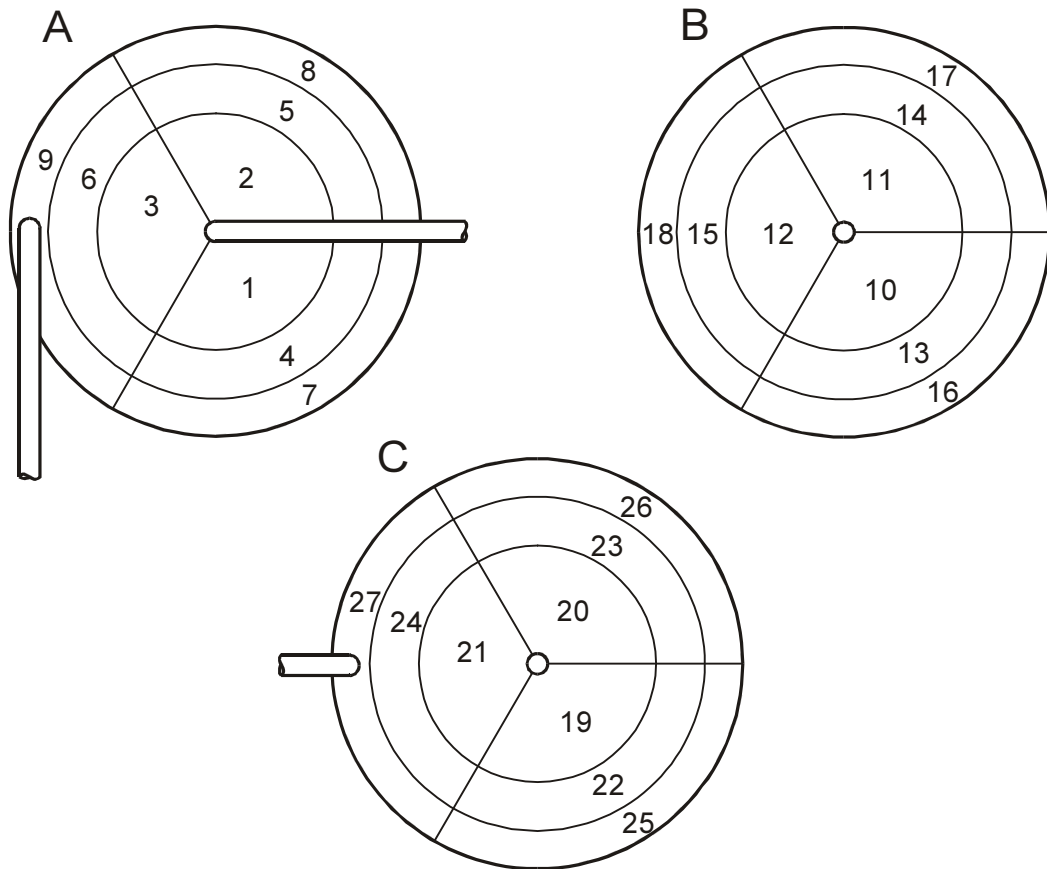
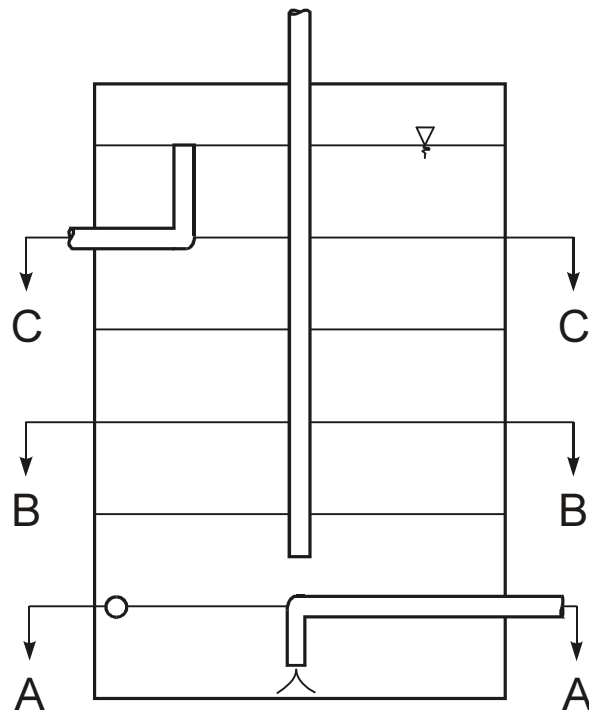
Ha az indulási állapotot mindig a $t_0=0$ időpillanattal azonosítjuk, akkor ezt jelezni sem kell, vagyis az átmenet valószínűség az i, j helyazonosító indexen kívül csak a $t_1 - t_0 = t_1 = t$ időtől függ.

$$p(\xi_{t_1} = j \mid \xi_{t_0} = i) = p_{i,j}(0, t_1) = p_{i,j}(t) \quad (2/11)$$

Most vizsgáljuk meg részletesebben hogyan kerülhet egy többlet energiacsomag a V_i térfogatból a V_j térfogatba. Szóban megfogalmazva úgy, hogy $t-\Delta t$ időpillanatban valamelyik szomszédos térfogatelemben kerül, majd a még rendelkezésre álló rövid Δt idő alatt átmegy a V_j térfogatba. Ezen túlmenően az energiacsomag megjelenhet V_j -ben úgy is, hogy a $t-\Delta t$ időre már a V_j -be került és a maradék Δt idő alatt nem távozik onnan. Itt hallgatólagosan azt feltételeztük, hogy elég kis Δt idő alatt egy energiacsomag legfeljebb a szomszédos térrészbe mehet át. Hogy a szóban megfogalmazott történéseket matematikai alakba öltessük, osszuk fel a kísérleteinkben használt tartályt a magasság, a szög és a sugár szerint $3 \times 3 \times 3$ részre úgy, hogy a kialakuló cellák azonos térfogatúak legyenek. Ez annyit jelent, hogy egy cella a teljes körből $120^\circ = 2\pi/3$ radiánt képvisel. Az osztó körök sugarai rendre $R/\sqrt{3}$ $\sqrt{2}R/\sqrt{3}$. A cellák számozását az 2/2. ábrán mutatom be.

Vizsgáljuk most konkrétan azt, hogy egy tetszőleges i -edik cellából hogyan kerülhet többlet energiacsomag mondjuk a 13. cellába. Az előzőek szerint úgy, hogy $t-\Delta t$ idő alatt eljut a 14. 15. 10. 16. 4. vagy a 22. cellák egyikébe és onnan a 13-ba, vagy már eleve a 13-ba került és ott is marad. Matematikailag ez a következőképpen fogalmazható meg.

$$\begin{aligned}
 p_{i,13}(t) = & p_{i,15}(t-\Delta t) \quad p(\xi_t=13 \mid \xi_{t-\Delta t}=15) + & (2/12) \\
 & p_{i,14}(t-\Delta t) \quad p(\xi_t=13 \mid \xi_{t-\Delta t}=14) + \\
 & p_{i,10}(t-\Delta t) \quad p(\xi_t=13 \mid \xi_{t-\Delta t}=10) + \\
 & p_{i,16}(t-\Delta t) \quad p(\xi_t=13 \mid \xi_{t-\Delta t}=16) + \\
 & p_{i,4}(t-\Delta t) \quad p(\xi_t=13 \mid \xi_{t-\Delta t}=4) + \\
 & p_{i,22}(t-\Delta t) \quad p(\xi_t=13 \mid \xi_{t-\Delta t}=22) + \\
 & p_{i,13}(t-\Delta t) \{ 1 - p(\xi_t=15 \mid \xi_{t-\Delta t}=13) \\
 & \quad - p(\xi_t=14 \mid \xi_{t-\Delta t}=13) \\
 & \quad - p(\xi_t=10 \mid \xi_{t-\Delta t}=13) \\
 & \quad - p(\xi_t=16 \mid \xi_{t-\Delta t}=13) \\
 & \quad - p(\xi_t=4 \mid \xi_{t-\Delta t}=13) \\
 & \quad - p(\xi_t=22 \mid \xi_{t-\Delta t}=13) \}
 \end{aligned}$$



2/2. ábra A tartály cella beosztása

A kapcsos zárójelben lévő kifejezés annak a valószínűsége, hogy a 13. cellába került többlet energiacsomag Δt idő alatt nem lép át egyik szomszédos cellába sem. A kis

időintervallumok vonatkozásában elmondható, hogy annak valószínűsége, hogy egy energiacsomag a szomszédos cellába jusson, arányos az időintervallum hosszával (már amennyibe tényleg kis időkről van szó). Az arányossági tényezőt „m” intenzitás függvénynek nevezzük.

Ha az intenzitás függvényt $m_{k,l}$ jelöljük, ahol k jelöli azt a V_k cellát, amelyből többlet energiacsomag kerülhet a szomszédos V_l -el jelölt cellába, akkor például a

$p(\xi_t=13 \mid \xi_{t-\Delta t}=15) = m_{15,13} \Delta t$, és a 2/12 kifejezés a következő alakot ölti.

$$\begin{aligned}
 p_{i,13}(t) = & p_{i,15}(t-\Delta t) m_{15,13} \Delta t + & (2/13) \\
 & p_{i,14}(t-\Delta t) m_{14,13} \Delta t + \\
 & p_{i,10}(t-\Delta t) m_{10,13} \Delta t + \\
 & p_{i,16}(t-\Delta t) m_{16,13} \Delta t + \\
 & p_{i,4}(t-\Delta t) m_{4,13} \Delta t + \\
 & p_{i,22}(t-\Delta t) m_{22,13} \Delta t + \\
 & p_{i,13}(t-\Delta t) \{ 1 - (m_{13,15} + m_{13,14} + m_{13,10} + m_{13,16} + m_{13,4} + m_{13,22}) \Delta t \}
 \end{aligned}$$

Rendezve az egyenletet

$$\begin{aligned}
 \frac{p_{i,13}(t) - p_{i,13}(t - \Delta t)}{\Delta t} = & p_{i,15}(t-\Delta t) m_{15,13} + p_{i,14} \cdot m_{14,13} + \\
 & p_{i,10}(t-\Delta t) m_{10,13} + p_{i,16} \cdot m_{16,13} + \\
 & p_{i,4}(t-\Delta t) m_{4,13} + p_{i,22} \cdot m_{22,13} - \\
 & - p_{i,13}(t-\Delta t)(m_{13,15} + m_{13,14} + m_{13,10} + m_{13,16} + m_{13,4} + m_{13,22})
 \end{aligned}$$

Δt -vel zérushoz tartva:

$$\begin{aligned}
 \frac{dp_{i,13}}{dt} = & p_{i,15} m_{15,13} + p_{i,14} m_{14,13} + p_{i,10} m_{10,13} + & (2/14) \\
 & p_{i,16} m_{16,13} + p_{i,4} m_{4,13} + p_{i,22} m_{22,13} \\
 & - p_{i,13} (m_{13,15} + m_{13,14} + m_{13,10} + m_{13,16} + m_{13,4} + m_{13,22})
 \end{aligned}$$

a $p_{i,13}$ átmenet valószínűsége vonatkozó differenciálegyenlethez jutunk.

A fal melletti cellákra az jellemző, hogy kevesebb szomszédjuk van, így azon cellák száma az amelyből kis idő alatt energiacsomag juthat egy fal melletti cellába kisebb. A fal azonban nem jelent akadályt arra, hogy egy többlet energiacsomag $m_a \Delta t$ valószínűséggel a környezetbe távozzon. A cirkuláció sugárkeverő esetén direkt kapcsolatot jelent a 9. és az 1. 2. illetve 3. cella között. A cirkuláció és a fal hatásának

bemutatására írjuk fel a $p_{i,2}$ és a $p_{i,9}$ átmenet valószínűségekre vonatkozó differenciálegyenleteket.

$$\begin{aligned} \frac{dp_{i,2}}{dt} = & p_{i,1} m_{1,2} + p_{i,3} m_{3,2} + p_{i,5} m_{5,2} + \\ & p_{i,11} m_{11,2} + p_{i,9} \cdot m_{r,2} - \\ & - p_{i,2} (m_{2,1} + m_{2,3} + m_{2,5} + m_{2,11}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \frac{dp_{i,9}}{dt} = & p_{i,6} m_{6,9} + p_{i,7} m_{7,9} + p_{i,8} m_{8,9} + p_{i,18} m_{18,9} - \\ & p_{i,9} (m_{9,6} + m_{9,7} + m_{9,8} + m_{9,18} + m_{r,1} + m_{r,2} + m_{r,3} + m_{\alpha}) \end{aligned}$$

ahol $m_{r,1}$; $m_{r,2}$; $m_{r,3}$ a recirkulációs áramba kerülés m_{α} a falon keresztüli kilépés intenzitás függvénye.

Valamennyi differenciálegyenletet felírva azok egy mátrix differenciálegyenletként is felfoghatók

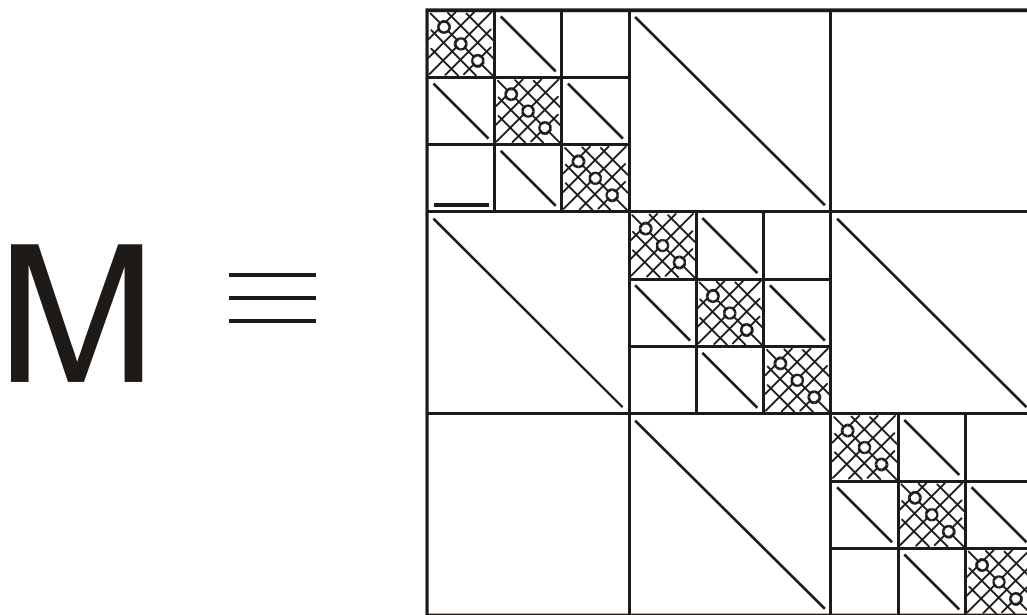
$$\frac{dP}{dt} = PM \quad (2/15)$$

ahol P az átmenet valószínűségek és M az intenzitás függvények mátrixa. Külön részletezzük még az $p_{i,27}$ átmenet valószínűségekre vonatkozó differenciálegyenletet.

$$\begin{aligned} \frac{dp_{i,27}}{dt} = & p_{i,18} m_{18,27} + p_{i,24} \cdot m_{24,27} + p_{i,25} m_{25,27} + \\ & p_{i,26} m_{26,27} - \\ & - p_{i,27} (m_{27,18} + m_{27,24} + m_{27,25} + m_{27,26} + m_0 + m_{\alpha}) \end{aligned}$$

ahol m_0 a kilépő áramba kerülés intenzitás függvénye.

A (2/15) mátrix differenciálegyenletben M hipermátrixként is értelmezhető, melynek szerkezetét a 2/3. ábrán mutatjuk be. Az üresen hagyott helyeken az M mátrix elemei azonosan nullák.



2/3. ábra Az M hipermátrix szerkezete

A (2/15) differenciálegyenlet $P(0)=E$ kezdeti feltétel melletti megoldása megadja, hogyan változnak a többlet energiacsomag átmeneti valószínűsége az idő folyamán. Ha ismerjük az egyes cellákban lévő többlet energiacsomag számosságát a zérus időpillanatban, akkor abból várhatólag a j -edik cellában a t idő pillanatban

$$N_j(t) = \sum_{i=1}^{27} N_i(0) p_{i,j}(t) \quad (2/16)$$

számút lelünk fel. Általában $N(t)=N(0)P$.

A j -edik cellában azonban nemcsak olyan energiacsomagok vannak, amelyek a kezdeti energiaeloszlásból származnak, hanem vannak olyanok is, amelyek a betáplálással, vagy a falon keresztül az induló zérus idő után kerültek be a rendszerbe. Általában az átmenet valószínűsége a

$$P = e^{Mt} \quad (2/17)$$

függvény szerint változnak. A rendszerben lévő energiaeloszlásról akkor kaphatunk teljes képet, ha megvizsgáljuk a rendszerbe későbbi idők folyamán bekerülő energiacsomagok sorsát is.

Tegyük fel, hogy "A" számú többlet energiacsomag a tartály hőmérsékletét T_0 -ról a betáplálás T_{Be} hőmérsékletére emelné fel. Egy energiacsomag energiája ezek alapján $q=V\rho c_p(T_{Be}-T_0)/A$. A betáplálással a $(\tau, \tau+d\tau)$ időintervallumban $(0<\tau<\tau+d\tau<t)$ $ABd\tau/V$ többlet energiacsomag kerül a rendszerbe. A 7,8,9 a 16,17,18 és a 25,26,27 cellák külső határoló felületén pedig $a*(T_k-T_0)d\tau$ többlet energiacsomag kerül az említett cellák mindegyikébe.

A betáplálásból $AB_i d\tau/V$ többlet energiacsomag kerül az i -edik cellába. A $(\tau, \tau+d\tau)$ időintervallumban bejutott többlet energiacsomagokból a t időpillanatban a j -edik cellában

$$N_{jt} = \sum_{i=1}^{27} A \frac{B_i d\tau}{V} p_{i,j}(t-\tau) +$$

$$a(T_k-T_0) d\tau \{ p_{7,j}(t-\tau) + p_{8,j}(t-\tau) + p_{9,j}(t-\tau) \} +$$

$$a(T_k-T_0) d\tau \{ p_{16,j}(t-\tau) + p_{17,j}(t-\tau) + p_{18,j}(t-\tau) \} +$$

$$a(T_k-T_0) d\tau \{ p_{25,j}(t-\tau) + p_{26,j}(t-\tau) + p_{27,j}(t-\tau) \}$$

lesz jelen. Tömörebben fogalmazva

$$[N_j(t,\tau)] = [C_j] AP(t-\tau) d\tau = CAP(t-\tau) d\tau \quad (2/18)$$

ahol a C konstans vektor, melynek elemei

$$AC_1=AB_1/V ; AC_2=AB_2/V ; AC_3=AB_3/V ;$$

$$AC_4=AB_4/V ; AC_5=AB_5/V ; AC_6=AB_6/V ;$$

$$AC_7=AB_7/V+a(T_k-T_0) ; C_7=B_7/V+a/A(T_k-T_0) ;$$

$$AC_8=AB_8/V+a(T_k-T_0) ; C_8=B_8/V+a/A(T_k-T_0) ;$$

$$AC_9=AB_9/V+a(T_k-T_0) ; C_9=B_9/V+a/A(T_k-T_0) ;$$

$$AC_{10}=AB_{10}/V ; AC_{11}=AB_{11}/V ; AC_{12}=AB_{12}/V ;$$

A t időpillanatban a j -edik cellában jelenlévő felesleges energiacsomagok számát a (2/18) kifejezés integrálásával állíthatjuk elő.

$$N_j = CA \int_0^t e^{M(t-\tau)} d\tau = AC \{e^{Mt} - E\} M^{-1}$$

Az így kapott számokat beszorozva az energiacsomagok energiájával és osztva a cella hőkapacitásával a hőmérséklet növekedés mértékét kapjuk. Egy energiacsomag energiája $q = V\rho c_p (T_{Be} - T_0)/A$. Egy cella hőkapacitása a tartály $V\rho c_p$ hőkapacitásának 27-ed része, ezért a tartály hőmérséklet eloszlása a t időpillanatban

$$T_j(t) - T_j(0) = 27(T_B - T_0) C \{e^{Mt} - E\} M^{-1} \quad (2/19)$$

Deriválva a (2/19) kifejezést a $t = 0$ időpillanatban a következő összefüggést nyerjük.

$$\frac{dT_j}{dt}(0) = 27(T_B - T_0)C$$

Vagyis a C vektor megfelelő elemei a hőmérséklet deriváltakból is számíthatók. Ezek alapján

$$C_1 = \frac{B_1}{V} = \frac{T_1'(0)}{27(T_B - T_0)}$$

$$C_2 = \frac{B_2}{V} = \frac{T_2'(0)}{27(T_B - T_0)}$$

$$C_3 = \frac{B_3}{V} = \frac{T_3'(0)}{27(T_B - T_0)}$$

$$C_4 = \frac{B_4}{V} = \frac{T_4'(0)}{27(T_B - T_0)}$$

.
.
.
.

$$C_7 = \frac{B_7}{V} + \frac{a}{A}(T_K - T_0) = \frac{T_7'(0)}{27(T_B - T_0)}$$

·
·
·

$$C_{27} = \frac{B_{27}}{V} + \frac{a}{A}(T_K - T_0) = \frac{T'_{27}(0)}{27(T_B - T_0)}$$

Mivel $\sum B_i = B$ ezért a deriváltakból az $\frac{a}{A}(T_K - T_0)$ kifejezés értéke

$$\frac{a}{A}(T_K - T_0) = \frac{1}{9} \left\{ \sum \frac{T'_i}{27(T_B - T_0)} - \frac{B}{V} \right\}$$

Az $\frac{a}{A}(T_K - T_0)$ ismeretében a C_7, C_8, C_9 a C_{16}, C_{17}, C_{18} és a C_{25}, C_{26}, C_{27} együttthatókból a $B_7, B_8, B_9 \dots B_{27}$ már meghatározhatók.

A belépő anyagáram eloszlása az egyes cellák között már önmagában is minősíti a rendszer kevertségét. Gondoljunk csak arra, hogy amennyiben minden cellába a belépő anyagáram ugyanolyan hányada jut, akkor ez a belépő anyagáram teljes elkeveredésére, illetve a rendszer teljes kevertségére utal. Azt is mondhatnánk, hogy az egyes cellákba belépő B_i áramok gyakorlati szórásnégyzete a tartály kevertségének mértéke, vagyis

$$\sigma^2 = \frac{1}{n-1} \sum_{i=1}^n (B_i - \bar{B})^2. \text{ A tartály tartalmának keveredéséről azonban csak a belső}$$

anyagáramok ismeretében mondhatunk valamit. Adott cellabeosztás mellett anyagáram csak a szomszédos cellák között értelmezhető. Ugyanakkor az anyagáram és a hőáram között kapcsolat van. Két szomszédos cella közötti hőforgalom viszont az intenzitás függvények segítségével is kifejezhető. Mondjuk az 1. és 2. cella között az $m_{1,2}$ és $m_{2,1}$ intenzitás függvényekkel jellemzett kapcsolat van. Ha a cellában N_1 számú felesleges energiacsomag van, akkor a cella hőmérséklete

$$T_1 = \frac{(T_B - T_0)V\rho c_p}{A} N_1 \frac{1}{V_1\rho c_p} + T_0$$

így az energiacsomagok száma és a pillanatnyi hőmérséklet között a következő összefüggés van

$$N_1 = \frac{A}{(T_{Be} - T_0)} \frac{V_1}{V} (T_1 - T_0) = \frac{A}{27} \frac{(T_1 - T_0)}{(T_B - T_0)}$$

Időegység alatt várhatóan $N_1 \cdot m_{1,2}$ energiacsomag lép be a 2. cellába, amely

$$Q_{1,2} = m_{1,2} \frac{A}{27} \frac{(T_1 - T_0)}{(T_B - T_0)} \frac{(T_B - T_0) V \rho c_p}{(A)} = \frac{V \rho c_p}{(27)} m_{1,2} (T_1 - T_0)$$

energiaáramot jelent.

A 2. és 1. cella közötti energiaforgalom

$$Q_{2,1} = \frac{V \rho c_p}{(27)} m_{2,1} (T_2 - T_0)$$

Az energiacsomagok mozgásának két oka lehetséges. Az egyik, hogy a közeg mozgása során energiacsomagokat ragad magával, a másik, hogy a lokális örvények energiacsomagokat szállítanak viszonylag közeli helyek között. Ha belegondolunk, a külső recirkuláció hatásába, a tangenciális elszívás miatt, a tartályban az óramutató járásával ellentétes körkörös mozgásnak is létezni kell, bár ezt csökkenti a Coriolis erőből létrejövő forgás irányra való törekvés. Ez a körkörös mozgás viszi a közeget az egyes cellából a kettesbe, így az $m_{1,2}$ intenzitás függvény mind a közeg mozgásából, mind a mikroörvényekből eredő mozgást együttesen tartalmazza. Ha csak a konvektív mozgás eredményeként létrejövő energia mozgásra vagyunk kíváncsiak, akkor az $m_{1,2}$ -ből a mikroörvényekkel szállított többlet energiacsomag mozgásokat le kell vonni. Ez utóbbi $m_{2,1}$ -el azonos.

$$Q_{1,2} = \frac{V \rho c_p}{(27)} (T_1 - T_0) (m_{1,2k} + m_{2,1}) = \frac{V \rho c_p}{(27)} m_{1,2} (T_1 - T_0)$$

$$Q_{2,1} = \frac{V \rho c_p}{(27)} (T_2 - T_0) m_{2,1}$$

A két cella közötti energiaforgalom

$$m_{1,2} = m_e + m_{2,1}$$

$$Q_{1,2} - Q_{2,1} = \frac{V\rho c_p}{(27)}(T_1 - T_0)m_e + \frac{V\rho c_p}{(27)}(T_1 - T_2)m_{2,1}$$

Ugyanez az energiaforgalom a hagyományos módon kifejezve

$$Q_{1,2} - Q_{2,1} = B_{1,2} \rho c_p (T_f - T_0) + F \lambda \text{ grad } T |_{\text{fal}} \quad (2/20)$$

ahol $B_{1,2} \rho c_p (T_f - T_0)$ a cellatároló fal hőmérsékletén a konvekcióval szállított felesleges energia az $F \lambda \text{ grad } T |_{\text{fal}}$ pedig a vezetési hőáram a falnál.

Vagyis

$$\frac{V\rho c_p}{27}(T_1 - T_0)m_e = B_{1,2} \rho c_p (T_f - T_0)$$

Így

$$B_{1,2} = \frac{V}{27} \frac{T_1 - T_0}{T_f - T_0} m_{1,2,k} = \frac{V}{27} \frac{T_1 - T_0}{T_f - T_0} (m_{1,2} - m_{2,1}) \quad (2/21)$$

Ha a cella teljesen kevert vagyis a hőmérséklet homogén és a hely szerint konstans lenne, akkor

$T_f = T_1$ és

$$B_{1,2} = \frac{V}{27} (m_{1,2} - m_{2,1})$$

Ha megvizsgáljuk a (2/21) kifejezést, akkor $T_f(t)$ és $T_1(t)$ ismeretében a $B_{1,2}$ térfogatáram az időtől függ. Az időfüggés a szabadkonvekció hőmérsékletfüggésével magyarázható. A modellünk azonban konstans intenzitás függvényekkel dolgozik. Ahhoz, hogy az egyes cellák közötti anyagáramokat megadhassuk, ismernünk kellene valamennyi intenzitás függvényt. Ugyan e finom rendszer analízist nem végeztük el, mégis algoritmust adunk az intenzitás függvények elvi meghatározására.

Az intenzitás függvények meghatározása.

A (2/19) kifejezés elviekben C ismeretében előállítja a tartály hőmérsékletterét az idő függvényében. Igen hosszú idő múlva e^{Mt} szükségképpen 0, ezért a (2/19) egyenletből

$$[T_j(\infty) - T_0] = -27 (T_{Be} - T_0) \cdot C M^{-1}$$

$$[T_j(\infty) - T_0] \cdot M = -27 (T_{Be} - T_0) C$$

Ez az egyenlet az ismeretlen m_{ij} mátrix elemek vonatkozásában 27 megkötést definiál. A gond az, hogy igazából a $T_j(\infty)$ értékeket nem ismerjük, ezért további lehetőséget kell keresni az m_{ij} értékek meghatározására. Az ismeretlen intenzitás függvények felderítése érdekében deriváljuk a (2/19) egyenletet.

$$\frac{dT}{dt} = 27 \Delta T C e^{Mt} M M^{-1} \quad (2/22)$$

Ahol T a cella hőmérsékletek vektora, ΔT pedig a belépő áram hőmérsékletének és az induló hőmérsékletnek a különbsége: $\Delta T = T_{Be} - T_0$.

Lényegében a (2/22) egyenlet volt az alapja a C vektor meghatározásának. A (2/22) egyenletet ismét deriválva

$$\frac{d^2T}{dt^2} = 27 \Delta T C e^{Mt} M = \frac{dT}{dt} M \quad (2/23)$$

alakú kifejezéshez jutunk. Ha ismerjük a hőmérséklet függvények deriváltját a nulla időpontban, akkor a (2/23) egyenlet újabb megkötést jelent az M intenzitás mátrix elemeire vonatkozólag.

$$\frac{d^2T}{dt^2}(0) = \frac{dT}{dt}(0)M$$

A (2/23) egyenlet további deriválásával tetszőleges számú (nyilván redundáns) összefüggést írhatunk fel az m_{ij} elemek meghatározására.

$$\frac{d^3T}{dt^3} = 27 \Delta T C e^{Mt} M M = \frac{d^2T}{dt^2} M$$

:

:

$$\frac{d^n T}{dt^n} = 27 \Delta T C e^{Mt} M^{n-2} M = \frac{d^{n-1} T}{dt^{n-1}} M$$

Ezt azonban csupán a tartály belső anyagáramának finomabb elemzéséhez szükséges megvizsgálni, amit jelen munkában nem fejtünk ki.

Az m_0 és $m_r = \sum m_{r,i}$ intenzitás függvények azonban abból a tényből, hogy a kilépő áramok hőmérséklete megegyezik annak a cellának a hőmérsékletével, amelyből távoztak az

$$m_0 = \frac{27B}{V} \quad m_r = \frac{27B_{\text{cirk}}}{V}$$

értékkel lesznek azonosak.

3. KÍSÉRLETI MUNKA

3.1. A kísérletek célja

Kísérleti munkám során célul tűztem ki folyadék és gáz-folyadék rendszerekben a homogenizálási és az anyagátadási folyamatok intenzifikálását.

A belsőcirkulációs airlift reaktorok esetében munkám célja az volt, hogy megvizsgáljam milyen hatása van az airlift reaktor betétcsövébe elhelyezett különböző statikus keverőknek az anyagátadásra és a keveredésre. Ezen kívül egy új típusú betétcső vizsgálata is szerepelt kísérleti programomban, amely az irodalmi részben ismertetett, a riser hossza mentén réselet betétcsőhöz hasonló. Amint az irodalmi összefoglalás alapján megállapítható, a kutatók túlnyomó többsége egynél kisebb downcomer riser keresztmetszet arányú geometriai kialakítású reaktorokat vizsgált. Ugyanakkor azért, hogy megfelelő folyadékcirkulációt és keveredést tudjak fenntartani, a gázsebesség tartományt is az irodalomtól eltérően nagyobbra választottam. Ezen felül nagylaboratóriumi mérésekkel a méretnövelés során történt változások összehasonlító vizsgálatát is célul tűztem ki. Az összehasonlítást az oxigénátadási keveredési mérések alapján végzem.

Külsőcirkulációs airlift berendezés esetében szintén az volt a cél, hogy információt kapjak, hogy a statikus keverők miként befolyásolják a berendezés hidrodinamikai és anyagátadási tulajdonságait.

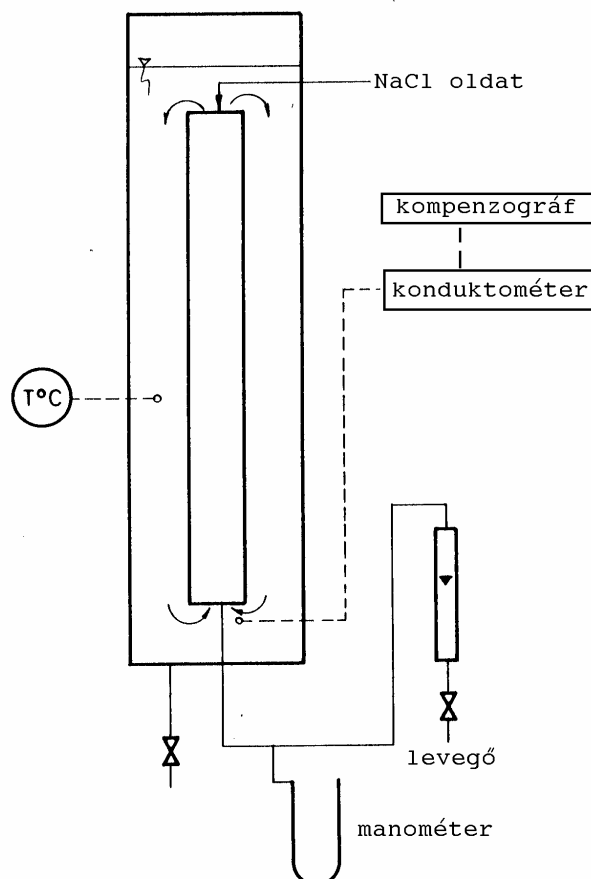
A síkfenekű állóhengeres modelltartályban végzett homogenizálási kísérletek célja volt, hogy kétféle keverési szisztémát összehasonlítsak három különböző recirkulációs áram esetében, valamint az előző fejezetben kifejtett matematikai modell segítségével képet kapjak a tartály térbeli inhomogenitásairól.

3.2. Kísérleti berendezések bemutatása

3.2.1. Belsőcirkulációs airlift reaktor

A kísérleti berendezések kapcsolási vázlatát a 3/1. ábrán mutatom be. Lényegében minden egyes berendezés egy henger alakú oszlopból és benne koncentrikusan elhelyezett betétcsőből áll. A betétcső alsó síkja felett 5 cm magasságban történt a levegőbevezetés 8 mm belső átmérőjű egyenes csővégen keresztül. A levegő mennyiségét rotaméterrel, belépési ellenállását higanyos manométerrel mértem. A folyadéksebesség és keveredési idő meghatározásához használt vezetőképességi

szondát a levegőbeadagolás magasságában a reaktor közepére rögzítettem. Így a visszacirkuláló levegőbuborékok nem zavarták a szonda működését. Az időbeni változásokat konduktométerrel mértem és kompenzográfjal regisztráltam. Az anyagátadási mérésekhez az idő függvényében mintát vettem a reaktorból, amit a későbbiekben ismertetett módon elemeztem.



3/1. ábra A kísérleti berendezés kapcsolási vázlata

A 3/1. táblázatban összefoglaltam az alkalmazott kísérleti berendezések és riserek főbb geometriai paramétereit.

A labor vizsgálatokhoz azonos riser átmérő mellett három különböző AD/AR arányú készüléket állítottam össze, és a méretnövelés hatását kétszeres átmérőjű és magasságú risereken, egyébként azonos paraméterű nagylabor berendezésekben vizsgáltam.

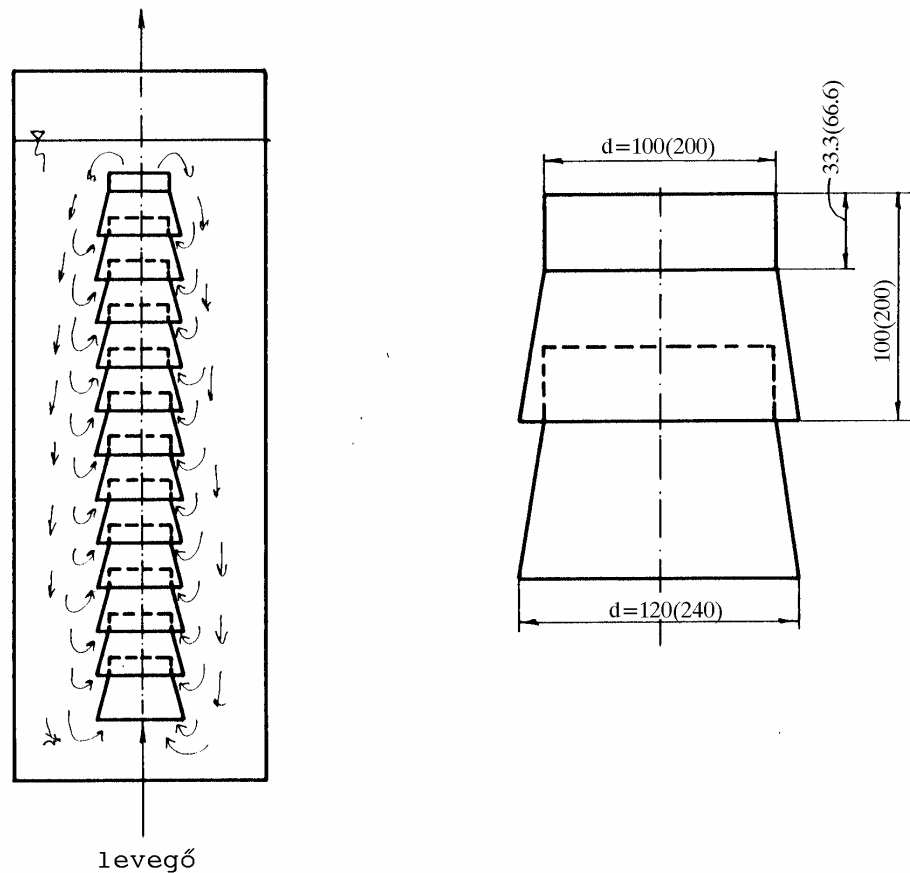
TÍPUS	ÁTMÉRŐ $d(m)$	VÍZMÉLYSÉG $H_L(m)$	TÉRFOGAT $V (m^3)$	RISER ÁTM: $d_R (m)$	AD/AR
-------	------------------	------------------------	-----------------------	-------------------------	-------

LABOR	0,2	1	0,0314	0,1	3	
	0,2	2	0,0628	0,1	3	
	0,3	1	0,0707	0,1	8	
	0,4	1	0,126	0,1	15	
NAGYLABOR	0,4	2	0,252	0,2	3	
	0,4	4	0,504	0,2	3	
	0,57	2	0,51	0,2	7,1	
	0,87	2	1,19	0,2	18	
RISER VARIÁCIÓK						
d _R (m)	H _R (m)	TÍPUS	ELEM NÉLKÜL	FIXMIX ELEM		
				A	B	C
0,1	0,9	cső	+	+	+	+
0,1	0,9	harang	+	+	+	+
0,2	1,8	cső	+			
0,2	1,8	harang				+

3/1. táblázat A kísérleti berendezések és riserek főbb geometriai paramétereit

3.2.1.1. Riser típusok

Kísérleteim során két típusú risert vizsgáltam. Az egyik egy 0,9 m hosszú 0,1 m belső átmérőjű plexi cső volt. A másik egy 13 db harangegységből összeépített 0,9 m hosszú oszlop, amelynek a fő méreteit és kialakítását a 3/2. ábra mutatja. Az ábrán a méretvonalakon megadott első méret a labor berendezésre, a zárójelben levő pedig a nagylabor berendezésre vonatkozik. Ezek a harangegységek 0,1 m belső átmérőjű gyűrűből és 0,12 m átmérőre kiszélesedő "szoknyából" állnak. Egy-egy harangegység 1/3-os átfedéssel van összeszerelve. Így lényegében a riser hossza mentén körgyűrű alakú rések találhatók, amelyek belső recirkulációs részáramok kialakulását teszik lehetővé.

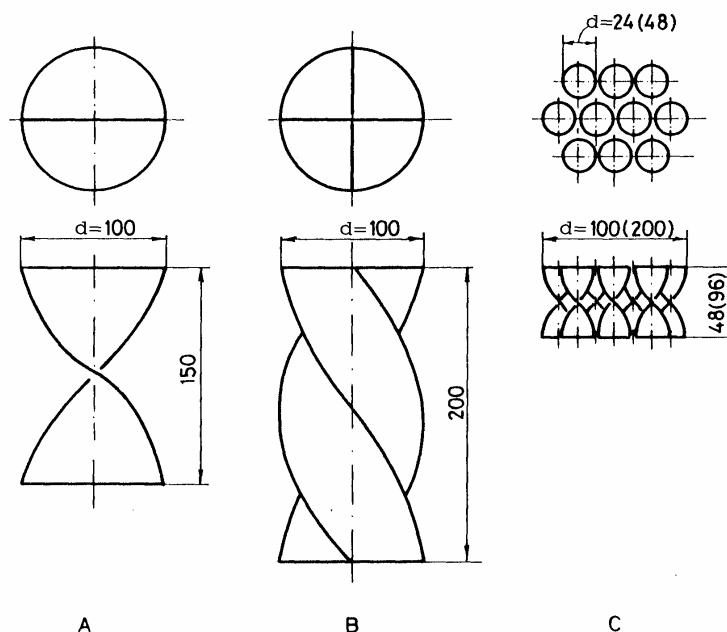


3/2.ábra A harang típusú riser kialakítása és fő méretei

3.2.1.1.1. A riserben használt statikus keverők

A riserekben a gáz-folyadék érintkeztetés intenzifikálására statikus keverőbetéteket használtam az 3/1. táblázatban megadott kombinációkban.

A 3/3. ábrán bemutatott geometriai kialakítású és méretű FixMix elemekkel [59] töltöttem meg a risereket. Ezeknek a FixMix elemeknek és elemrácsoknak a közös sajátossága az, hogy egy elem a csavartság irányától függően jobbra vagy balra forgatja az áramló fluidumot. Ezekkel az elemekkel úgy töltöttem végig az egész risert, hogy egy jobbra forgató elemet vagy elemrácsot egy balra forgató követ váltakozva végig a hossz mentén. Az A,B,C típusok közötti fő különbséget a létrehozott részáramok száma, a diszpergálás mértéke jelenti.



3/3.ábra FixMix elemtípusok

3.2.1.2. Downcomer kialakítás

Az AD/AR arány hatásának vizsgálata két módon történhet: adott átmérőjű berendezésben különböző riser átmérőket használva, vagy azonos risereket különböző átmérőjű készülékekben elhelyezve. A kísérletekhez az utóbbi módszert választottam. Laborberendezésben 0,2; 0,3; 0,4 m átmérőjű készülékben azonos vízmélységben (1,0 m) 0,1 m átmérőjű risereket hasonlítottam össze. Az AD/AR arány így 3-15 között változott. A méretnövelés hatásának vizsgálatához 0,2 m átmérőjű 1,8 m magas risereket alkalmazva az azonos AD/AR arány biztosításához 0,4; 0,57; 0,87 m downcomer átmérők adódtak.

3.2.2. Külsőcirkulációs airlift reaktorok

A kísérleti berendezések kapcsolási vázlatát a 3/4. ábrán mutatom be. Lényegében minden egyes berendezés két csőből és azokat alul és felül összekapcsoló üveg kolonna elemből áll. A külsőcirkulációs airlift berendezések AD/AR aránya 1; 1,85; 4 volt.

3/4. ábra. A külsőcirkulációs airlift berendezés vázlata

Az 3/2. táblázatban összefoglaltam az alkalmazott kísérleti berendezések főbb geometriai paramétereit.

A berendezés riser-ét, tehát ahova a levegőt bevezetem, konstans értéken tartottam. Ennek átmérője 0,025m, hossza pedig 2m volt. A berendezés downcomer-ét tehát a lefelé áramló zóna átmérőjét 0,025m, 0,034m, 0,05m értékekre választottam. A downcomer hossza a riser hosszával azonos volt.

Mind a downcomerben, mind a riserben FixMix típusú $l/d=1,5$ (hossz átmérő arány) elemet használtam. A downcomer átmérőjének növelésével természetesen a statikus keverő átmérőjét is növeltem.

A keveredési idő és folyadék sebesség méréséhez használt vezetőképességi szondát az alsó üvegkolonnába helyeztem el és a méréseket a belsőcirkulációs berendezésben végzettekkel azonos módon folytattam le. Az anyagátadási mérésekkel is hasonlóan jártam el.

Variációk sorszáma	Riser átmérő (m)	Downcomer átmérő (m)	AD/AR arány (-)	FixMix elem	
				Riser	Downcomer
1	0,025	0,025	1	üres	üres
2	0,025	0,025	1	elemmel	üres
3	0,025	0,025	1	elemmel	elemmel
4	0,025	0,034	1,85	üres	üres
5	0,025	0,034	1,85	elemmel	üres
6	0,025	0,034	1,85	elemmel	elemmel
7	0,025	0,05	4	üres	üres
8	0,025	0,05	4	elemmel	üres
9	0,025	0,05	4	elemmel	elemmel

3/2. táblázat. A kísérleti berendezések főbb geometriai paraméterei.

3.2.3. Síkfenekű állóhengeres modelltartály

A síkfenekű állóhengeres modelltartályt és a mérésekhez szükséges kiegészítő szerelvényeket a 3/5. ábrán mutatom be.

A megépített 1200 mm átmérőjű és 1800 mm magas tartályban 120° -os sugarak mentén $7 \times 3 = 21$ helyen lehetett a hőmérsékletet mérni. A tartályhoz 2 különböző kapacitású centrifugál szivattyú csatlakozott, amelyekkel a tartályban levő folyadékot lehetett cirkuláltatni és így a keverést fenntartani. A szivattyúk recirkulációs körébe nyomásmérőket és fojtószelepeket építettem be, melyek segítségével különböző recirkulációs mennyiséget tudtam beállítani.

A keveredés időbeni változását front módszerrel végeztem. Ezek alapján konstans mennyiségű hidegvizet áramoltattam keresztül a tartályon, majd a mérés megkezdésekkor átváltottam meleg vízre. A módszert kiszolgáló többi szerelvény ezt a mérést szolgálja ki.

A tartályban kétféle keverési módszert alkalmaztam.(3/6. ábra)

Az első esetben a tartály keverése érdekében a tartály közepére egy un. sugárkeverőt telepítettünk. Ez a keverő tulajdonképpen egy olyan forgástest, melynek a palástjának az íve megegyezik a Pelton turbina járókereke kanálainak ívével. A sugárkeverő fő méreteit valamint elhelyezésének módját és a tartály fő méreteit a függelékben található F/1.ábra szemlélteti.

Ezen belül is kétféle keveredési vizsgálatot végeztem. Az egyik esetben a tartályon átvezetett hideg vagy meleg vízáramot a recirkulációs áramba vezettem, a másik esetben csak egyszerűen a tartály közepébe adagoltam. (3/6. a. ábra)

A második esetben a szabadalmunk [103] szerinti eljárást valósítottam meg. Ezek alapján a tartály aljára spirál alakban műanyag bordás csövet fektettem, melyet alulról furatokkal láttam el. A recirkulációt pedig úgy valósítottam meg, hogy a tartály tetejéről elszívott folyadékot ebbe a spirálba vezettem vissza. Ebben az esetben a keveredési mérésekhez használt hideg és meleg vizet ebbe a recirkulációs áramba vezettem. (3/6. b. ábra)

3/5. ábra. Síkfenekű állóhengeres modelltartály vázlata

a.)

b.)

3/6 ábra. A keverési módok

3.3. A mérési módszerek ismertetése

A különböző típusú mérési sorozatok előtt a reprodukálhatóságot vizsgáltam és 3-5 párhuzamos mérési eredmény átlagát vettem figyelembe, továbbá a mérőberendezések helyes működését időszakonként ellenőriztem, illetve kalibráltam.

3.3.1. A keveredési idő és átlagos folyadéksebesség meghatározása az airlift berendezésekben

A keveredési idő meghatározását mind a belső, mind a külső-cirkulációs airlift berendezésben impulzus technikával végeztem.

A 3/7. ábrán egy elméleti megfontolás során kapott jel időbeni lefutását mutatom be. Ez a diagram egyre kisebb csúcsok sorozata. A csúcsmagasságok az aktuális nyomjelző anyag koncentrációt jelentik és a csúcsok közötti távolságból számolható (t_c) az az idő, mely alatt a jelzőanyag egy fordulatot megtesz a reaktorban. Ebből egy átlagos folyadéksebesség meghatározható. Az impulzusszerűen beadott sóoldat a turbulencia és diffúzió következtében t_∞ időnél teljesen elkeveredik. A teljes elkeveredési idő meghatározása nagy hibával történhet. Ezért definiálnak egy I inhomogenitási faktort, amely a teljes kevertséghez tartozó koncentráció százalékában fejezi ki az aktuális koncentrációt. A keveredési időt pedig az I=10% értékhez tartozó idővel $t_{M10\%}$ jellemzik.

Definiálva az inhomogenitási faktort:

$$I = (C - C_\infty)/C_\infty \quad (3/1)$$

ahol:

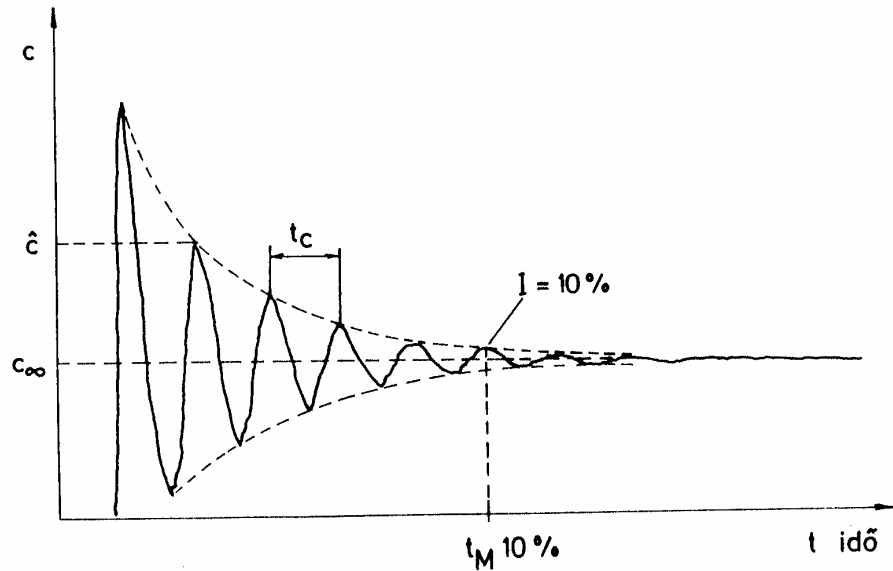
C - aktuális maximális koncentráció,

C_∞ -a tökéletes keveredéshez tartozó koncentráció

A méréseket a következők szerint végeztem:

A vizsgált berendezést csapvízzel szintmagasságig megtöltöttem és elindítottam a levegőztetést. A levegő mennyiségét 0,1 m átmérőjű riserek esetében 2 m³/h-tól 14 m³/h-ig változtattam. A 0,2 m átmérőjű riserben azonos gázsebesség biztosításához 8-56 m³/h gázsebesség intervallum tartozott. A stacioner állapot kialakulása után a folyadéktérfogatra számított mennyiségű telített NaCl oldatot fecskendeztem a riser felső részébe. A NaCl oldat elkeveredését Radelkisz gyártmányú vezetőképességi szondával összekapcsolt konduktométerrel mértem. A kapott jelek időbeni változását kompenzográffal regisztráltam és a (3/1) egyenlet alapján meghatároztam az I=10%-hoz tartozó $T_{M10\%}$ időket. A két szomszédos pozitív vagy negatív csúcs megjelenése között eltelt időből és a kétszeres folyadékmagasságból (nyomjelző anyag által megtett út) átlagos folyadéksebességet számoltam. Természetesen harangoszlop esetében ez csak egy látszólagos folyadéksebesség, hiszen a visszacirkuláló részaramok miatt nem lehet az átlagos úthosszat meghatározni.

Az átlagos folyadéksebességből, felhasználva a (1/2) egyenletet, meghatározható a riserben és downcomerben áramló folyadék lineáris sebessége is.



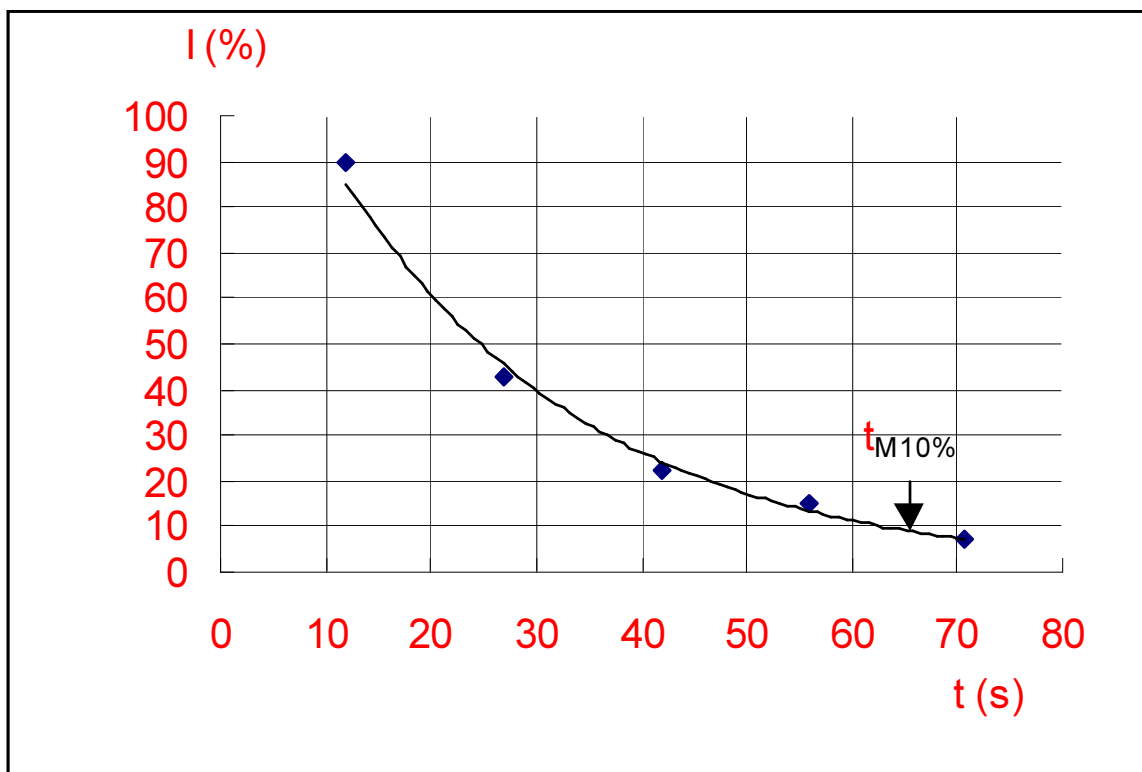
3/7. ábra A keveredési idő értelmezése

A keveredési idő és az átlagos folyadéksebesség konkrét meghatározását a következő példán mutatom be. A 3/8. ábra a 0,4 m átmérőjű nagylaboratóriumi berendezésben 8 m³/h levegőbetáplálással végzett mérés regisztrátumát mutatja. A diagramról leolvasott és az abból számolt értékeket a 3/3. táblázatban mutatom be. Az "a" mutatja a kiindulási oldatkonzentrációt 0 időpillanatban, C_∞ jelzi a teljes elkeveredéshez tartozó koncentrációt. A csúcsok magassága pedig az aktuális koncentrációnak (C) megfelelő értékek. A C_∞ koncentrációhoz húzott segédegyenesen a csúcsok 0 időponttól való távolsága leolvasható. A papírsebességből és a távolságokból az idő számítható.

3/8. ábra A keveredési idő és a folyadéksebesség mérésének regisztrátuma 8 m³/h levegőbetáplálás esetén.

levegő	csúcstávolság		C _∞	C	$\frac{C - C_{\infty}}{C}$	t _{M10%}	t _c	t _c átl.	U _L
	(m ³ /h)	(mm)							
8	20	12	100	190	90	66,00	-	14,7	0,27
	45	27	100	143	43		15		
	70	42	100	122	22		15		
	93	55,8	100	115	15		13,8		
	118	70,8	100	107	7		15		

3/3. táblázat A 3/8. ábráról leolvasott és az abból számolt értékek



3/9.ábra Segédábra a keveredési idő ($t_{M10\%}$) meghatározásához

A csúcsok alapvonaltól mért magasságából (C) és a (C_∞) értéket reprezentáló magasságból a 3/1. egyenlet alapján rendre meghatározható az I inhomogenitás %-os értéke. Az inhomogenitási faktor értéket az idő függvényében ábrázolva a 3/9. ábra szerint meghatározható a keveredési idő ($t_{M10\%}$). A folyadék átlagsebessége a segédegyenesen mért csúcsok közötti távolság időértékre (t_c) való átszámítása után, a jelzőanyag által megtett út (kétszeres folyadékmagasság) felhasználásával illetve az értékek átlagolásával adódik.

3.3.2 Oxigénabszorpció sebességének mérése airlift reaktorokban

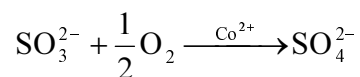
Az anyagátadási tényező, K_L meghatározására az irodalomban több módszer is található. Ezek a teljesség nélkül a következők:

- szulfitoxidációs módszer
- oxigén szondával való mérés
- széndioxid abszorpciós módszer
- hidrazinos módszer
- enzimoxidációs módszer

Ezek közül a klasszikusnak mondható szulfitoxidációs módszert választottam annak ellenére, hogy a módszernek számos hátránya van, de nem abszolút értékben kívántam meghatározni az oxigénabszorpciós sebességet, hanem a különböző geometriai elrendezésű risert és benne a különböző statikus keverőket akartam összehasonlítani.

Ennek a módszernek a lényege a következő:

A Na_2SO_3 oldattal feltöltött, majd levegőztetett reaktorban Cu^{2+} vagy Co^{2+} jelenlétében a következő reakció játszódik le:

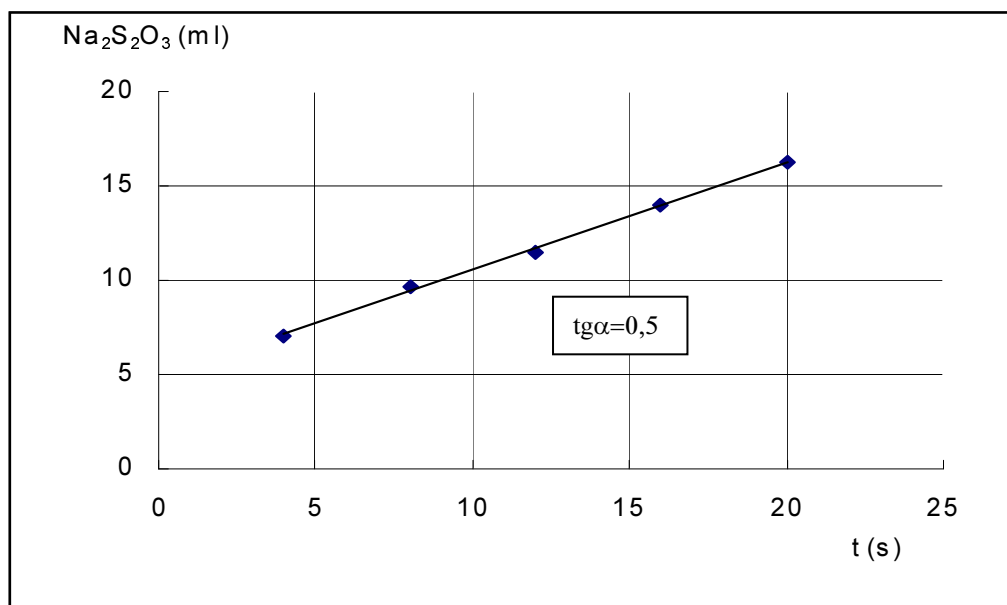


A reakció irreverzibilis és gyakorlatilag pillanatszerű, ezért a rendszerben az oldott oxigén koncentrációja mindaddig nulla marad, amíg szulfit ionok jelen vannak. Így a szulfátosodási reakció sebességét az oxigénoldódás sebessége határozza meg. A mérés alapja tehát az, hogy az adott rendszerben kísérletileg megmérjük a szulfátosodási reakció sebességét, ami egyenlő az oxigénabszorpciós sebességgel és a $K_L a C^*$ szorzattal.

A mérést a következőképpen végeztem. Csapvízzel feltöltöttem a vizsgált reaktort. Beállítottam a rotaméteren a megfelelő levegőmennyiséget. A vizsgált reaktor térfogatára nézve 5 g/l koncentrációnak megfelelő vízmentes Na_2SO_3 -ot és 3,30 mg/l CoSO_4 katalizátort feloldottam. Ezt az oldatot hozzáöntöttem a reaktorban lévő vízhez. A várható reakciósebességtől függően, 2-5 perc elteltével, azonos időközönként mintát vettem a berendezésből. A vett minták 20 cm^3 -ét előre elkészített 20 cm^3 0,1 n káliumjodidos jóddoldatba pipettáztam, majd 2 cm^3 10%-os HCl oldattal megsavanyítottam és 0,1 n $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$ oldattal visszatitráltam a jódfelesleget. A N-tioszulfát fogyás értékét az idő függvényében ábrázoltam. Az így nyert egyenes iránytangense a szükséges átdimenzionálás után adta az oxigén fajlagos beoldódási

sebességét. Ezt a sebességet elosztottam az aktuális hőmérsékletnek megfelelő maximálisan beoldható oxigénkoncentrációval, amelyből így a K_L -a szorzatot kaptam.

A meghatározás menetét a 0,3 m átmérőjű laborberendezésben $6 \text{ m}^3/\text{h}$ levegőbetáplálással üres harangoszlop használata esetén mutatom be. A csapvízzel feltöltött reaktorhoz a fent említett koncentrációjú Na_2SO_3 és CoSO_4 katalizátor oldatot öntöttem. Ezután 4 percenként a reaktor tetejéről mintát vettem és megmértem a reaktor hőmérsékletét. A mintákat az előbbieken ismertetett módon tioszulfát oldattal megtitráltam. (A mérési és számolási eredményeket a 3/4. táblázatban foglaltam össze). A $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$ fogyásértékeket az idő függvényében ábrázoltam (3/10. ábra). A mérési pontokra a legkisebb négyzetek módszerével egyenest illesztettem, és meghatároztam az egyenes meredekségét. A felhasznált oldatok koncentrációjából és az egyenes meredekségéből $\text{mmolO}_2/\text{l.h}$ mértékegységben kiszámoltam az oxigén abszorpciójának sebességét. Ezt az értéket elosztva a 17°C -on maximálisan beoldható oxigén mennyiségével ($C^*=0,3 \text{ mmol O}_2/\text{l}$) kaptam a K_L -a szorzatot.

3/10.ábra Segédábra a $K_{L,a}$ szorzat meghatározásához

Mintaszám	Levegő	Mintavétel ideje	Na ₂ S ₂ O ₃ fogyás	tg α	OTR	$K_{L,a}$
	(m ³ /h)	(min)	(cm ³)	(-)	(O ₂ mmol/dm ³ h)	(1/s)
1	6	4	7,00	0,571	42,83	0,04
2		8	9,70			
3		12	11,50			
4		16	13,95			
5		20	16,30			

3/4. táblázat Az átlagos térfogati anyagátadási tényező mérési és számolási eredményei

3.3.3. A modelltartály keveredési vizsgálatok

A síkfenekű állóhengeres modelltartály keveredési viszonyainak meghatározását kizszorításos vagy más szóval front módszerrel végeztem. Ennek a módszernek a lényege, hogy a berendezésbe betáplált anyagáram valamilyen tulajdonságát ugrásszerűen megváltoztatjuk és a be- és kivezetési ponton, valamint a berendezés különböző helyein mérjük az anyagra jellemző tulajdonság időbeni változását. A megépített modellberendezés kevertségi viszonyait hőmérséklet mérésével vizsgáltam a következőképpen.

Feltöltöttem a tartályt hideg vízzel és elindítottam a recirkulációs szivattyút. A fojtószelep segítségével a nyomásmérőn adott értéket állítottam be, mivel a szivattyú szállítási kapacitását nyomásmérővel kalibráltam. Adott térfogatáramú hideg vizet egy puffertartályból szivattyú segítségével rotaméteren és indukciós áramlásmérőn keresztül adagoltam a tartályba vagy a recirkuláltatott folyadék áramba. A stationer állapot beállása után hirtelen átváltottam az előzővel azonos mennyiségű forró kb. 78 °C hőmérsékletű víz beadagolására.

A keveredési vizsgálat során mértem a be- és kilépő valamint a tartály különböző pontjain a hőmérséklet időbeni változását. A betáplált folyadékáramot szintén mértem. A mért adatokat egy számítógépes adatgyűjtő rendszerrel regisztráltam. A méréseket azonos paraméter beállítás mellett megismételtem úgy, hogy a tartály tetejét 120°-al az óramutató járásával megegyező és ellentétes irányban elfordítottam. Így a tartály 27 azonos térfogatú cellájában tudtam mérni a hőmérséklet időbeni változását.

Az egyes cellákban mért hőmérsékletek időbeni változását ábrázoltam és egy polinómot illesztettem a mért pontokra. Meghatároztam a polinómok együtthatóit, melynek értelmében:

$$a_0 + a_1 t + a_2 t^2 + a_3 t^3 + a_4 t^4 = T \quad \text{és a} \quad \dots \frac{dT}{dt}(0) = a_1$$

Ezek után meghatároztam a belépő hőmérsékletek regisztrátumából az aktuális méréshez tartozó ΔT értéket. Ismerve a tartály összes térfogatát, a modell alapján a

következő összefüggések segítségével az adott hőmérséklethez tartozó cella anyagárama számítható.

$$\frac{dT}{dt}(0) = \frac{\Delta T}{V} 27B$$

$$\frac{dT_i}{dt}(0) = \frac{\Delta T}{V} 27B_i$$

$$B_i = \frac{V}{27\Delta T} \frac{dT_i}{dt}$$

3.4. A belsőcirkulációs airlift berendezések kísérleti eredményeinek bemutatása és értékelése

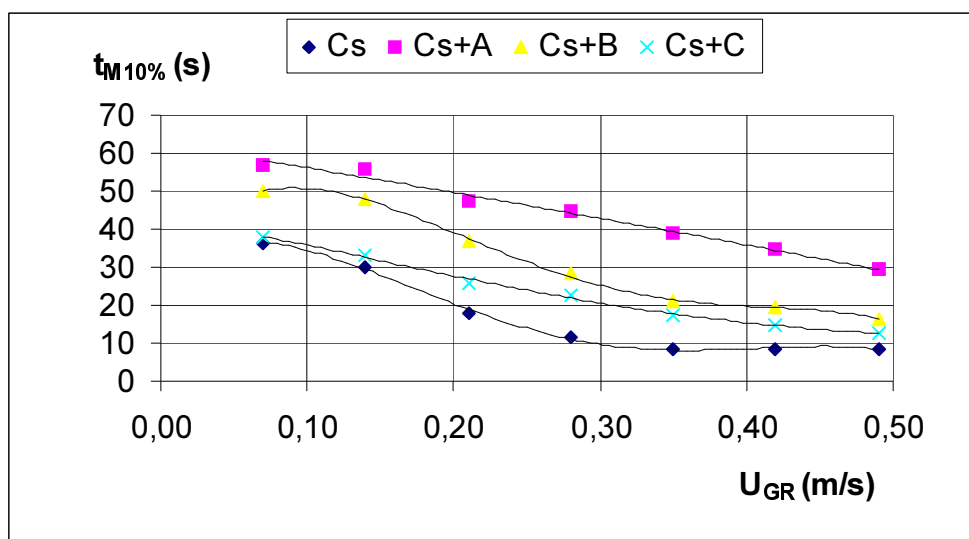
A különféle riserek összehasonlító vizsgálatát széles intervallumban 0,07-0,49 m/s U_{GR} üres riser keresztmetszetre számolt gázsebesség tartományban vizsgáltam. A széles gázsebesség tartomány kiválasztásában az a szempont vezetett, hogy mérési eredményeim támpontul szolgálhassanak az üzemi méretű, mechanikus keverő nélküli fermentorok keveréséhez, még nagy oxigénigényű fermentációknál is. A mérési adatokat és eredményeket a függelékben található 1-4. táblázatokban foglaltam össze.

3.4.1. Keveredési idő vizsgálata

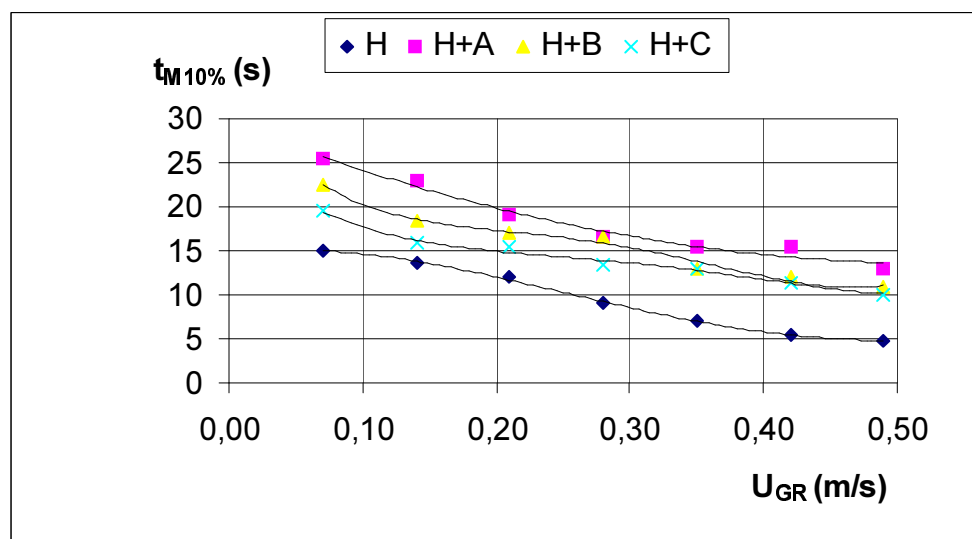
A riser kialakítás keveredési időre gyakorolt hatását **cső** (Cs) és **harang** (H) típusú riserekben betét nélküli és A-B-C betétek alkalmazásával vizsgáltam. Az összehasonlítást az üres riser keresztmetszetre számított U_{GR} gázsebesség alapján mutatom be.

A 3/11. és 3/12. ábrákon **0,2 m** átmérőjű ($AD/AR=3$) berendezésben mért keveredési időket hasonlítottam össze 4-4 féle 0,1 m átmérőjű riser esetén.

A $t_{M10\%}$ keverési idő a vizsgált gázsebesség tartományban minden esetben csökken a gázsebesség növelésével. A riserbe helyezett betétek (A-B-C) hatására hasonló tendenciájú, de abszolút értékben magasabb keveredési idő görbéket mértem.



3/11.ábra Keveredési idő változása a gázsebesség függvényében
 $d=0,2\text{m}$, $d_R=0,1\text{m}$, $AD/AR=3$



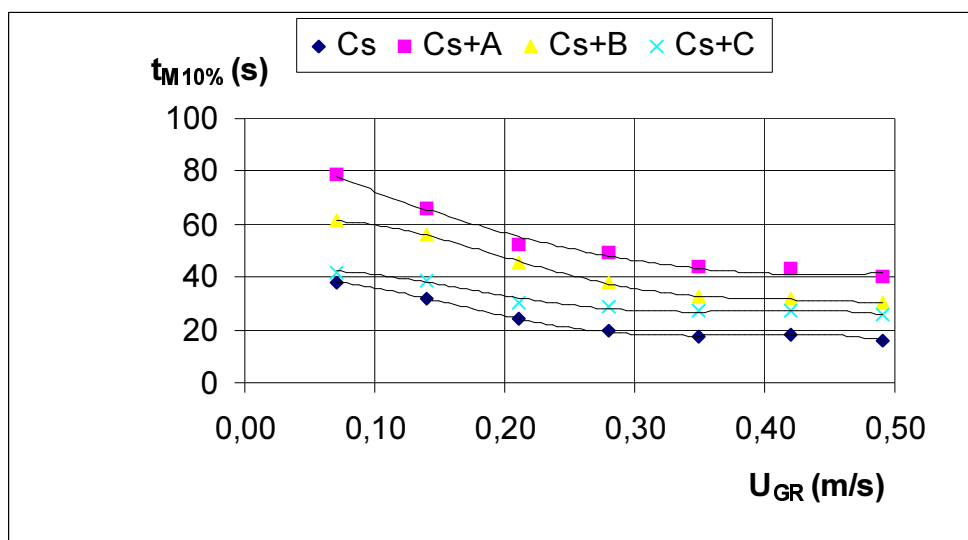
3/12.ábra Keveredési idő változása a gázsebesség függvényében
 $d=0,2\text{m}$, $d_R=0,1\text{m}$, $AD/AR=3$

Cső típusú riserben jól megfigyelhető, hogy azonos körülmények között a leghosszabb keveredési idő az A-betét (kettes osztású FixMix elemsor) alkalmazásakor szükséges. Ehhez képest a négyes osztású elemsor (B) és a statikus keverő réteg (C) csökkenti a

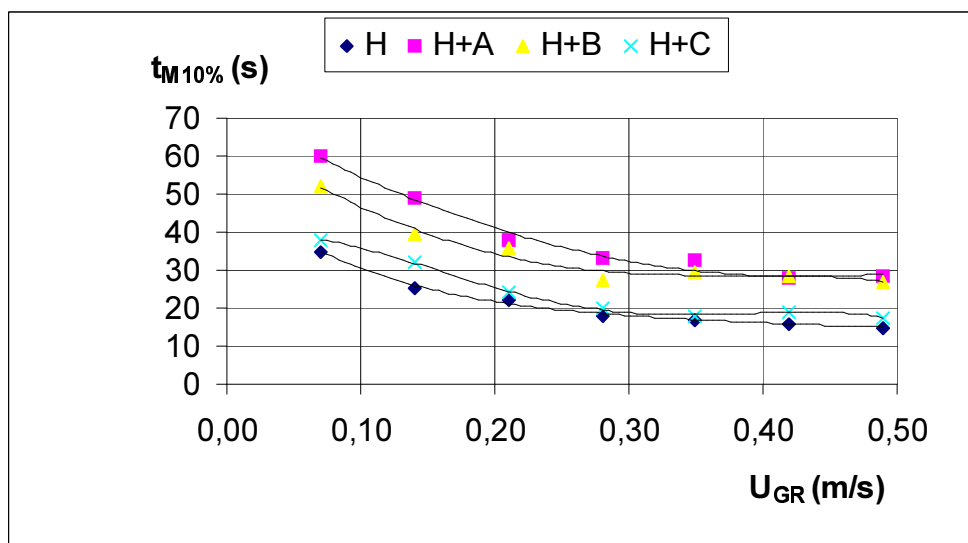
keveredési időket. Az üres cső értéket legjobban a C betét közelíti meg. A keveredési időgörbék változása feltehetően a betétek eltérő áramlási ellenállása következtében alakul ki. Üres cső esetében megfigyelhető, hogy a gázsebesség tartomány felső felében 0,3 m/s-ig a keveredési idő meredeken csökken, e fölött változása lassul. A változásra magyarázat vizuális megfigyelés alapján is adható. Magasabb gázsebességeknél a downcomerben a folyadékáram egyre több buborékot ragad magával és ennek következtében csökkenti a cirkuláció hajtóerejét és így a keverést befolyásoló folyadéksebességet.

Harang típusú risereknél a keveredési idő változása hasonló, azonban a cső-riserhez képest a keveredési idők feleződtek. A keveredési idő csökkenését a harangok közötti réseken visszaáramló folyadékáramok okozzák. Vizuális megfigyelés szerint a növekvő gázsebesség hatására a folyadék nem tudja magával ragadni a gázbuborékokat a downcomer aljáig, a felső zónában a harangok közötti réseken visszaáramló folyadék magával ragadja azokat. A réseken fellépő cirkuláció és a buborékmentes downcomer együttes hatására a keveredési idő szinte azonos mértékben csökken a gázsebesség tartományban. A betétek hatására bekövetkező változás az előzőeknek megfelelő sorrendet mutat.

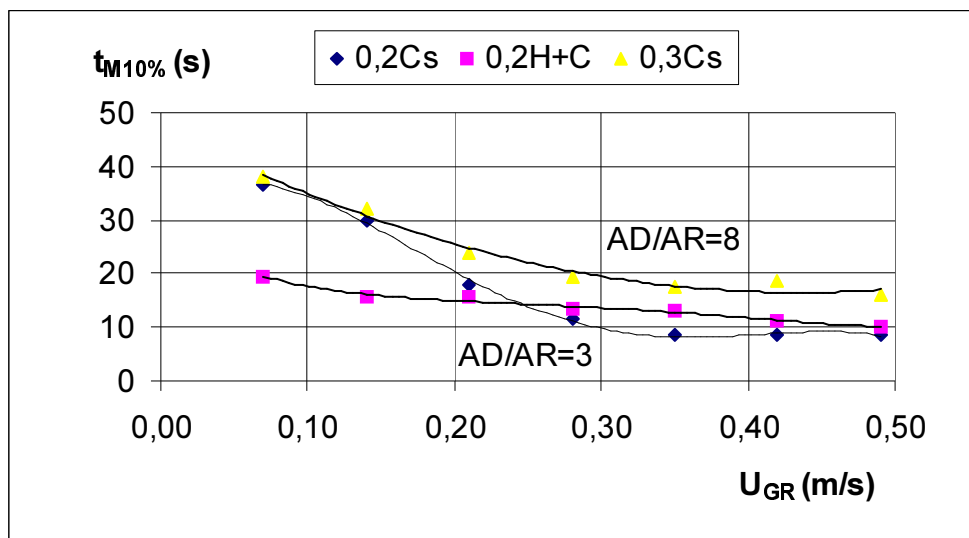
A **0,3 m** átmérőjű ($AD/AR=8$) berendezésben lefolytatott kísérletek eredményeit a 3/13. és 3/14. ábrák mutatják. A keveredési idő görbék tendenciában hasonlóak az előzőekhez, a betétek hatása is azonos sorrendet eredményezett mindkét típusú risernél. 0,25 m/s gázsebesség felett a gázmennyiség növelésének a keveredésre gyakorolt hatása csökken, a görbék határértékekhez tartanak. Az abszolút értékekben azonban csökkent a különbség a cső és a harang riserekkel elért keveredési idők között. A 0,2 m átmérőjű berendezésben talált 6-10 s minimális keveredési időhöz képest a 0,3 m átmérőjű berendezésben 16-20 s-ra növekedtek a minimális keveredési idők. A berendezésekben legrövidebb keveredési időt az üres harang típusú riserrel lehetett elérni.



3/13.ábra Keveredési idő változása a gázsebesség függvényében
 $d=0,3\text{m}$, $d_R=0,1\text{m}$, $AD/AR=8$



3/14.ábra Keveredési idő változása a gázsebesség függvényében
 $d=0,3\text{m}$, $d_R=0,1\text{m}$, $AD/AR=8$



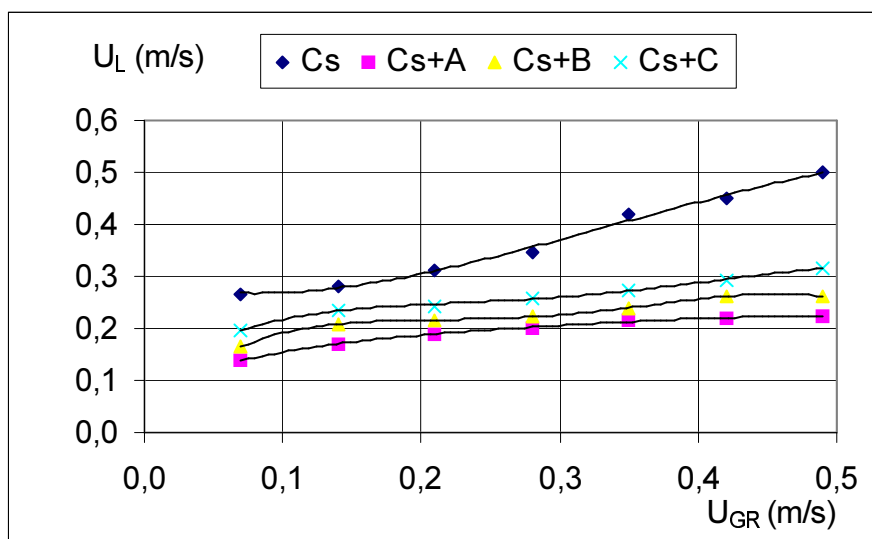
3/15.ábra Keveredési idők összehasonlítása különböző AD/AR aránynál labor berendezésekben

A **0,4 m** átmérőjű ($AD/AR=15$) berendezésben a downcomer keresztmetszete a riserhez képest 17-szeres volt. Emiatt a folyadék sebessége annyira lecsökkent, hogy a konduktometriás módszerrel reprodukálható mérést végezni nem lehetett.

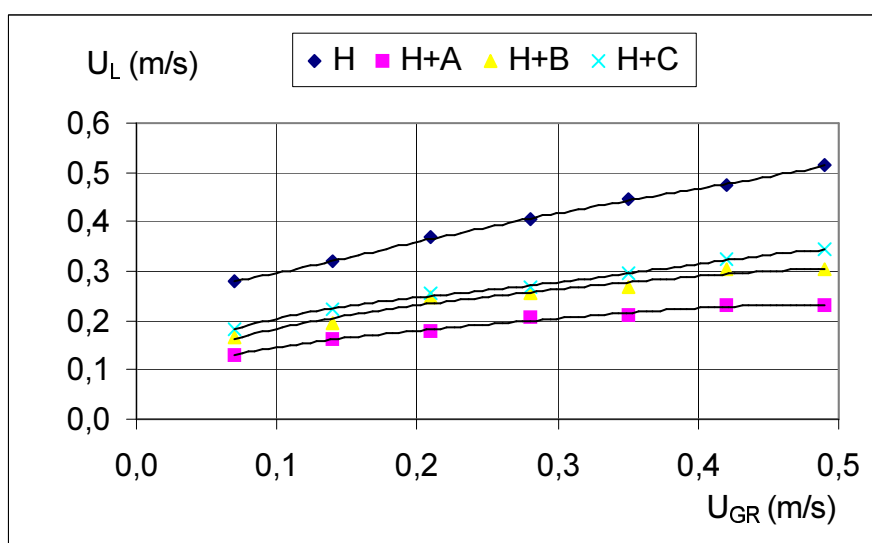
Az AD/AR arány változtatásának keveredési időre gyakorolt hatását a 3/15. ábra üres cső és C jelű betéttel töltött harang riserek esetén mutatja. Az összehasonlításból kitűnik, hogy a downcomer felület növelésével eltűnik a különbség a cső és a harang riserek között, a keveredési idő csökkenése $0,25$ m/s gázsebességig jelentős.

3.4.2. Az átlagos folyadéksebesség vizsgálata

A **0,2 m** átmérőjű berendezésben mért átlagos folyadéksebességeket a 3/16. és 3/17. ábrán mutatom be **cső** ill. **harang** riserek esetén. A folyadéksebesség a teljes vizsgált gázsebesség tartományban növekvő tendenciát mutat, ami konzekvens a keveredési idő mérési eredményekkel. Jól megfigyelhető a riserben elhelyezett betétek folyadéksebességet csökkentő hatása. A görbékkel következő ellenállás sorrendet képviselték: legnagyobb ellenállású az A jelű betét, közepes a B jelű és legkisebb ellenállást a C elemrác jelent. Annak ellenére, hogy harang típusú riser esetében a folyadék főáram mellett a réseken visszaáramló részáramok vannak, a cső és harang riser esetében közel azonos átlagos folyadéksebesség értékeket mértem.



3/16.ábra Átlagos folyadéksebesség változása a gázsebesség függvényében
 $d=0,2\text{m}$, $d_R=0,1\text{m}$, $AD/AR=3$



3/17.ábra Átlagos folyadéksebesség változása a gázsebesség függvényében
 $d=0,2\text{m}$, $d_R=0,1\text{m}$, $AD/AR=3$

0,3 m átmérőjű berendezésben a folyadéksebesség konduktometriás mérése csak cső típusú riser alkalmazásával volt mérhető, mert harang típusú risernél a visszacirkuláló részáramok miatt a csillapodó szinusz-görbe helyett, annak burkoló görbéje volt csak

regisztrálható. Cső risernél (3/18.ábra) azonos típusú görbesereget kaptam, mint a kisebb AD/AR arányú berendezésben, természetesen kisebb abszolút értékekkel.

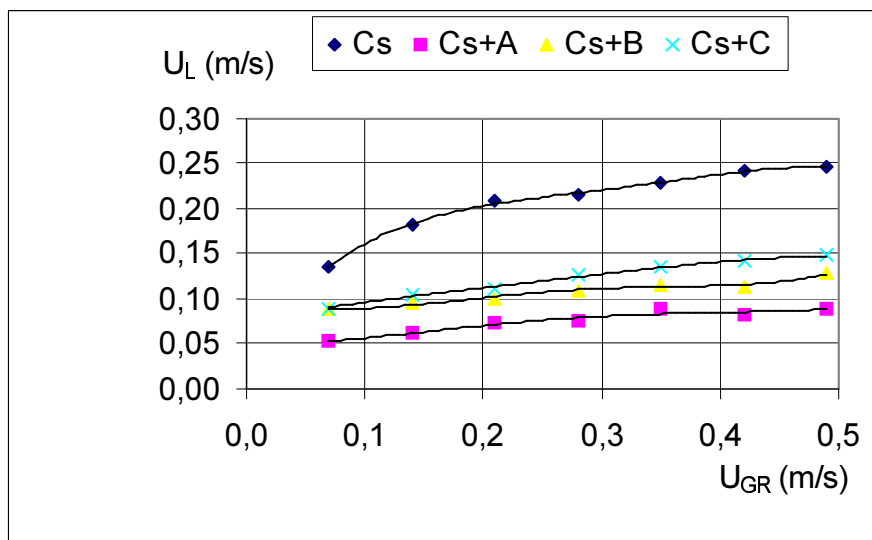
A 3/19. ábra az AD/AR arány változtatás hatását mutatja. A downcomer keresztmetszet növelés hatására alacsonyabb átlagos folyadéksebesség volt mérhető.

3.4.3. Az oxigénabszorpciós sebesség vizsgálata

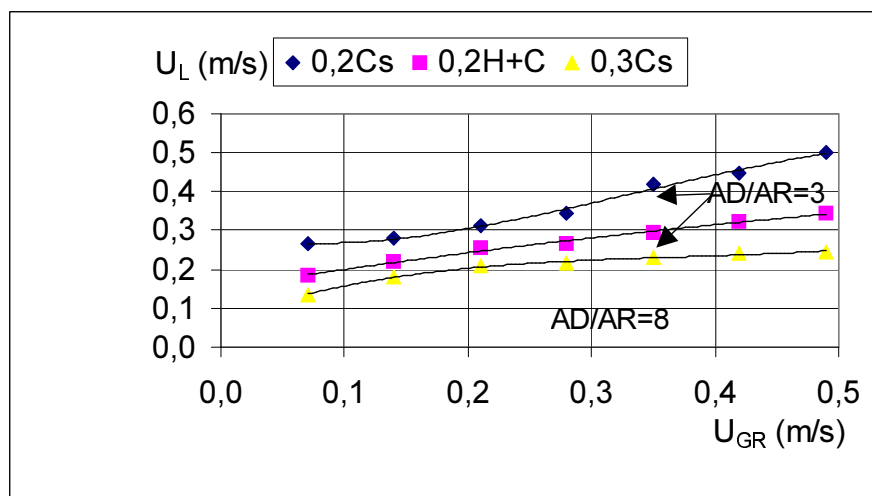
A 3/20. és 3/21. ábrán a **0,2 m** átmérőjű készülékben mért K_{La} eredményeket mutatom be, a riser keresztmetszetére vonatkoztatott gázsebesség függvényében.

A gázsebesség növelésével minden esetben növekszik a K_{La} értéke. Megfigyelhető az A és a B típusú statikus keverőbetét negatív hatása. Ugyanakkor legjobb K_{La} -t a C típusú statikus keverő biztosított. Valószínű, hogy a 10 db statikus keverőből összeépített elemrácsnak a jobb diszpergáló hatása eredményezi a magasabb K_{La} értékeket.

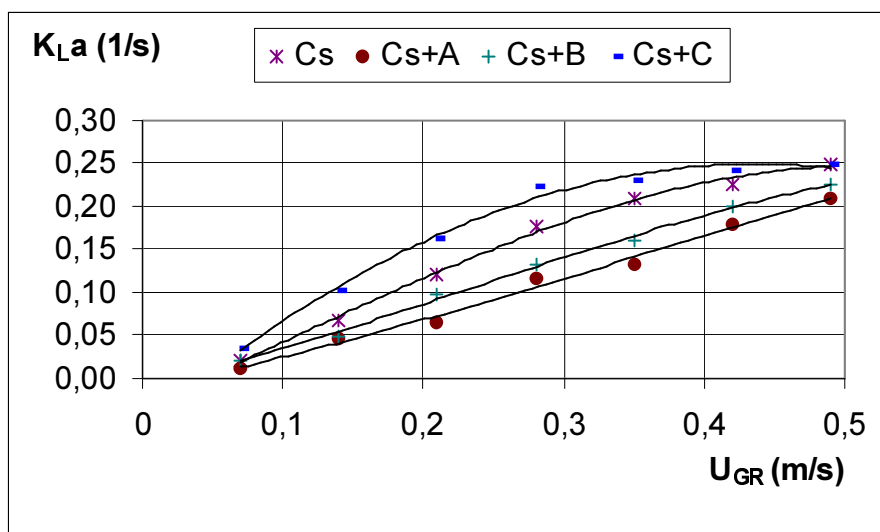
A cső típusú riserek között kétféle tendencia figyelhető meg. Az üres cső és a C betét hatására a K_{La} 0,3 m/s gázsebesség értékig meredek változást mutat, majd ellaposodva határérték felé tart. A másik két betét esetén monoton növekvő a K_{La} értéke. Az első két görbe eltérő lefutásának magyarázatát az adja, hogy a kialakuló magas folyadéksebesség következtében a downcomerban a folyadékáram rengeteg olyan buborékot ragad magával, amelyben alacsonyabb az oxigén koncentráció. A vizuális megfigyelés megerősíti, hogy a nagyobb gázsebesség tartományban ennél a két betétnél a downcomer teljes térfogata lényegében buborékkal volt kitöltve.



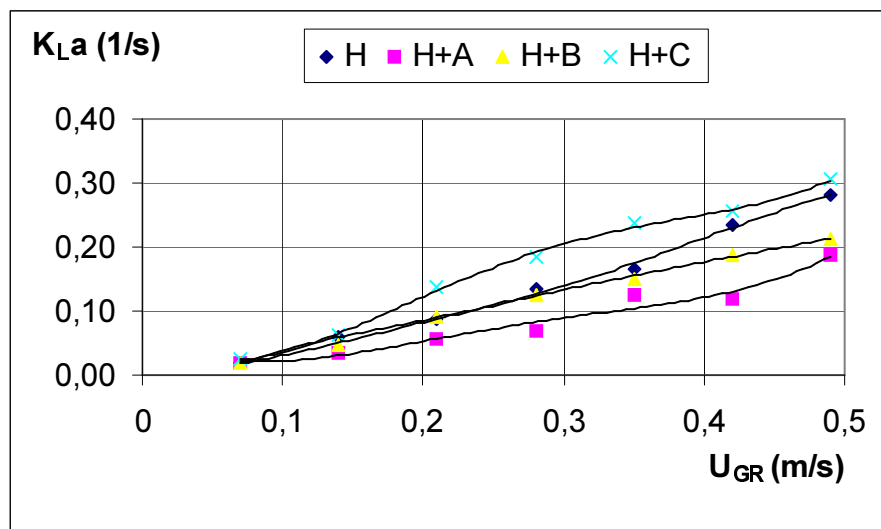
3/18.ábra Átlagos folyadéksebesség változása a gázsebesség függvényében
 $d=0.3\text{m}$, $d_R=0.1\text{m}$, $AD/AR=8$



3/19.ábra Folyadéksebesség összehasonlítása laborberendezésekben



3/20.ábra K_{La} változása a gázsebesség függvényében
 $d=0.2\text{m}$, $d_R=0.1\text{m}$, $AD/AR=3$



3/21.ábra K_{La} változása a gázsebesség függvényében
 $d=0.2\text{m}$, $d_R=0.1\text{m}$, $AD/AR=3$

Harang típusú riserek esetén ugyanez a hatás kevésbé volt szignifikáns, az oszlop résein az elragadott buborékok egy része visszajutott a riserbe és a gázszeparátorban távozott. Emiatt a teljes gázsebesség tartományban K_{La} értéke növekedett, sőt 0,3 m/s

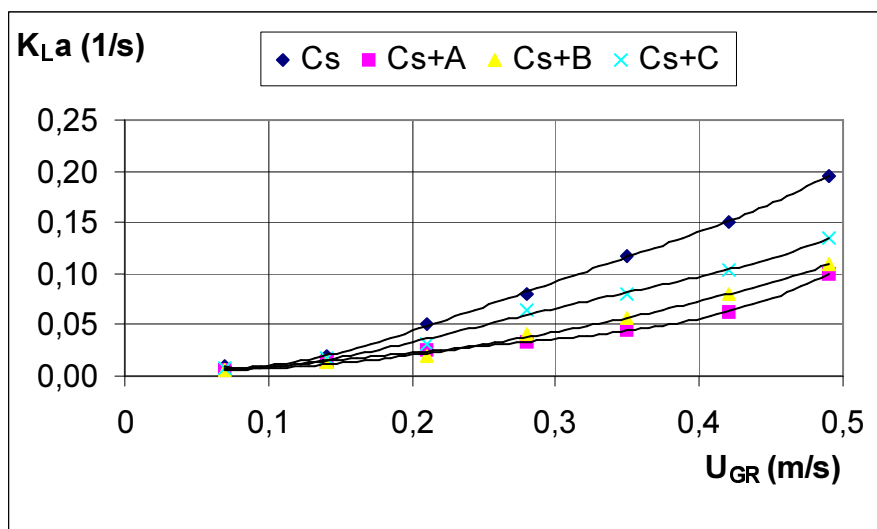
felett a növekedés üteme erősödött. A legnagyobb oxigénátadási tényezőt a harang riserben elhelyezett elemrács biztosította.

A közepes méretű labor berendezésben (**0,3 m**) mért átadási tényezőket a 3/22. és 3/23. ábrán mutatom be.

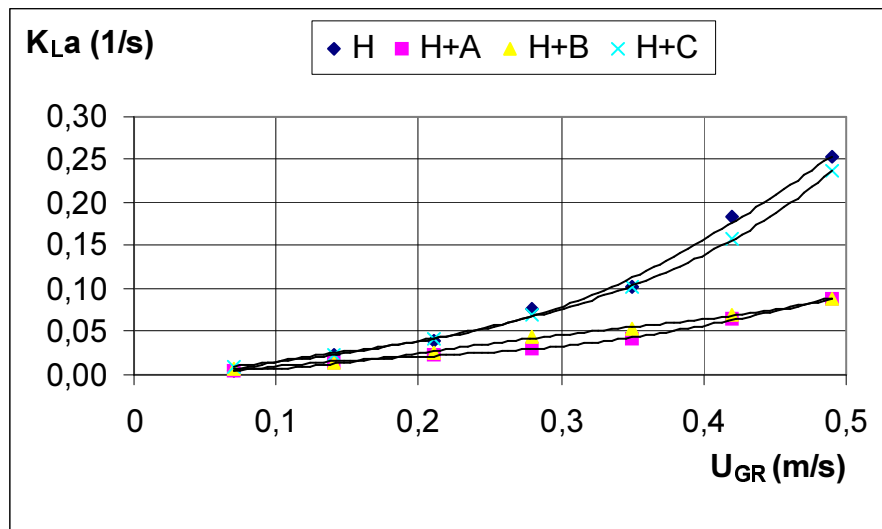
A K_{La} értékek változása hasonlóan növekedő tendenciát mutat a cső és a harang típusú riserek alkalmazásakor. A nagyobb térfogatú berendezésben az abszolút értékek kismértékben csökkentek. A **cső**-riserekben elhelyezett statikus keverők közül az A és B betét nagymértékben, a C betét kevésbé változtatta az átadást. **Harang** riserben a betétek hatása hasonló volt.

A legnagyobb méretű (**0,4 m** átmérőjű) labor berendezésben csak a korábban hatékonyak talált C típusú betétet vizsgáltam cső és harang riserekben. Az eredményeket a 3/24. ábra mutatja. A nagyobb downcomer felületű berendezésben egyértelműen elkülönül a harang és a cső riser egymástól. Legjobb átadási jellemzőt az üres harang és a C betéttel töltött harang riser képviseli.

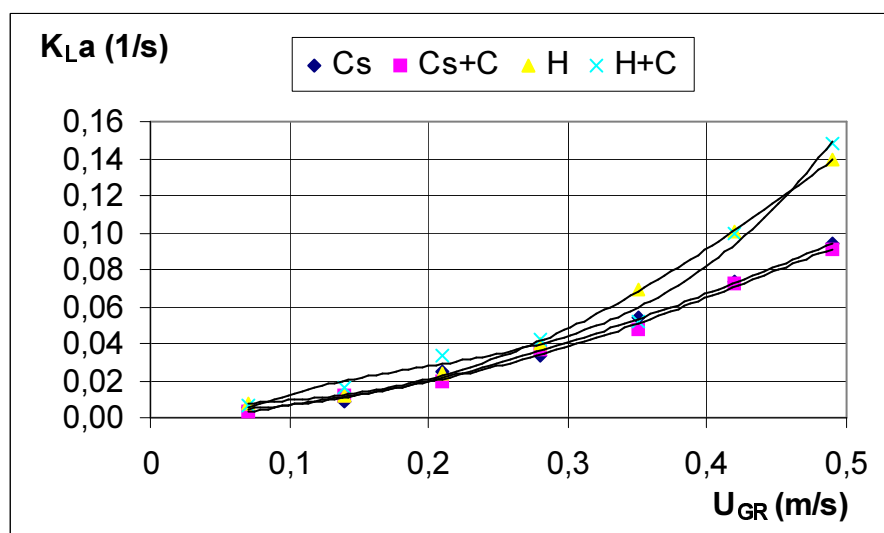
Az AD/AR arány változtatásának K_{La} -ra gyakorolt hatását a 3/25. ábra mutatja cső és H+C riserek estében. Az ábra mutatja, hogy a downcomer felületének növelésével megváltozik a görbék jellege és az átadási tényező értéke rendre csökken.



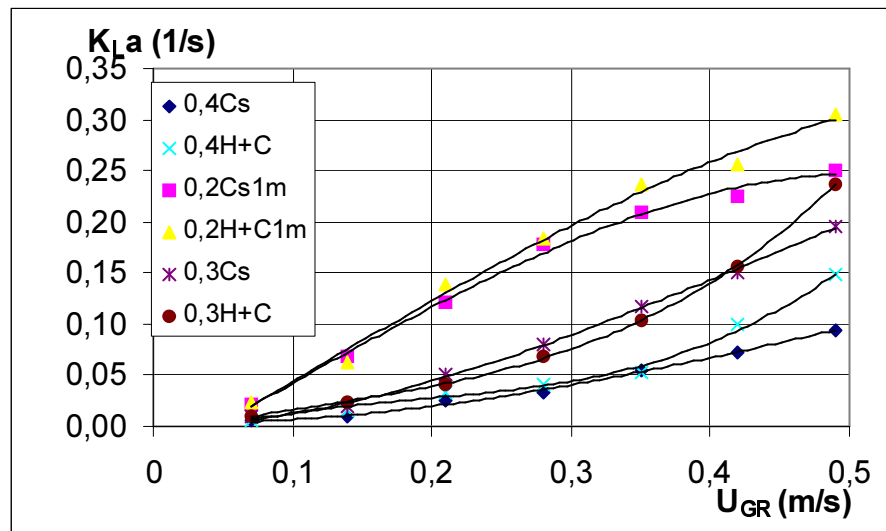
3/22. ábra K_{La} változása a gázsebesség függvényében
 $d=0.2\text{m}$, $d_R=0.1\text{m}$, $AD/AR=8$



3/23. ábra K_{La} változása a gázsebesség függvényében
 $d=0.3\text{m}$, $d_R=0.1\text{m}$, $AD/AR=8$



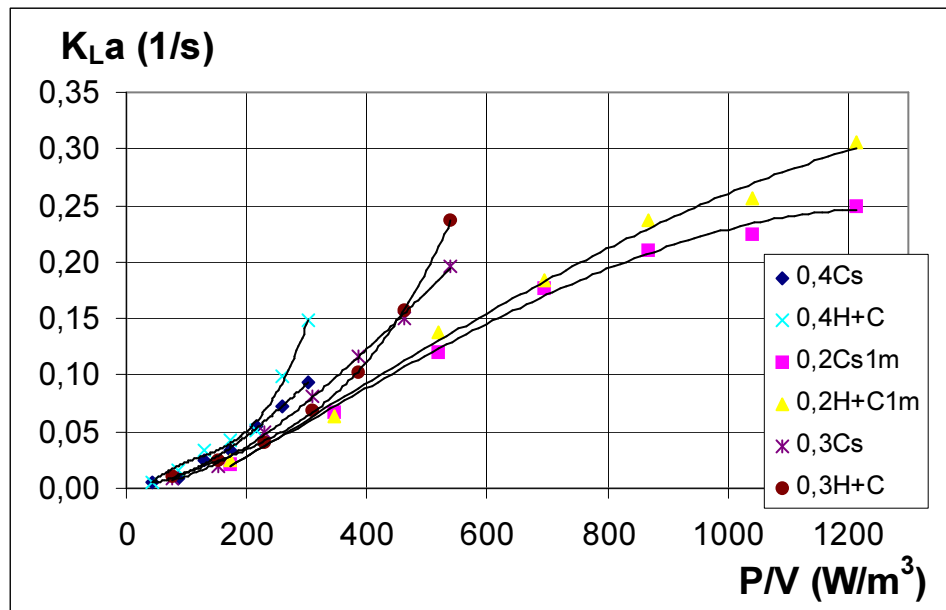
3/24.ábra $K_{L,a}$ változása a gázsebesség függvényében
 $d=0.4\text{m}$, $d_R=0.1\text{m}$, $AD/AR=15$



3/25.ábra $K_{L,a}$ összehasonlítása különböző laborberendezésekben

3.4.4. Laboratóriumi mérések energetikai összehasonlítása

Berendezéseinkben a levegőbevezetés minden esetben azonos körülmények között történt. Az izotermikus gázexpanzió (1/16) egyenlet alapján számolt egységnyi folyadéktérfogatra vonatkozó energiaszükséglete alapján összehasonlíthatók a különböző AD/AR arányú berendezésekben elért átadási tényezők. A 3/26. ábrán az üres csőre és a harang + C riserre vonatkozó összehasonlítást mutatom be. Az ábra szerint a $K_{L,a}$ az egységnyi folyadéktérfogatba bevitt energiától függ és ez magyarázatot ad a 3/25. ábrán tapasztalt csökkenő $K_{L,a}$ értékekre. Ugyanakkor úgy tűnik, nagyobb térfogatú berendezésekben ugyanazon érték kisebb energiabefektetéssel elérhető. A nagyobb berendezésekben azonban a $K_{L,a}$ nem növelhető korlátlanul a gázsebesség emelésével, mert a nagy downcomer felületen az összes buborék eltávozik a folyadékból, és így a cirkulációs ágban az átadás már nem folytatódik tovább, vagyis az oxigénátadás kizárólag a riserben játszódik le.



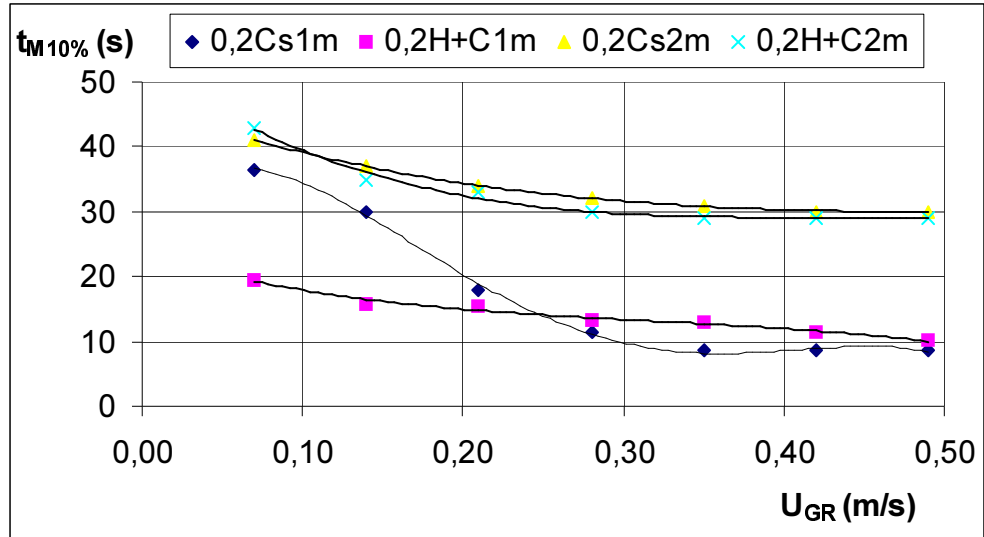
3/26.ábra Laborberendezések energetikai összehasonlítása

3.4.5. A hidrosztatikai magasság hatásának vizsgálata

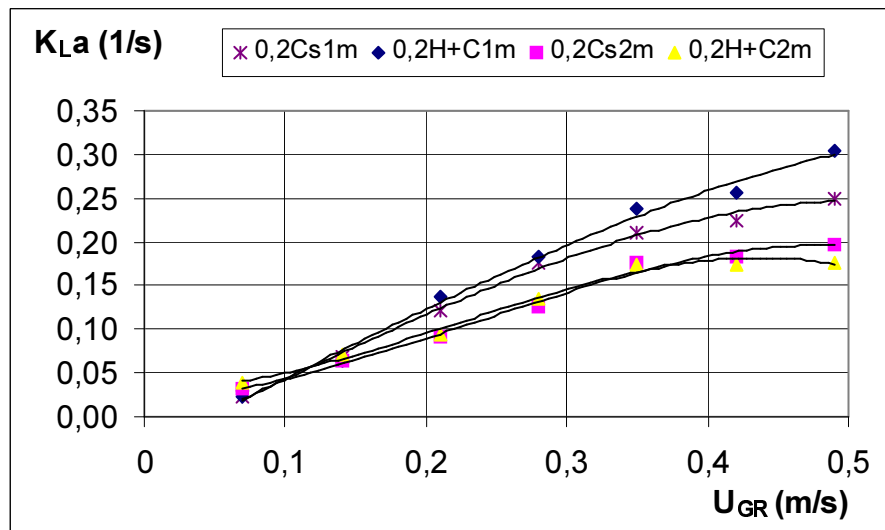
A legkisebb átmérőjű berendezésben megvizsgáltam milyen hatást gyakorol a keveredésre és az átadásra a vízmélység növelése oly módon, hogy a riser elhelyezését és méretét nem változtattam, csak a vízszlop magasságát 2 m-re növeltem.

A 3/27. ábra keveredési idő változását mutatja be 1 és 2 m vízmélység esetén. Látható, hogy a riser feletti vízszlop rontja a keveredési időt. Vizuális megfigyelés szerint a berendezés áramlási szempontból két szakaszra osztható, a riser környezetében jól megfigyelhető az irányított áramlás, a cirkuláció, felette pedig a buborék zóna sztohasztikus mozgása. Ez magyarázza a keveredési idő megnövekedését.

A 3/28. ábra a vízmélység változtatás K_{La} -ra gyakorolt hatását mutatja. Az egymást metsző görbék szerint kis gázsebesség esetén az átadási tényező kismértékben nő ill. nem romlik a vízmélység növelés hatására, 0,2 m/s felett azonban egyértelmű a negatív hatás. K_{La} romlását is a keveredési viszonyok megváltozása magyarázza.



3/27.ábra Keveredési idő változása laborberendezésben 1 és 2m vízmélységnél
 $d=0.2\text{m}$, $d_R=0.1\text{m}$, $AD/AR=3$



3/28.ábra K_{La} változása labor berendezésben 1 és 2m vízmélységnél
 $d=0.2\text{m}$, $d_R=0.1\text{m}$, $AD/AR=3$

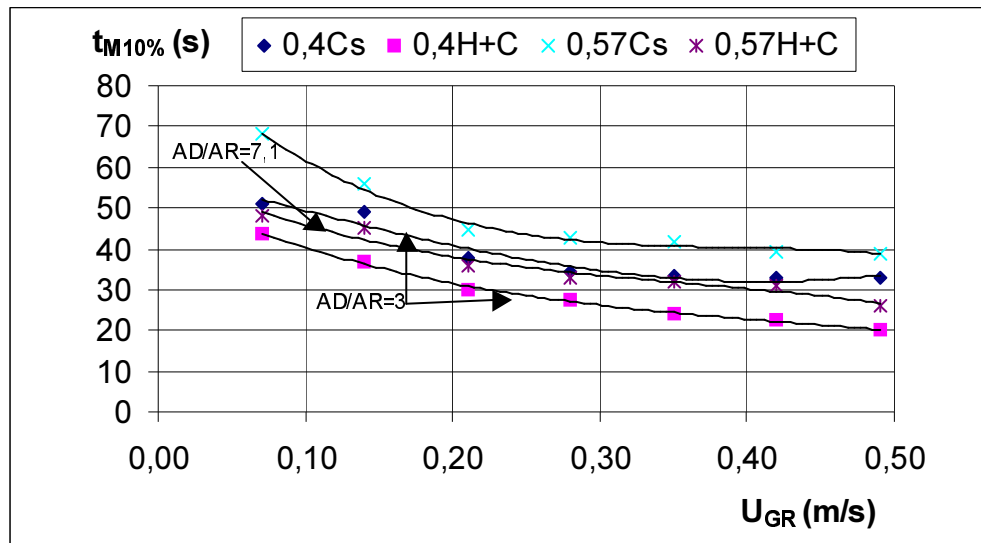
3.5. Nagylaboratóriumi kísérleti eredmények bemutatása és értékelése

A nagylaboratóriumi méretű berendezésekben azokkal a riser típusokkal végeztem méréseket, amelyek a laboratóriumi berendezésekben a legjobb eredményt adták. Ezek alapján az üres csövet összehasonlítottam a harang típusú riserrel. Ezeknek a risereknek az átmérőjét 0,2 m átmérőre növeltem és a lehetőségekhez mérten a laboratóriumi berendezéseknél kapott AD/AR keresztmetszet arány megtartásával választottam ki, a nagylaboratóriumi berendezések átmérőjét. A paramétereket a laboratóriumi berendezésekben alkalmazottal azonos gázsebesség tartományban ($U_{GR}=0,07-0,49$ m/s) vizsgáltam. A nagylaboratóriumi mérési adatokat és eredményeket a függelékben levő 5-6. táblázatban foglaltam össze.

3.5.1. Keveredési idő vizsgálata nagylaboratóriumi berendezésben

A **0,4** és **0,57 m** átmérőjű berendezésben mért keveredési időket a 3/29. ábrán mutatom be. A keveredési időgörbék közül a harang típusú riserrel lehetett a legrövidebb keveredési időt elérni. Összehasonlítva a **0,4** és **0,57 m** átmérőjű berendezést, az is megfigyelhető, hogy a nagyobb átmérőjű berendezésben a harang típusú riserrel rövidebb keveredési időket lehetett mérni, de mindkét esetben rövidebbeket, mint a kisebb átmérőjű üres csővel ellátott berendezésben. Ugyanakkor a laboratóriumi méretű berendezésben tapasztaltakkal egyező az, hogy 0,25 m/s gázsebesség fölött a gázsebesség keveredési időre gyakorolt hatása csökken, a görbék határértékhez tartanak.

A **0,87 m** átmérőjű (AD/AR= 18) berendezésben a keveredési időt reprodukálható módon nem tudtam megmérni. (Itt kell megjegyezni, hogy különösen méretnövelési vizsgálatoknál a rögzített pontú mérés technikai információ még csak összehasonlítási célból is, sokszor kevésbé használható, mint a megfigyelés.)



3/29. ábra Keveredési idő összehasonlítása nagylaborberendezésekben

3.5.2. Az átlagos folyadéksebesség vizsgálata nagylaboratóriumi berendezésekben

A nagylaboratóriumi berendezésekben mért átlagos folyadéksebesség értékeket a 3/30. ábrán mutatom be. A 0,4 m átmérőjű berendezésben üres cső esetében ugyanolyan monoton növekvő görbét kaptam, mint a 0,3m átmérőjű csőrisernél, amit 3/18. ábrán mutattam be és a számszerű folyadéksebességi értékek sem különbözőek. A harang +C típusú riser esetében a statikus keverő folyadéksebességet csökkentő hatása figyelhető meg. A 0,57 m átmérőjű berendezésben ugyanakkor nem tapasztalható ez a hatás. Gyakorlatilag nincs különbség az üres cső és a harang +C típusú riser között.

3.5.3. Oxigénabszorpciós sebesség vizsgálata nagylaboratóriumi berendezésekben

A nagylaboratóriumi berendezésekben mért K_{La} értékeket a 3/31. ábrán láthatók. Megfigyelhető, hogy a különböző AD/AR downcomer riser keresztmetszet arányú készülékekben az üres cső és a harang+C típusú riserrel mért K_{La} értékek között alig, a 0,87 m átmérőjű készülékben egyáltalán nincs különbség.

Valószínűsíthető, hogy a nagylaboratóriumi berendezésben a laboratóriumi berendezéshez képest kétszeres vízmélység az oka a különbség elfedésének, mivel ez

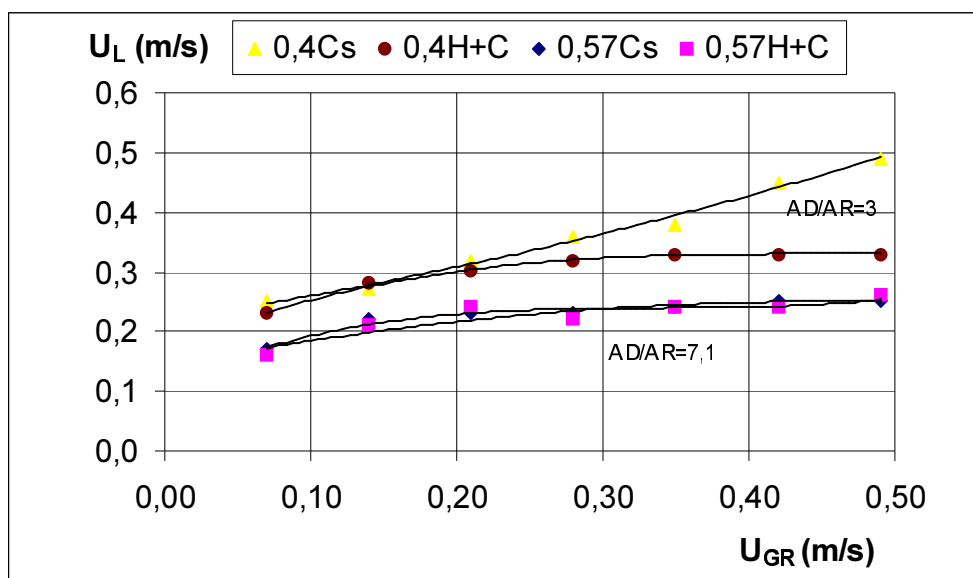
maga után vonja a buborék tartózkodási idejének a növekedését. Ugyanakkor az is megfigyelhető, hogy az AD/AR arány növelése jelentős mértékben csökkenti a $K_{L,a}$ értékeket.

3.5.4. Nagylaboratóriumi berendezések energetikai összehasonlítása

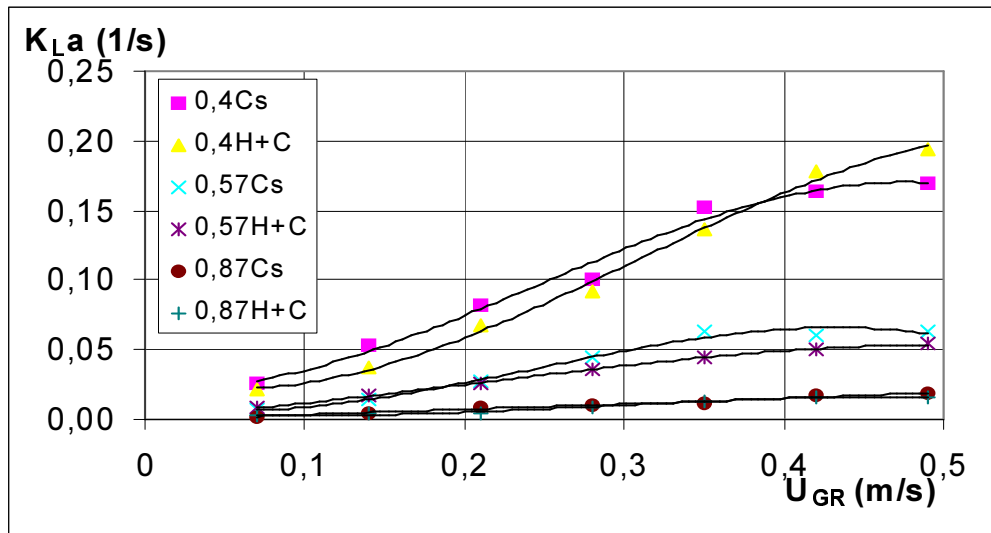
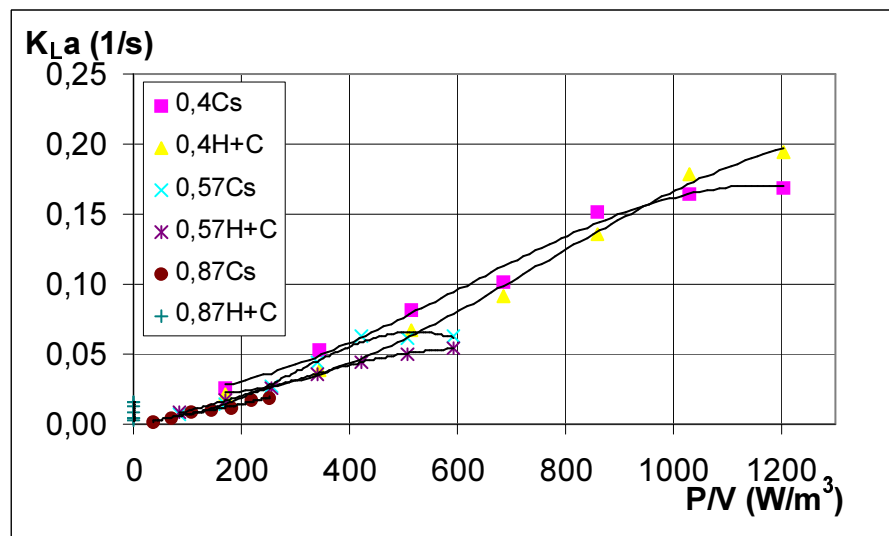
A nagylaboratóriumi berendezések energetikai összehasonlítását a 3/32. ábra tünteti fel. A diagram jól mutatja, hogy a fajlagos energia növelésével minden készülékben növekszik a $K_{L,a}$ értéke.

Sajnos az AD/AR arány növelésével a térfogatnövekedés olyan mértékű, hogy a riser keresztmetszetére számított gázsebesség megtartása mellett a fajlagos energiaértékek csak egy nagyon szűk intervallumban hasonlíthatók össze. Ebben a szűk intervallumban viszont alig van különbség a különböző AD/AR arányú készülékekben mért $K_{L,a}$ értékek között. Ugyanakkor a gázsebesség tovább növelése indokolatlan lenne, hiszen jelentősen nem javul sem a keveredési idő, sem a $K_{L,a}$ értéke.

Összehasonlítva a laboratóriumi berendezésben mért értékekkel megfigyelhető, hogy kisebb $K_{L,a}$ értékeket kaptam a nagylabor berendezésben, annak ellenére, hogy az AD/AR arányt megtartottam.



3/30. ábra Átlagos folyadéksebesség összehasonlítása nagylabor berendezésben

3/31. ábra $K_{L,a}$ változása nagylabor berendezésekben

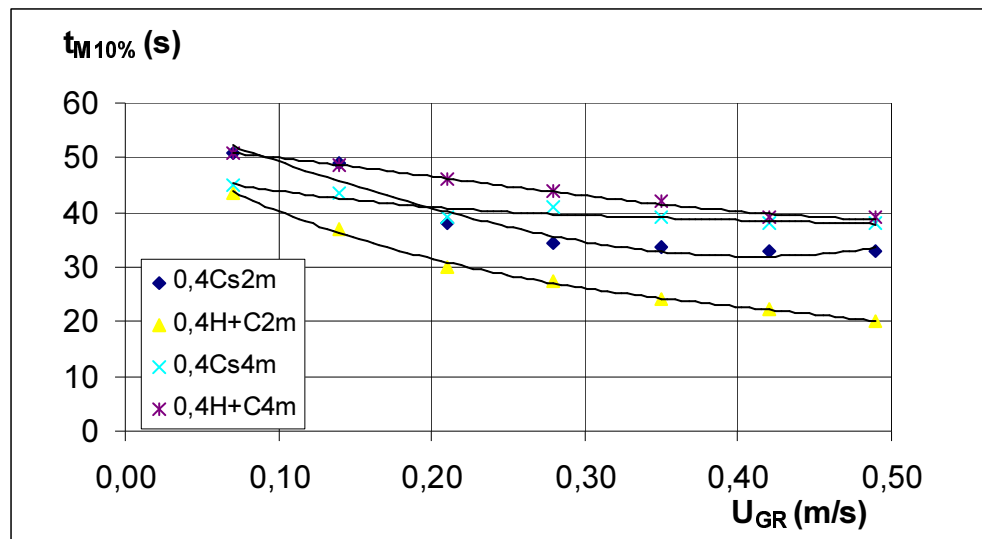
3/32. ábra Nagylabor berendezések energetikai összehasonlítása

3.5.5. A hidrosztatikai magasság hatásának vizsgálata

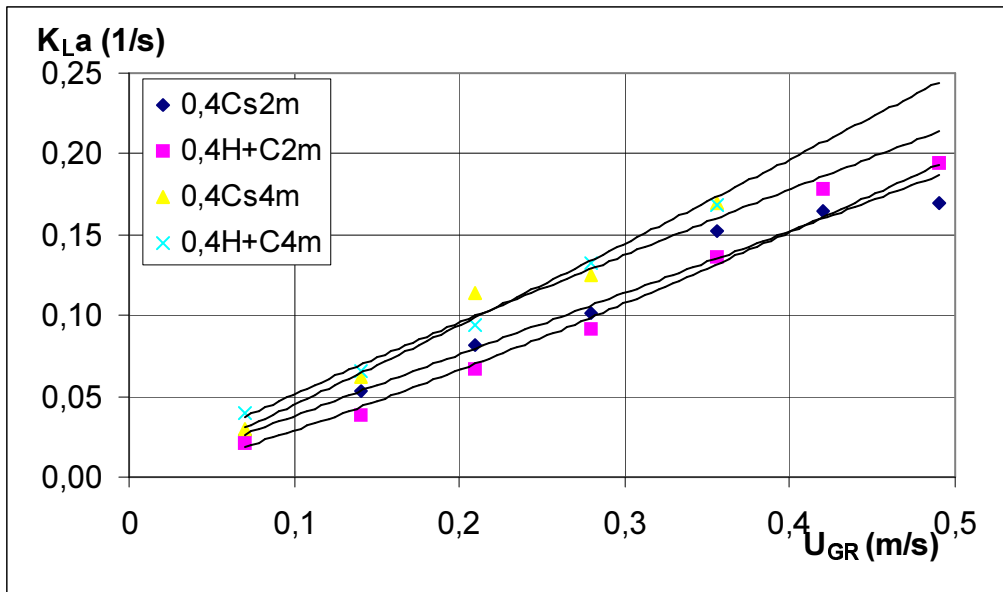
Hasonlóan a laboratóriumi berendezéshez az $AD/AR = 3$ arányú nagylabor berendezésben is megvizsgáltam a kétszeres vízmagasság hatását.

A laboratóriumi berendezéssel egyezően a keveredési idő megnövekszik, ha kétszeresére növelem a folyadékmagasságot (3/33.ábra). A keveredés hatékonyságában pedig nem tapasztalható különbség az üres cső és a harang+C típusú riser között. Ez azzal magyarázható, hogy mindkét típusú riser fölött a berendezés buborékkolonnaként működik.

A 3/34. ábra a vízmélység változtatás K_{La} -ra gyakorolt hatását mutatja. Ezen eredmények alapján elmondható, hogy a vizsgált gázsebesség tartományban és a nagylaboratóriumi berendezésben a K_{La} értékek nagyobbak 4 m-es vízmélységnél. Ugyanakkor a kétféle riser típus között, hasonlóan a keveredési időhöz, nincs különbség.



3/33.ábra Keveredési idő változása nagylabor berendezésben 2 és 4m vízmélységnél
 $d=0.4m$, $d_R=0.2m$, $AD/AR=3$



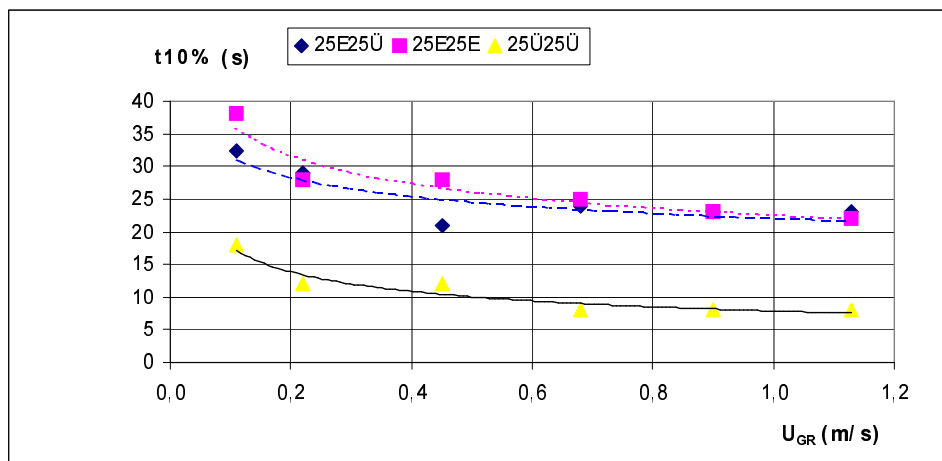
3/34.ábra K_{La} változása nagylabor berendezésben 2 és 4m vízmélységnél
 $d=0.4\text{m}$, $d_R=0.2\text{m}$, $AD/AR=3$

3.6. Külsőcirkulációs airlift berendezések laboratóriumi kísérleti eredményeinek bemutatása és értékelése

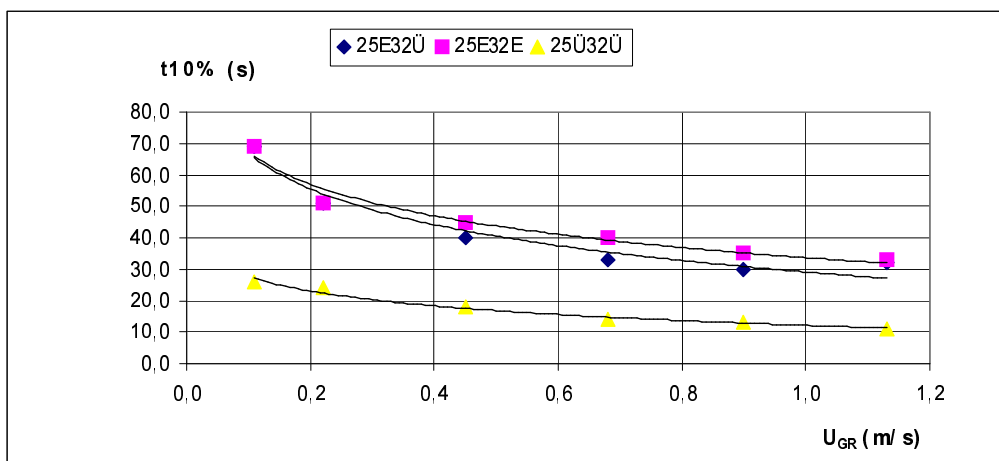
A különféle geometriai kialakítású berendezések összehasonlító vizsgálatát széles intervallumban 0,11-1,13 m/s U_{GR} üres riser keresztmetszetre számolt gázsebesség tartományban vizsgáltam. A széles gázsebesség tartomány kiválasztásában az a szempont vezetett, hogy meghatározzam, hol van az a felső határ, ahol még érdemes a statikus keverőt használni. Ugyanis nyilvánvaló, hogy egy bizonyos gázsebesség felett, ha nem alkalmazunk statikus keverőt a felszálló csőben, nem buborékos áramlás alakul ki, hanem gyűrűs, amikor is a folyadék kiszorul a fal mellé és - mint turbulens film - igen jó anyagátadási tulajdonságokkal rendelkezik.

3.6.1. Keveredési idő vizsgálata

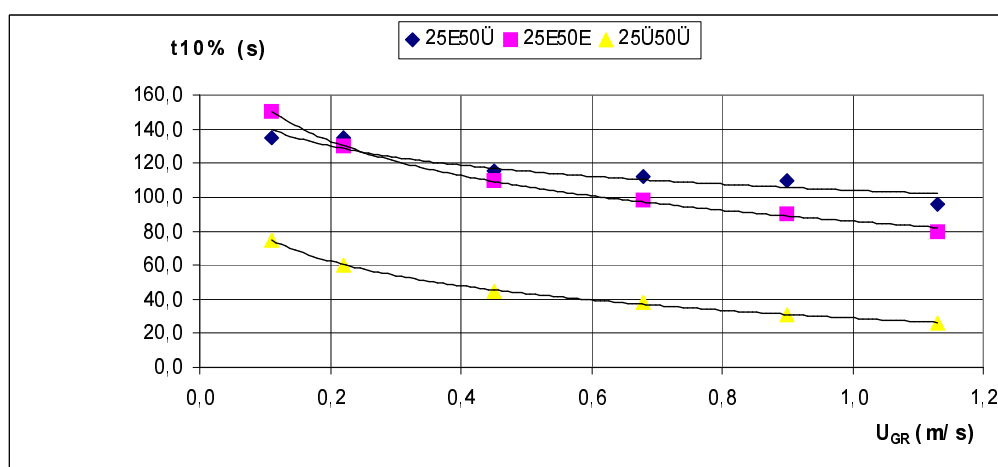
A statikus keverő keveredési időre gyakorolt hatását vizsgáltam a három különböző AD/AR arányú berendezésben. Ezen mérési eredményeimet a 3/35-3/39 diagramjain mutatom be.



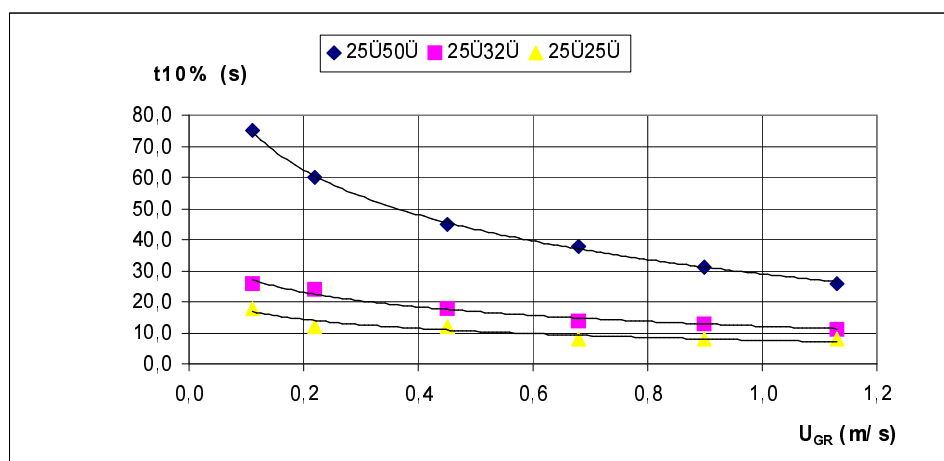
3/35. ábra. Keveredési idő változása AD/AR=1 aránynál



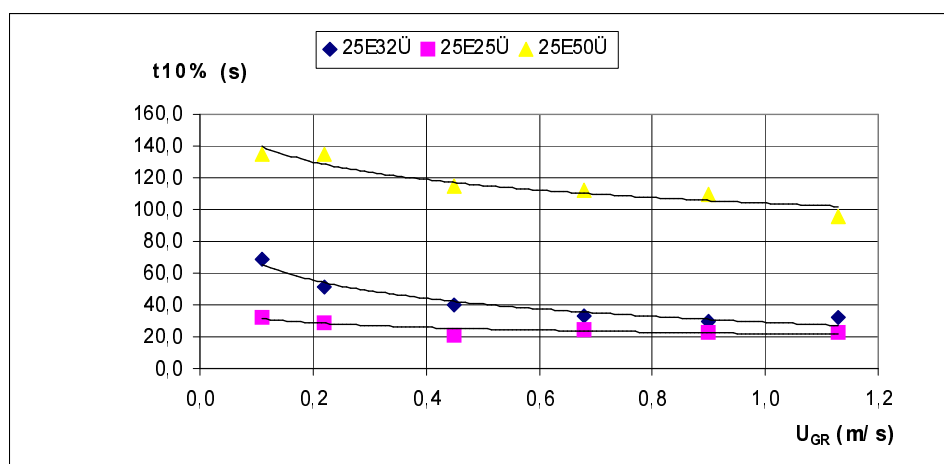
3/36. ábra. Keveredési idő változása $AD/AR=1,85$ aránynál



3/37. ábra. Keveredési idő változása $AD/AR=4$ aránynál



3/38. ábra. Keveredési idő változása különböző AD/AR aránynál üres csőnél



3/39. ábra. Keveredési idő változása különböző AD/AR aránynál elemmel

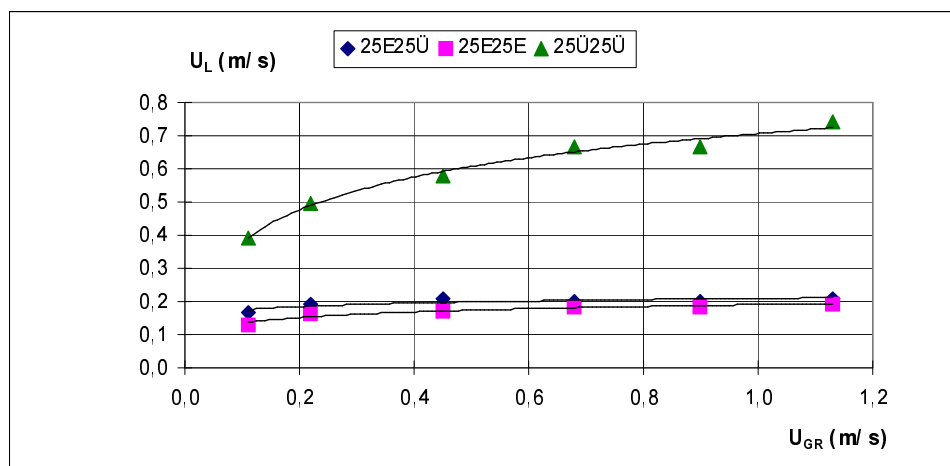
Abban az esetben amikor a lefelé menő zóna (downcomer) és a felfelé menő zóna (riser) aránya $AD/AR=1$, jól megfigyelhető, hogy a statikus keverők jelentősen, mintegy 2-2,5-szörösére növelik a keveredési időt a vizsgált tartományban (3/35.ábra). Ugyanakkor az is megfigyelhető, hogy gyakorlatilag nincs különbség abban az esetben, ha a riserben már elhelyeztük az elemeket (25 E, 25 Ü), és akkor sincs ha a downcomerben van vagy nincs elem. Tehát a riserben elhelyezett elemek már jelentősen lerontják a keveredési időket. A keveredési időgörbék tendenciájukban ha-

sonlóak az előzőekhez (3/36. és 3/37. ábra), ahol az AD/AR arányt 1,85 és 4 értékre növeltem. Nyilvánvaló az elemek áramlási ellenállásából következik ez a jelenség.

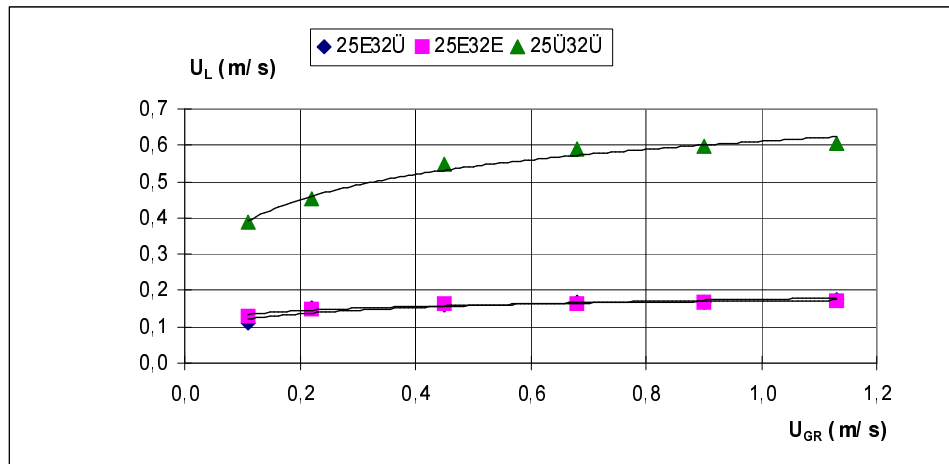
A 3/38. és 3/39. ábrán a különböző AD/AR arányú készülékekben a gázsebesség függvényében ábrázoltam a keveredési időket üres készülékben, és akkor, amikor a riserben statikus perdítőelemeket helyeztem el. Az ábrákon jól megfigyelhető, hogy az AD/AR arány növelése jelentősen növeli a keveredési időket.

3.6.2. Átlagos folyadéksebesség vizsgálata

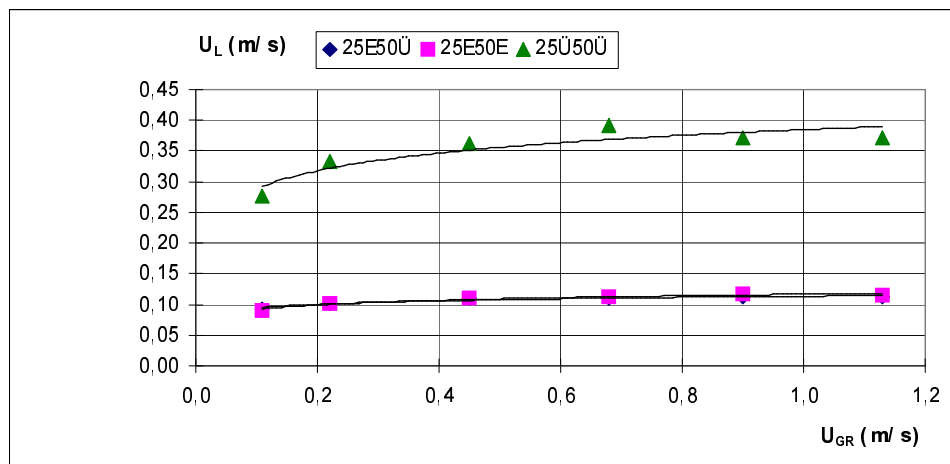
A külsőcirkulációs airlift berendezésben mért átlagos folyadéksebességeket a 3/40-3/43. ábrák tüntetik fel. A folyadéksebesség a teljes gázsebesség tartományban növekvő tendenciát mutat AD/AR aránytól függetlenül, ami konzekvens a keveredési idő mérési eredményekkel. Ugyanakkor egyben magyarázatot is ad arra, hogy a statikus keverővel ellátott készülékben mért keveredési idők miért növekednek meg jelentősen az üres készülékben mértékhez viszonyítva.



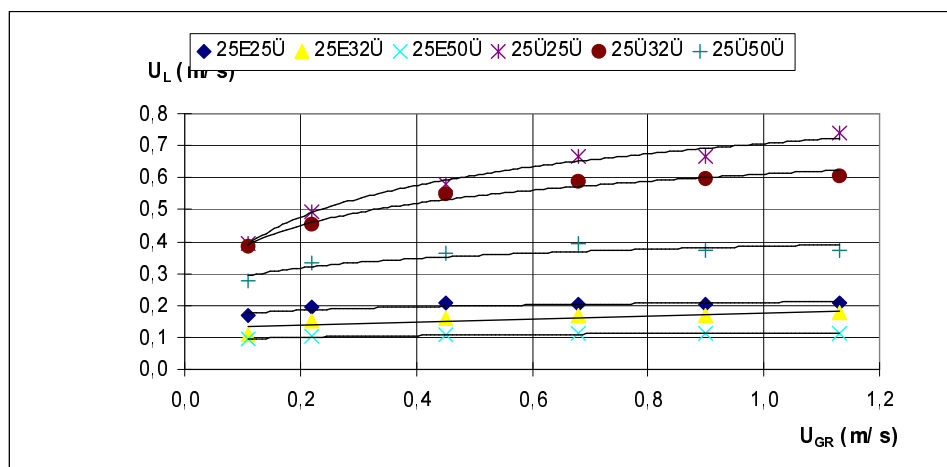
3/40. ábra. Átlagos folyadéksebesség változása AD/AR=1 aránynál



3/41. ábra. Átlagos folyadéksebesség változása AD/AR=1,85 aránynál



3/ 42. ábra. Átlagos folyadéksebesség változása AD/AR=4 aránynál



3/43. ábra. Átlagos folyadéksebesség változása különböző AD/AR aránynál

A statikus keverők jelentős ellenállása következtében az átlagos folyadéksebesség felére-harmadára lecsökken. Így az egységnyi idő alatt egy folyadéktérfogat rész kevesebb cirkulációs kört tesz meg a készülékben, lerontva ezzel a jelzőanyag elkeveredési lehetőségét. A meglepő viszont az, hogy gyakorlatilag nem változik az átlagos folyadéksebesség, ha mind a riserben, mind a downcomerben vagy csak a riserben van statikus keverő.

Ezen felül az is megfigyelhető, hogy míg az üres készülékben az átlagos folyadéksebesség kezdetben erőteljesen növekszik, majd határértékhez tart, addig a statikus keverővel ellátott készülékben már alacsony gázsebesség esetén is a folyadéksebesség majdnem eléri a határértéket.

A 3/43. ábrán a különböző AD/AR aránynál végzett méréseket mutatom be. Jól megfigyelhető, hogy az AD/AR arány növelésével csökken az átlagos folyadéksebesség értéke. Ugyanakkor a statikus keverővel végzett sebesség mérések szűk tartományban 0,1-0,2 m/s érték között változnak, míg üres készülék esetén az AD/AR arány változásával a görbék jól elkülönülnek egymástól, és széles folyadéksebesség tartományt (0,3-0,7 m/s) ölelnek át.

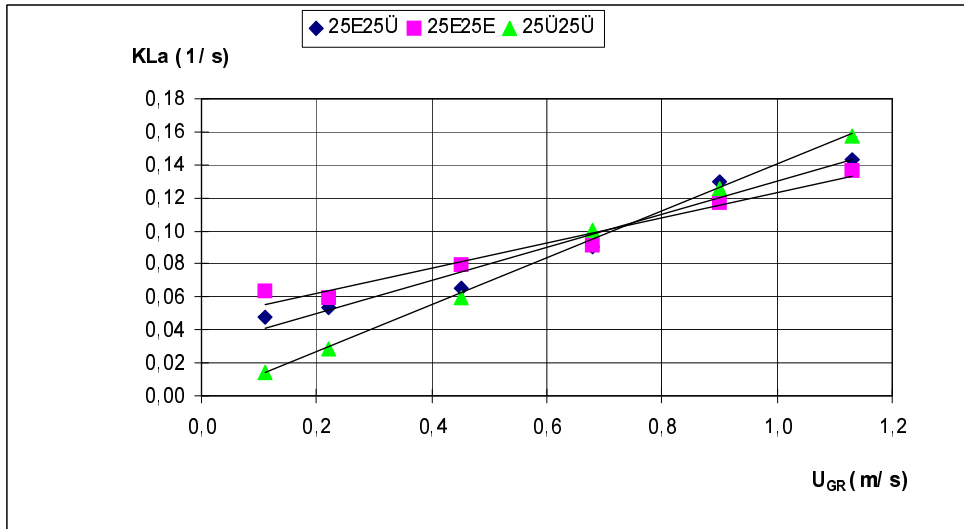
3.6.3. Az oxigénabszorpció sebességének vizsgálata

A 3/44-3/47. ábrán a különböző AD/AR arányú készülékben mért $K_{L,a}$ eredményeket szemléltetem a riser keresztmetszetére vonatkoztatott gázsebesség függvényében. Megállapítható, hogy a gázsebesség növelésével minden esetben növekszik a $K_{L,a}$ értéke.

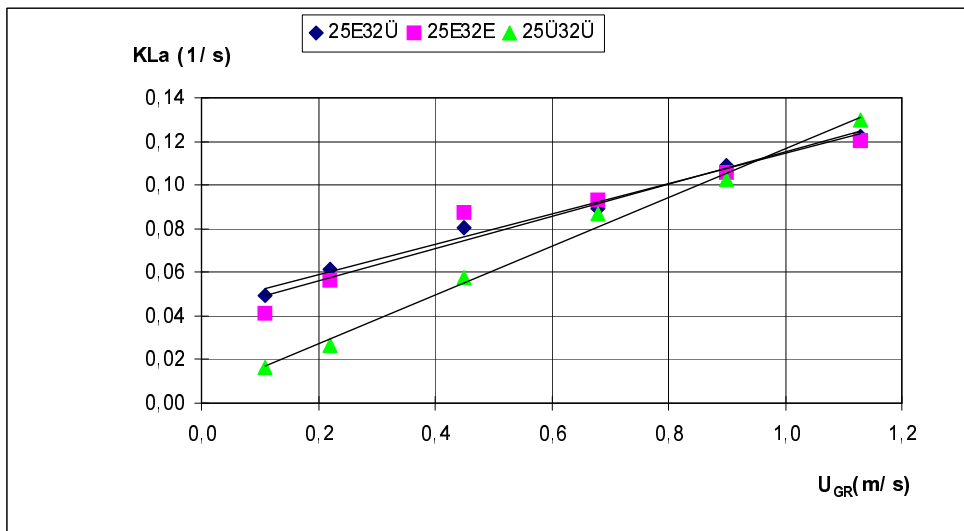
Megfigyelhető, hogy AD/AR=1 arányú készülékben 0,6 m/s gázsebesség alatt jól érvényesül a statikus keverő diszpergáló hatása, ami miatt nagyobbak a $K_{L,a}$ értékek, mint az üres készülékben (3/44.ábra). Ugyanakkor az is megfigyelhető, hogy ha a riserben és a downcomerben is van statikus keverő, akkor magasabb $K_{L,a}$ értékeket kaptunk, mint amikor csak a riserben volt. Nyilvánvaló ez a jelenség a lefelé áramló zónába elragadott buborékok diszpergálásának az eredménye. Érdekes, hogy 0,6 m/s gázsebesség felett az üres készülékben mértük a magasabb $K_{L,a}$ értéket. A vizuális megfigyelés alapján elmondhatjuk, hogy ilyen magas gázsebességnél már nem buborékos az áramlás, ami okozza a nagyobb anyagátadási értékeket. Az AD/AR=1,85 arányú készülékben érdekes módon ez a kb. 0,6 m/s-hoz tartozó metszéspont kitolódik a kb. 0,9 m/s értékre (3/45.ábra).

Tovább növelve az AD/AR arányt (AD/AR=4) ez a metszéspont visszacsúszik a kb. 0,5 m/s gázsebesség értékhez (3/46.ábra). Ezek alapján feltételezhető, hogy valahol egy optimális értéknek kell lennie.

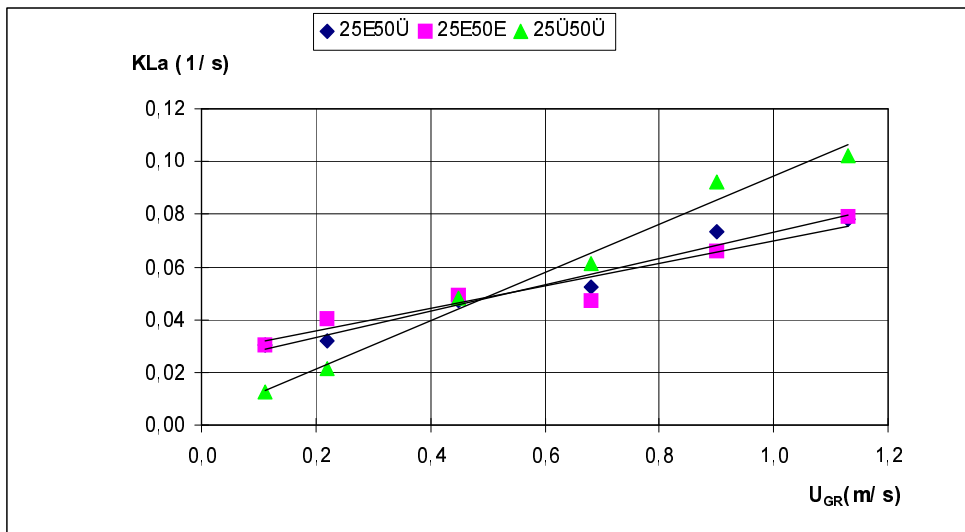
Az AD/AR arány változtatásának $K_{L,a}$ -ra gyakorolt hatását a 3/47. ábra mutatja. Az ábrán megfigyelhető, hogy a downcomer felületének növelésével a görbék meredeksége és ezzel együtt az átadási tényező értéke rendre csökken. Ez a jelenség azzal magyarázható, hogy alacsony AD/AR aránynál, amikor a downcomerben a folyadéksebesség nagy, akkor sok levegőbuborékot tud magával ragadni a folyadék, ami kedvezően hat az anyagátadási folyamatokra.



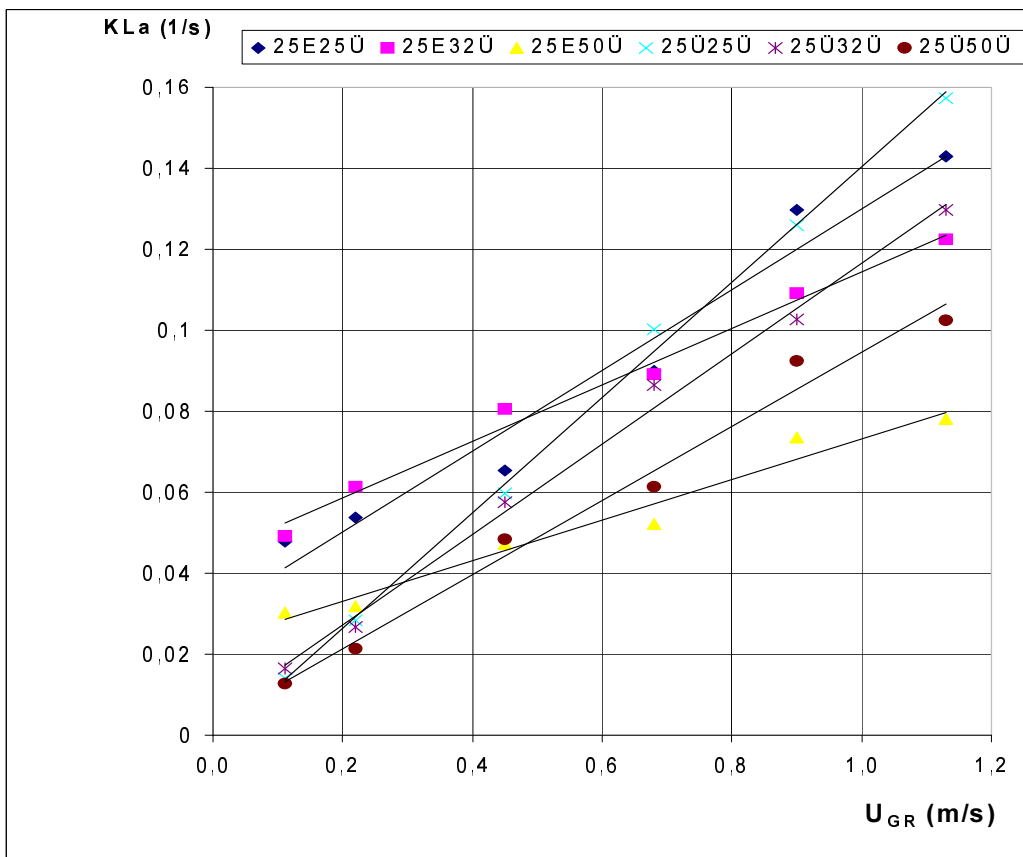
3/44. ábra. K_{La} változása a gázsebesség függvényében $AD/AR=1$ aránynál



3/45. ábra. K_{La} változása a gázsebesség függvényében $AD/AR=1,85$ aránynál



3/46. ábra. K_{La} változása a gázsebesség függvényében $AD/AR=4$ aránynál



3/47. ábra A K_{La} változása a gázsebesség függvényében különböző AD/AR arányoknál

3.7. A síkfenekű állóhengeres modelltartály keveredési vizsgálata és a mérési eredmények értékelése

A berendezésben három féle mérést végeztem.

Az **első esetben** a recirkulációs áramot a tartály aljáról tangenciálisan szívattam el és az un. sugárkeverőre forgattam vissza. A méréshez a meleg vagy hideg folyadékáramot a tartály közepébe vezettem.

A **második esetben**, hasonlóan az elsőhöz, a recirkulációs áramot szintén a sugárkeverőre forgattam vissza, de a méréshez a hideg vagy meleg vizet a recirkuláltatott folyadékhoz kevertem.

A **harmadik esetben** a keveréshez a találmányunk [103] szerinti spirál csövet használtam. Mind a recirkuláltatott, mind a tartályba bevezetett hideg vagy meleg vizet ebbe az alsó furatokkal ellátott spirál csőbe vezettem vissza. A tartályból a vizet a tartály felső részének közepéről szívattam el.

Minden egyes kiépítési variációnál a méréshez konstans kb. 600l/h hideg vagy meleg vizet használtam. A pontos mennyiséget az áramlásmérővel mértem és a számítógépes adatgyűjtő rendszerrel regisztráltam. Három különböző recirkuláltatott folyadék árammal végeztem a keveredési vizsgálatokat. Ezek a mennyiségek rendre 34000 l/h, 3400 l/h és 340 l/h voltak, azaz a készülék keresztmetszetre vonatkozó lineáris sebességek ekkor 0,0084; 0,00084; 0,000084 m/s .

A mérési eredményekből a modell segítségével kiszámítottam, hogy a bevezetett folyadékáram hogyan oszlik meg a 27 cella között. A modellből számított összes anyagáramot összehasonlítottam a valóságban bevezetett folyadék mennyiségével, és ha az eltérés 6%-on belül volt, elfogadtam a mérést. Nyilvánvaló, hogy abban az esetben, ha tökéletesen kevert a tartály, akkor minden egyes cellára huszonhated rész vízmennyiség fog jutni. Minél nagyobb az ettől való eltérés annál rosszabb a keveredés. Ezért az egyes cellákra jutó folyadékáram mennyiséget ábrázoltam a cellaszám függvényében és a gyakorlati szórás négyzet értékek (σ^2) nagyságából következtettem a keveredés mértékére.

További kiértékelési lehetőséget adott a cellafelosztás. A tartály alján, közepén és tetején (ALSÓ, KÖZÉPSŐ, FELSŐ) 9-9 cella volt. Így a három folyadék réteg közötti anyagáram eloszlást is vizsgálni tudtam. Mivel a sugárkeverő esetében a tartály közepére vezettem be a meleg vizet és feltételeztem, hogy közel azonos

áramok mennek a tartály fala felé, ezért a középső három cella, (KÖZPONT) majd a körgyűrűben levő három cella (GYŰRŰ) és a tartály palástja melletti három cella (FAL) anyagáramának az összege szintén információt szolgáltat a keveredés mértékéről. Ezeken felül, mivel 120°-os sugár mentén volt felosztva a tartály és egy egy körcikkekben három cella helyezkedik el, ezen körcikkekre jutó anyagáram is információt ad az eloszlásra. Ezt azért érdemes megtenni, mert feltehetőleg abban a körcikkekben, ahonnan a szivattyú kiszívja a recirkuláltatott folyadékot, valamint abban a körcikkekben, ahol a folyadék kivezetése van, az anyagáramokban eltérésnek kell lenni.

3.7.1. A sugárkeverővel végzett mérések és értékelésük

Az **első eset** szerinti sugárkeverővel végzett keveredési kísérletek eredményeit a 3/46-3/55 ábrán mutatom be.

340 l/h cirkulációs folyadékáram esetében, amikor a melegvizet nem a cirkulációs áramba vezettem a 3/46. ábrán jól megfigyelhető a jelentős mértékű inhomogenitás. Gyakorlatilag a tartály alján lévő 1-9 cellában nincs anyagforgalom. Ez azzal magyarázható, hogy ilyen kicsi mennyiség nem hoz létre olyan áramlási sebességet, amely kellőképpen el tudná keverni a meleg vizet a tartályban. Sőt mi több, elősegíti a bevezetett melegvíz áram szabadkonvekciós felfelé indulását.

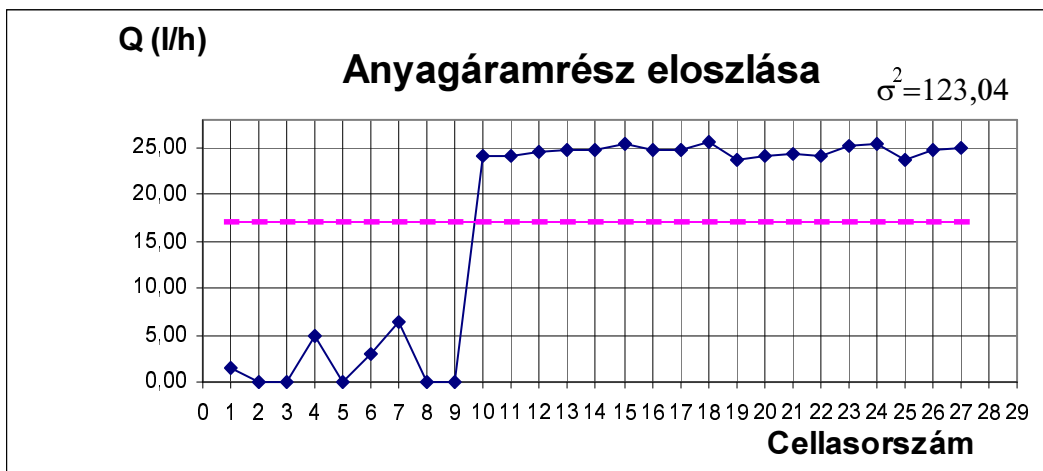
A bevezetett és számolt anyagáram is 20% mérleghiányt mutat, ami nem lehetséges. A számítás csak úgy adhat ilyen hiányt, ha az 1-9 cellák hőmérsékletét mérő ellenállás hőmérők által reprezentált térfogat a hőáram számára nem hozzáférhető, tehát holttér.

A 3/47. ábrán az oszlopdiagramok is jól mutatják az inhomogenitást, de azt is, hogy a középső és a felső részben már egész homogén az anyagáramok eloszlása. Ugyan ez figyelhető meg a kördiagramok esetében is.

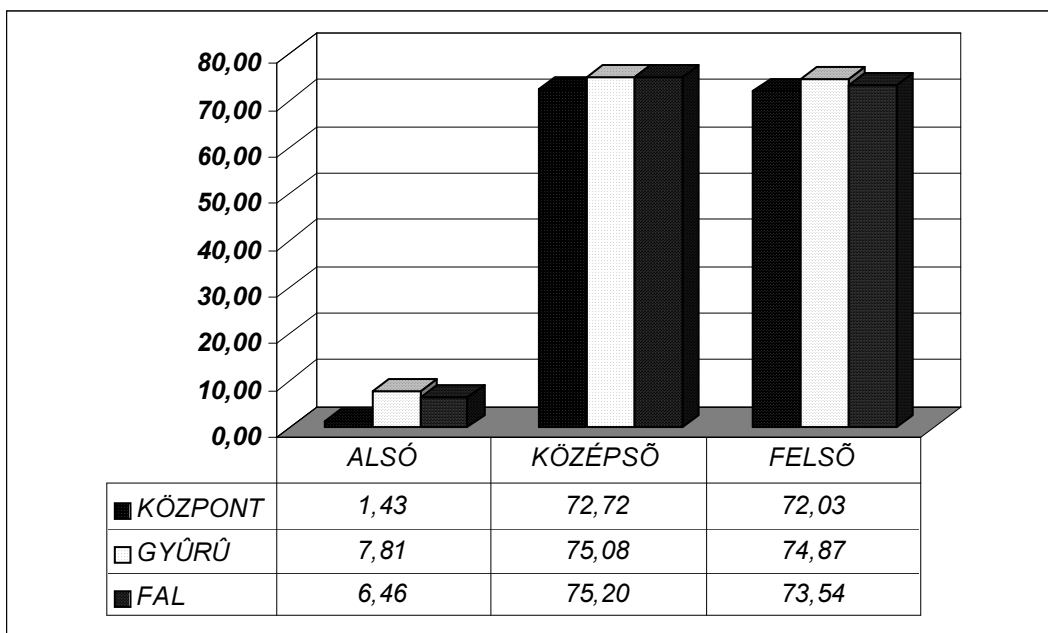
A 3400 l/h cirkulációs folyadékáram esetében a szórás értéke csökkent az előzőhöz viszonyítva és a számolt és mért anyagáram már 6% alatt volt. A 3/49. ábrán jól megfigyelhető hogy még ennél a recirkuláltatott mennyiségnél is az alsó 9 cellába kevesebb anyag jut. Ezt támasztja alá a 3/50 ábra is. A felső zónába jut a legtöbb folyadék áram, nyilvánvalóan a szabadkonvekció hatásának eredményeként is. Ezt igazolja a 3/51. ábra is. Valamint jól megfigyelhető, hogy a legnagyobb mennyiség a

21+24+27 cellák összege. Ez magyarázható azzal, hogy a tartályból a víz kivezetése ebből a körcikkből történik.

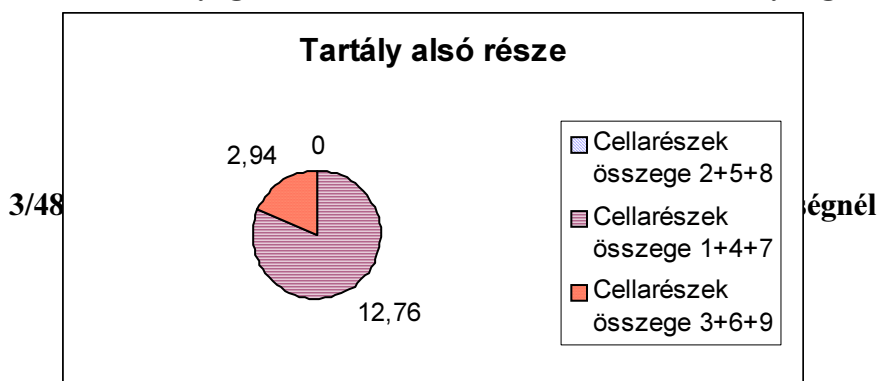
A 3/52 ábra a 34000 l/h recirkulációs árammal végzett mérést mutatja. A szórás értéke kicsi, ami bizonyítja a jól kevert állapotot. Ezt támasztja alá a 3/53. ábra is. Gyakorlatilag homogén az anyagáram eloszlás. A 3/54 ábra hasonló képet mutat, de egy kis anyagtöbblet jelentkezik a kördiagramok alsó zónájában. Az érdekessége ennek az eredménynek az, hogy nem is innen történik sem a szivattyús elszívás, sem a kivezetés. A jelenség magyarázata az, hogy ekkora recirkulációs áramnál a tangenciális szívás következtében bepörög a folyadék és így egy kis folyadék többlet a szomszédos körcikkekben jelentkezik.

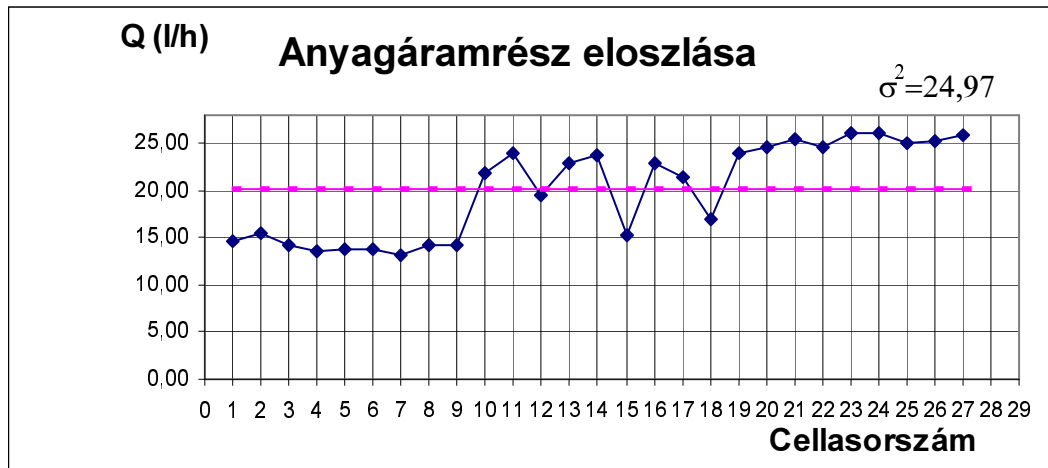


3/46. ábra Anyagáram eloszlása 340 l/h cirkulációs mennyiségnél

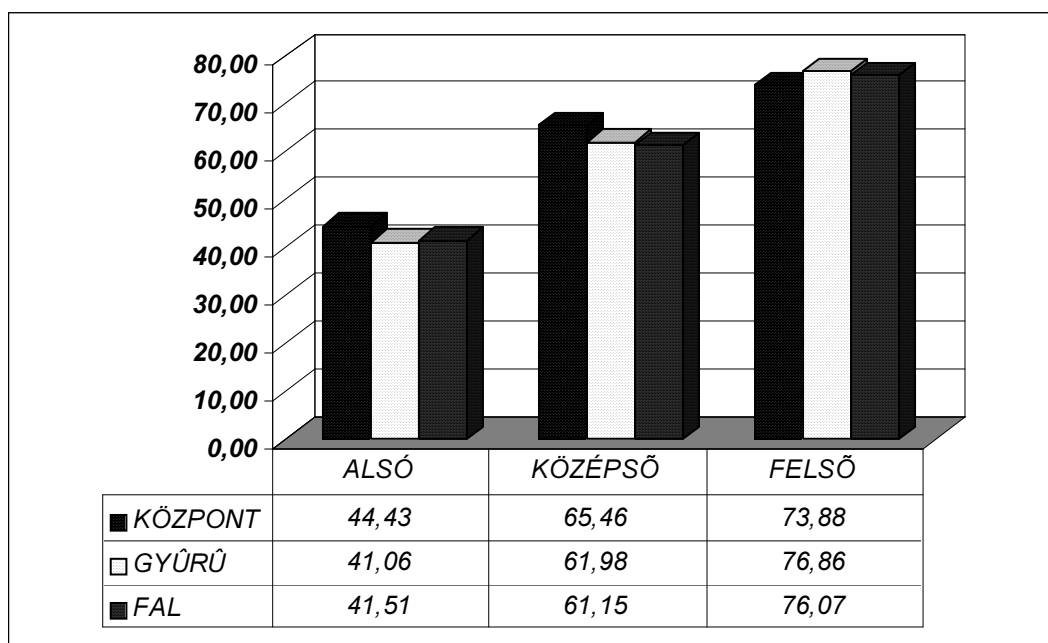


3/47. ábra. Anyagáram eloszlása 340 l/h cirkulációs mennyiségnél

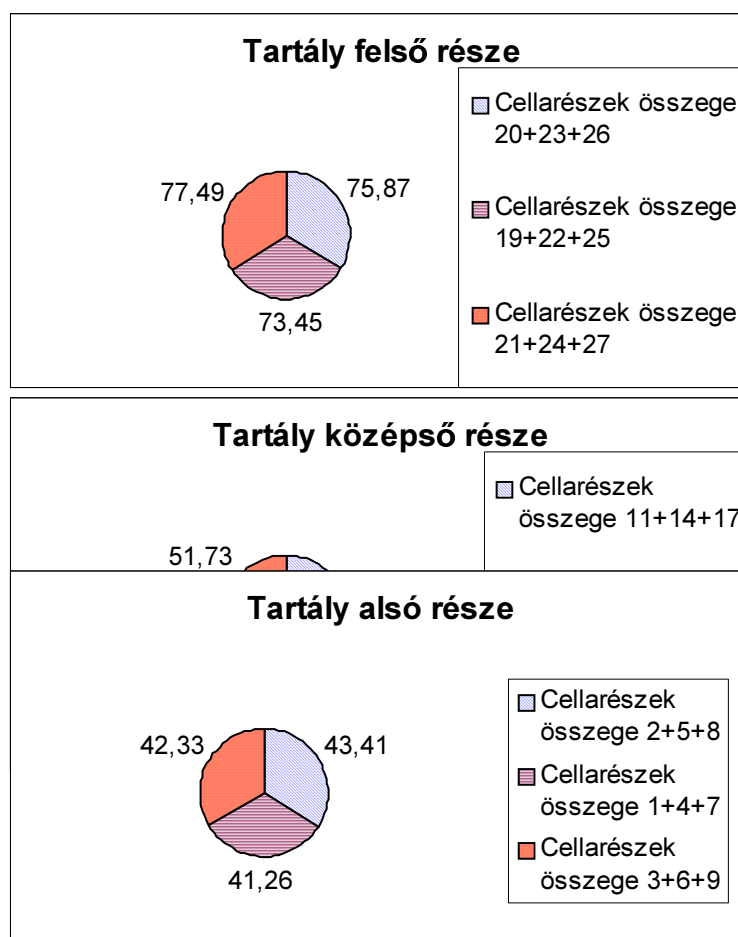


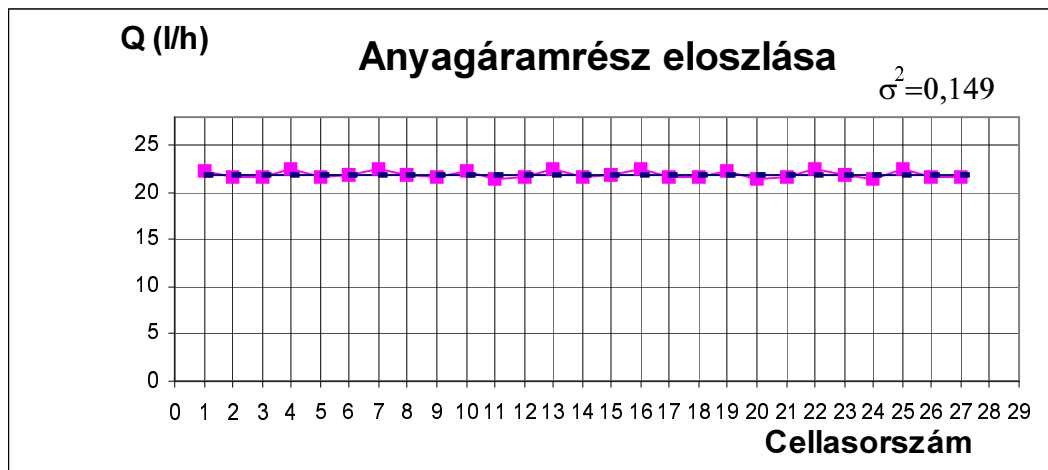


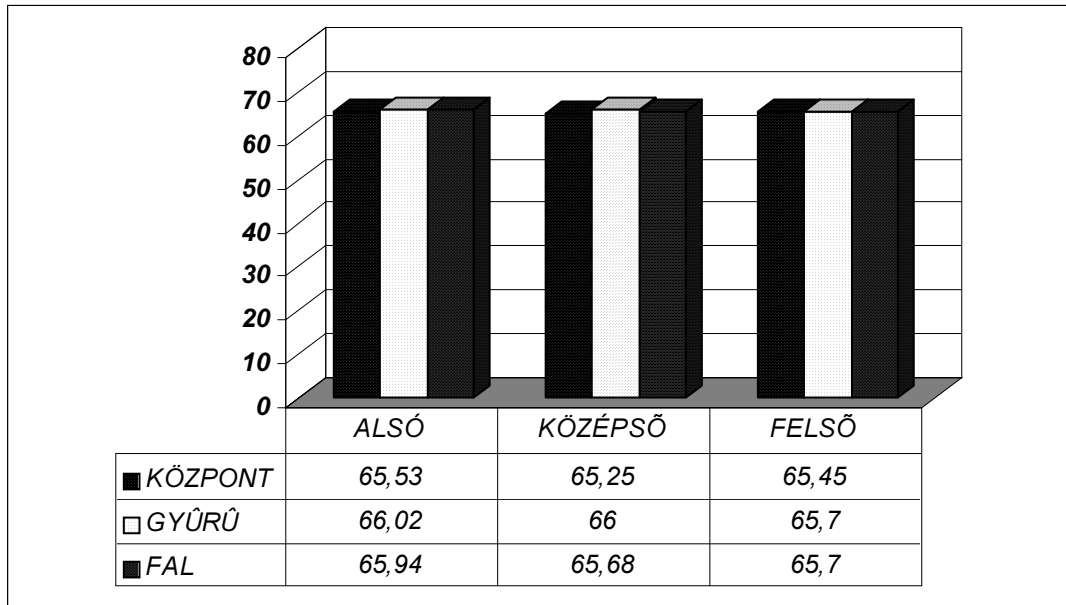
3/49. ábra. Anyagáram eloszlása 3400 l/h cirkulációs mennyiségnél



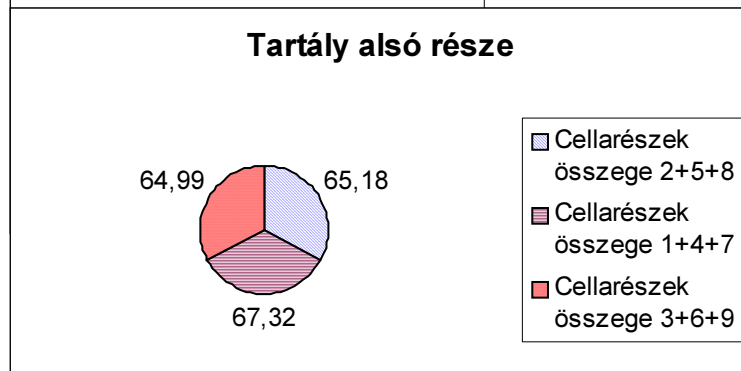
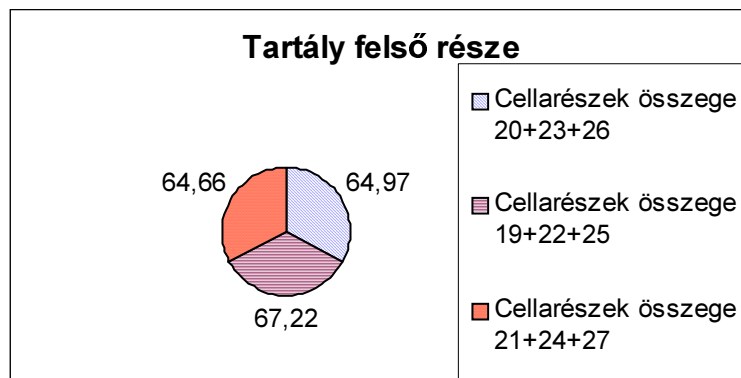
3/50.ábra. Anyagáram eloszlása 3400 l/h cirkulációs mennyiségénél



3/51. ábra. Anyagáram eloszlása 3400 l/h cirkulációs mennyiségénél**3/52. ábra. Anyagáram eloszlása 34000 l/h cirkulációs mennyiségénél**



5/53. ábra. Anyagáram eloszlása 34000 l/h cirkulációs mennyiségénél



3/54. ábra. Anyagáram eloszlása 34000 l/h cirkulációs mennyiségénél

A második esetben a recirkulációs áramhoz kevert hideg vagy meleg vízel kapott eredményeket a 3/55-3/63. ábrán mutatom be. Ezek a mérések sokkal kisebb szórást mutatnak, mint az előző mérések (3.5.táblázat). Ezzel igazoltam az irodalomban is leírtakat, hogy jet keverés esetében sokkal jobb keveredést lehet elérni, ha a bekeverendő anyagot a recirkulációs áramba vezetjük. Bár az is igaz, hogy a 340 l/h recirkulációs áramhoz hozzákevert ~ 600 l/h folyadék miatt a sugárkeverőre jutó kinetikus energia is majdnem háromszorosa, mint az előző első mérésnél. A 3/56 ábrán azért még itt is felfedezhető, hogy a felső zónába több anyag kerül, ami a szabadkonvekció még érzékelhető hatását bizonyítja.

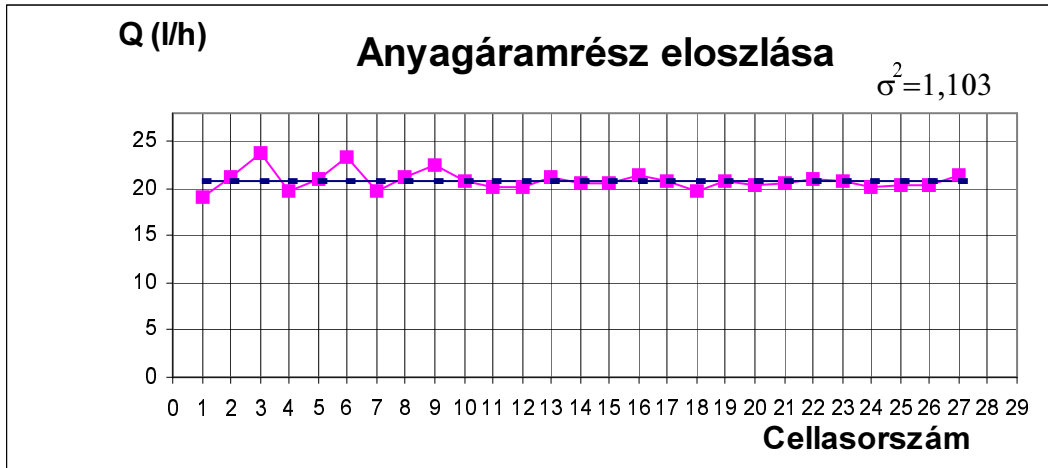
A 3/57 ábrán csak a tartály alsó részében figyelhető meg egyfajta inhomogenitás, ami a tangenciális elszívásból adódik.

A 3/58-3/59 ábrákon, ahol a recirkulációs áram $3400+\sim 600$ l/h volt, már eltűnnek a szabadkonvekciót megfigyelhető folyamatok, de természetesen ez nem azt jelenti, hogy nincsenek. A szórásérték csökkenése egyértelműen a jobb keveredést igazolja. A tartály alsó zónájában megfigyelhető enyhe anyagáram többlet is mutatja a kényszerkonvekció túlsúlyát. A 3/60. ábrán a körcikkek elemzése már a folyadék bepörgését igazolja.

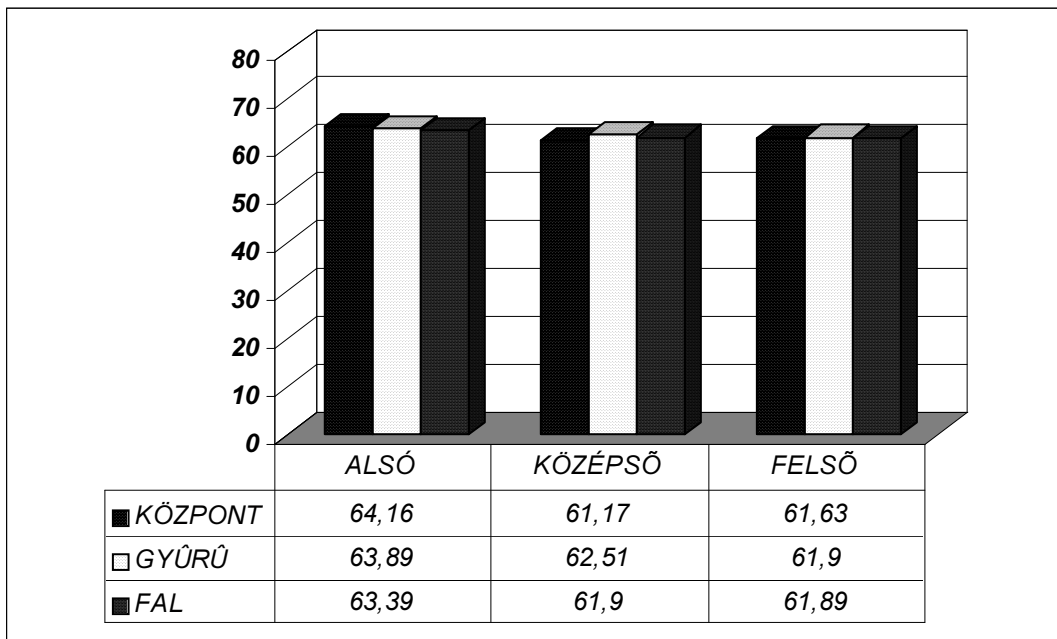
A $34000+\sim 600$ l/h folyadék árammal végzett mérési eredmények (3/61-3/63. ábra) egy kifejezetten jól kevert tartályra utalnak. A szórás alapján is látszik, hogy csak nagyon kicsi anyagáram eltérések mutatkoznak. A kicsi anyagáram többlet a gyűrű és a fal melletti cellákban mutatja a sugárkeverő áramlásirányító hatását. Az elszívásból adódó bepörgés is kimutatható.

σ^2	első eset			második eset		
	340 l/h	3400 l/h	34000l/h	340+600 l/h	3400+600 l/h	34000+600 l/h
	123,04	24,97	0,149	1,103	0,856	0,154

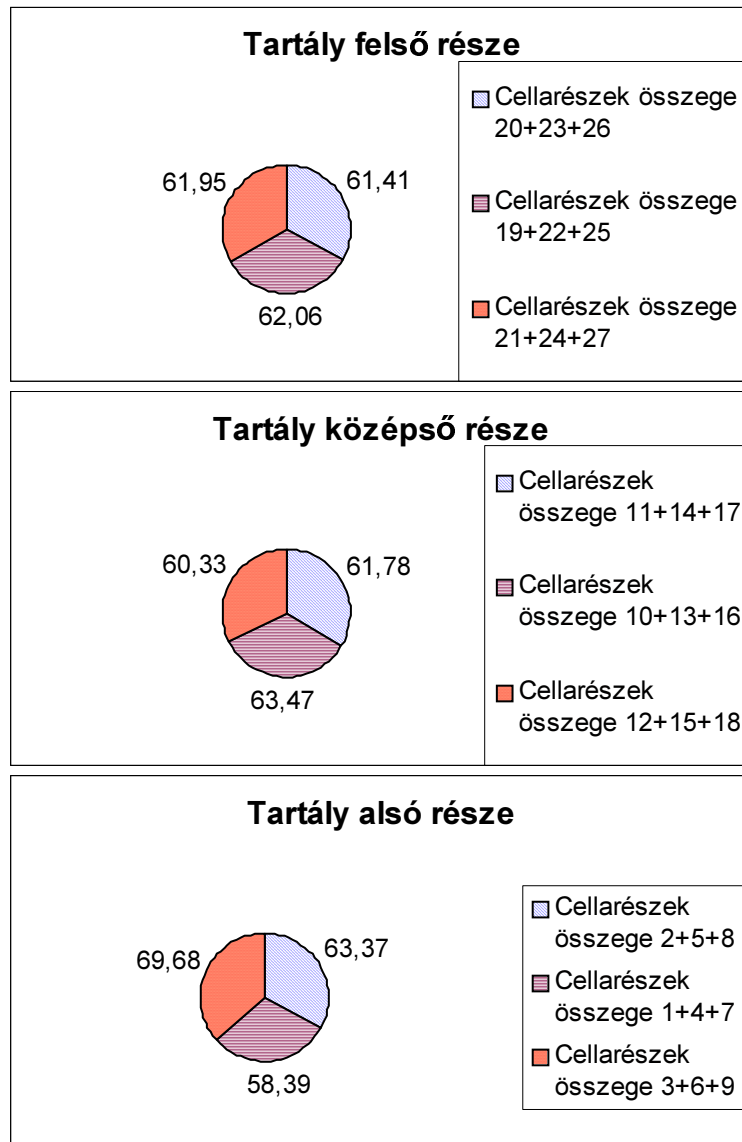
3.5. táblázat A szórásnégyzet értékek a sugárkeverős méréseknél



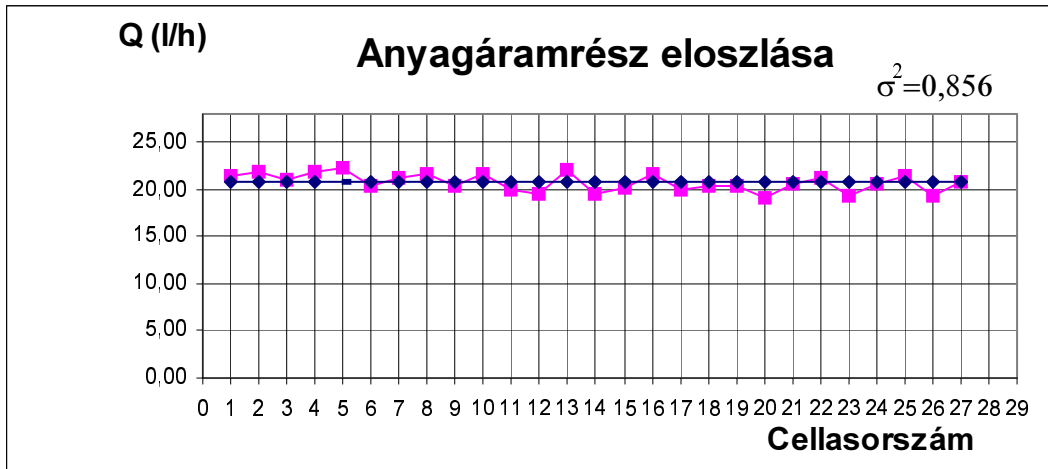
3/55. ábra. Anyagáram eloszlása 340+~600 l/h cirkulációs mennyiségénél



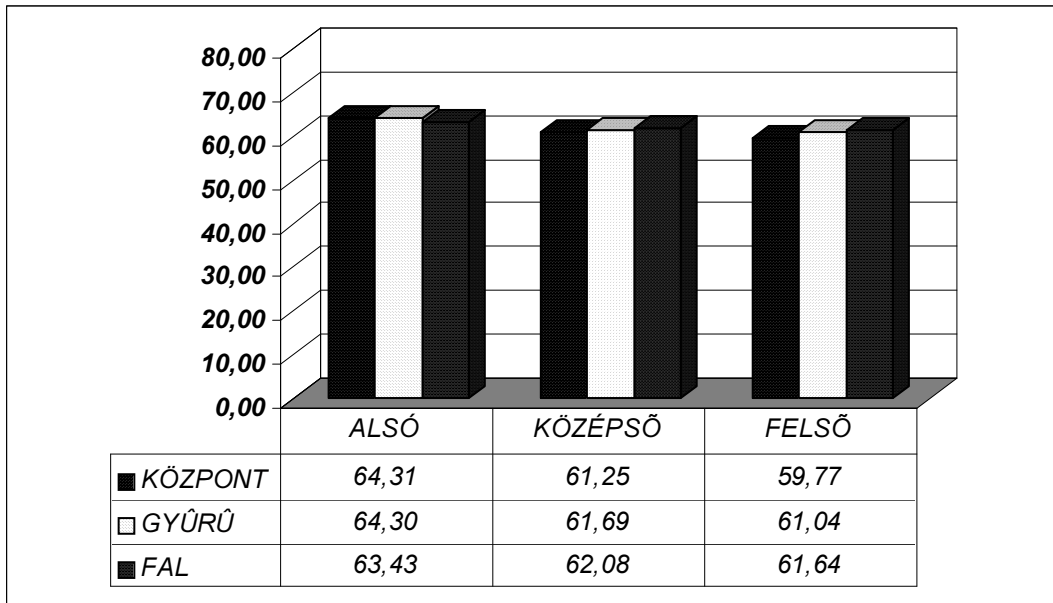
3/56. Anyagáram eloszlása 340+~600 l/h cirkulációs mennyiségénél



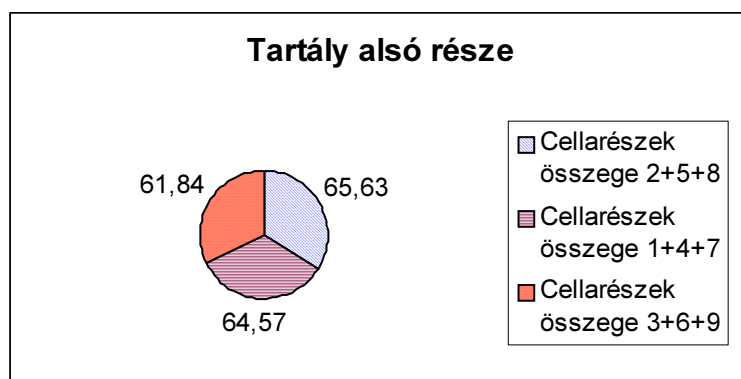
3/57. ábra. Anyagáram eloszlása 340+~600 l/h cirkulációs mennyiségénél

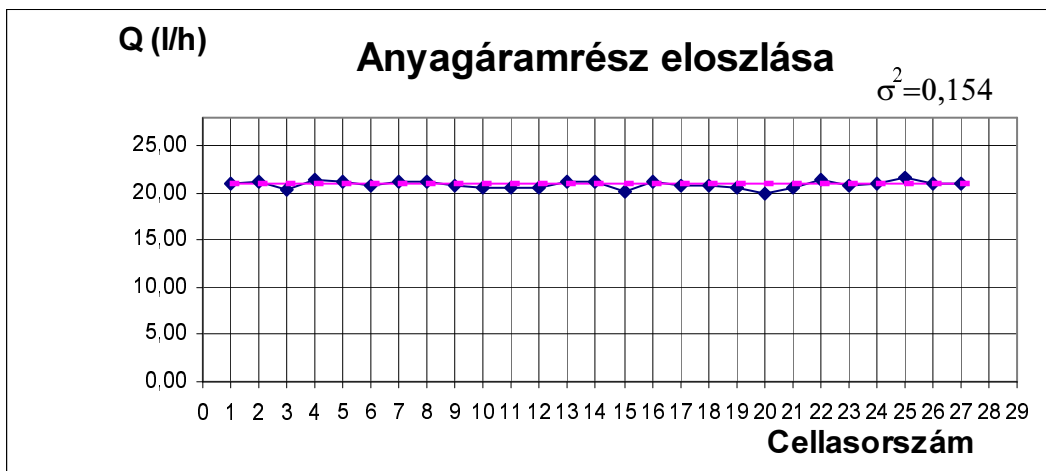


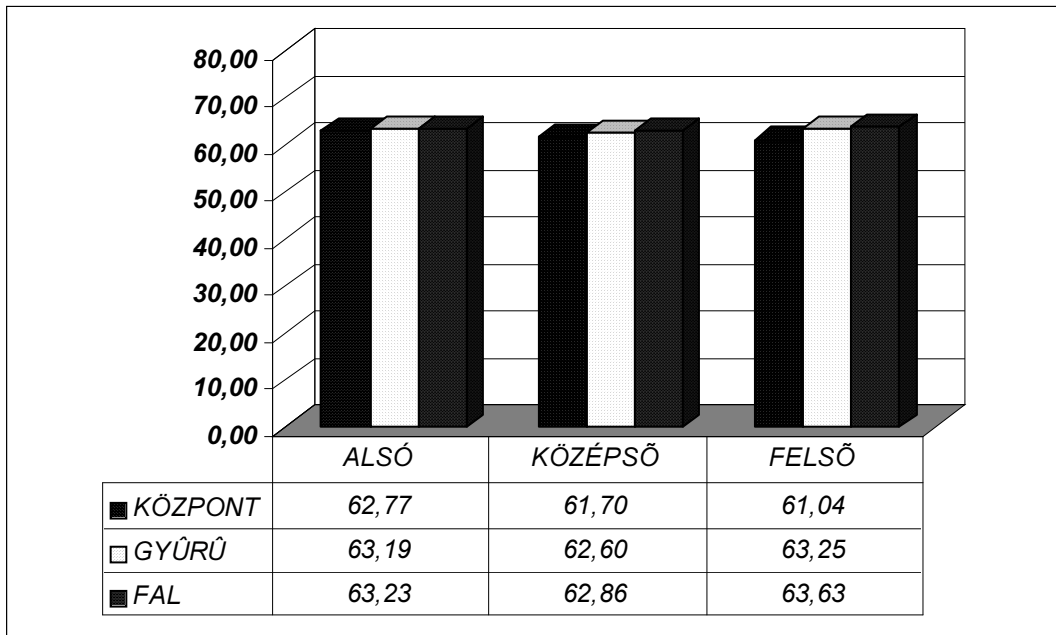
3/58. ábra Anyagáram eloszlása 3400+~600 l/h cirkulációs mennyiségénél



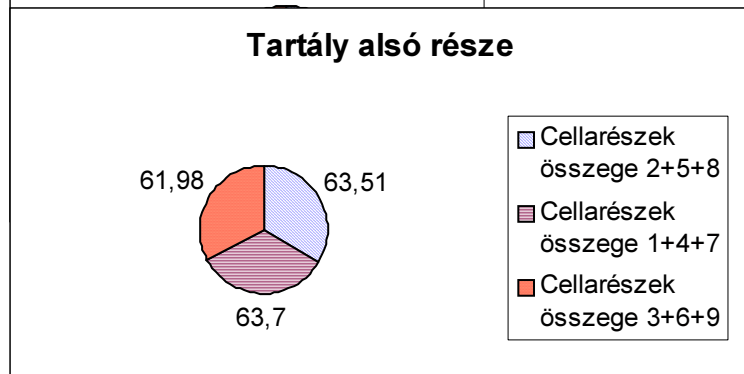
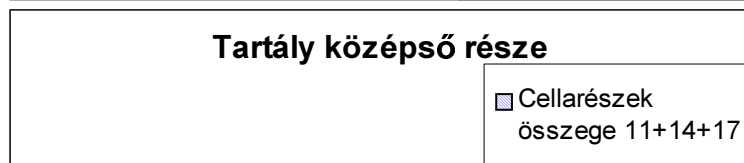
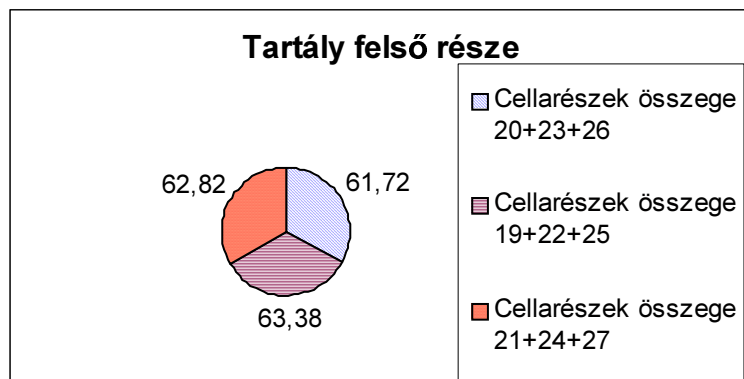
3/59. ábra. Anyagáram eloszlása 3400+~600 l/h cirkulációs mennyiségénél



3/60. ábra. Anyagáram eloszlása 3400+~600 l/h cirkulációs mennyiségénél**3/61. ábra Anyagáram eloszlása 34000+~600 l/h cirkulációs mennyiségénél**



3/62. ábra. Anyagáram eloszlása 34000+~600 l/h cirkulációs mennyiségnél



3/63. ábra. Anyagáram eloszlása 34000+~600 l/h cirkulációs mennyiségnél

3.7.2. A spirálkeverővel végzett mérések és értékelésük

A 3/64-3/72. ábrákon a harmadik eset szerinti spirál keverővel végzett méréseket szemléltetem.

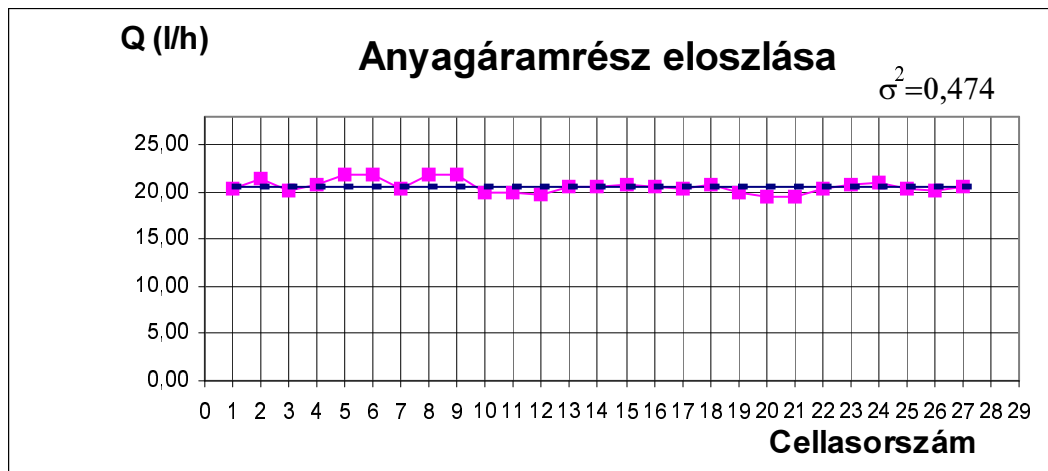
Ebben az esetben is a recirkulált anyagáramhoz vezettem a ~600 l/h hideg vagy meleg vizet. Már a 340+600 l/h, spirálba bevezetett mennyiség is homogén eloszlást mutat. A cellákra jutó mennyiségek szórása 0,5 alatt van, szemben a sugárkeverős 123 illetve 1,103 értékekkel (3.6.táblázat). A 3/65 ábrán tapasztalható alsó részben levő anyag többlet az itt viszonylag egyenletesen megjelenő recirkulált áramból ered. Úgy tűnik, hogy a középső része a tartálynak egy kissé rosszabbul kevert, ami egyértelműen azzal magyarázható, hogy a spirálban feltekert csövet nem lehet egészen betekerni a tartály közepébe, mivel itt van az egyik betáplálás is. A körcikkek alapján elmondható, hogy a tartály alsó részein jelentkező kis inhomogenitást a középső és felső zónában kiegyenlítődik.

A 3400+600 l/h folyadékáram (3/67-3/69. ábra) jól kiegyenlített áramlási képet mutat. Kisebb az egyes cellákra jutó folyadékáram egyenetlenség, mint a sugárkeverő esetében. A körcikkek elemzése is jó homogenitást igazol.

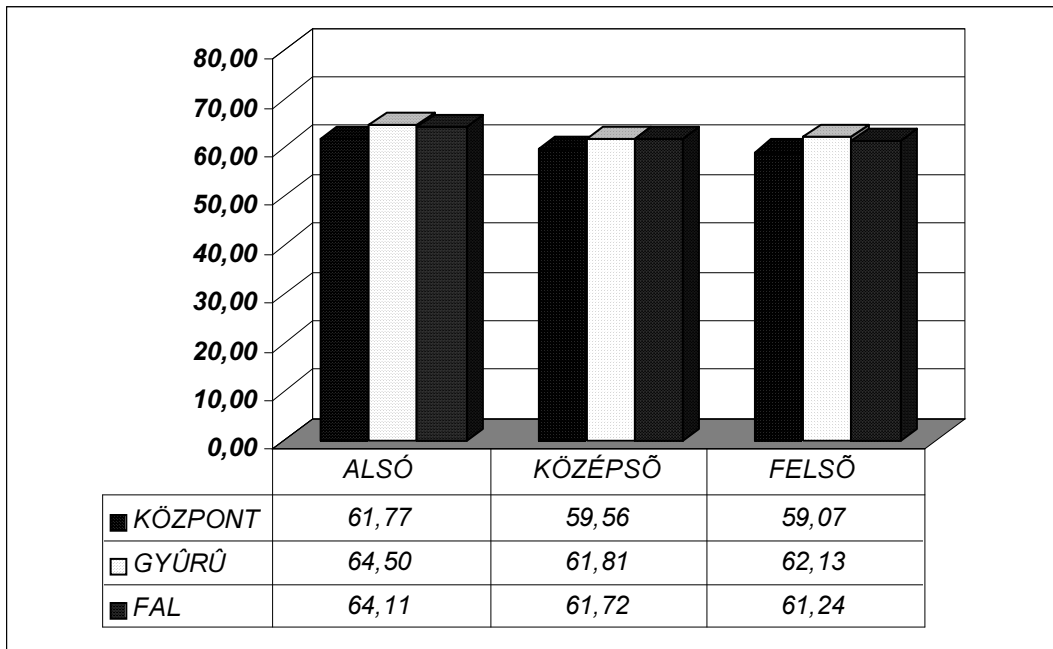
A 3/70-3/72. ábrák a 34000+600 l/h folyadékmennyiséggel végzett mérésekre vonatkoznak. Minden szempontból jól kevert a rendszer. A cellák közötti anyagáram eloszlást jellemző szórás érték csak egy kicsivel rosszabb, mint sugárkeverő esetében. Ez nyilvánvaló, hiszen a keverés mechanizmusában nagy különbség van. Míg sugárkeverő esetében lokálisan a középpontban nagyok a folyadéksebesség vektorok, addig spirált alkalmazva az egész felületre elosztott folyadékáram csak kicsi helyi sebességvektorokkal jellemezhető.

σ^2	harmadik eset		
	340+600 l/h	3400+600 l/h	34000+600 l/h
	0,474	0,34	0,21

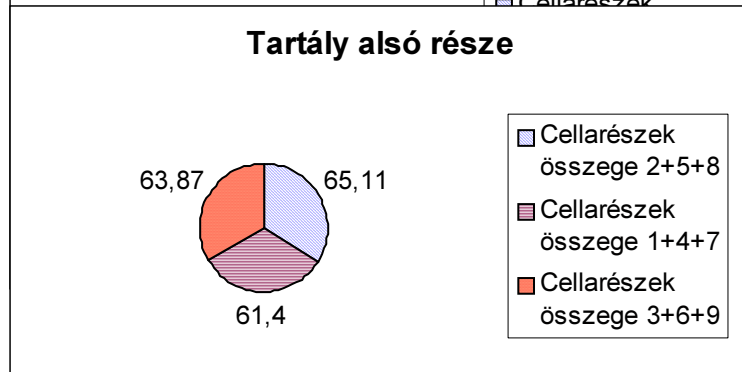
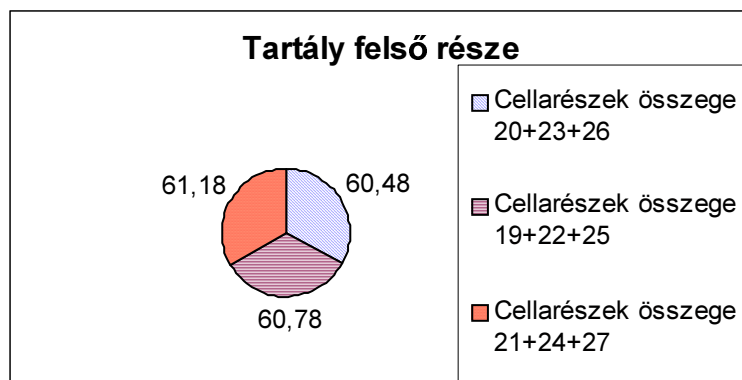
3.6. táblázat A szórásnégyzet értékek a spirálkeverős méréseknél



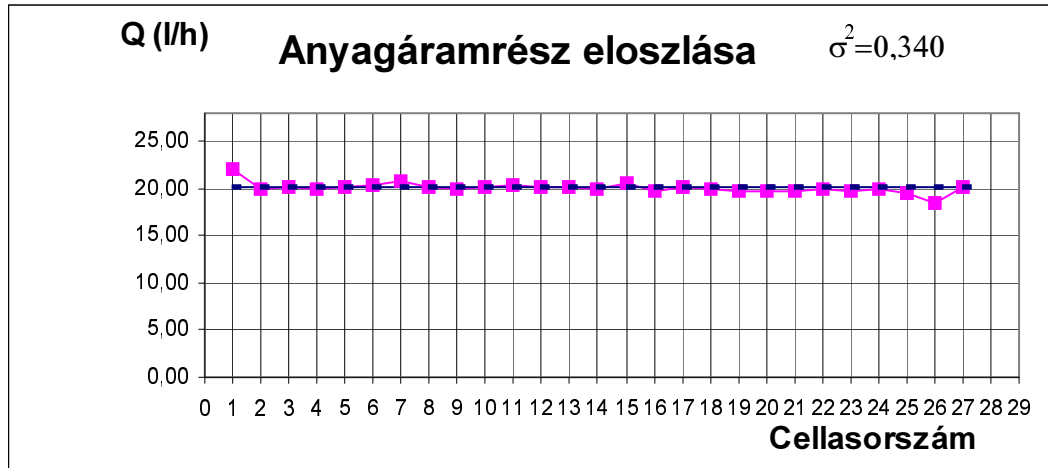
3/64. ábra. Anyagáram eloszlása 340+~600 l/h cirkulációs mennyiségénél spirálkeverőnél



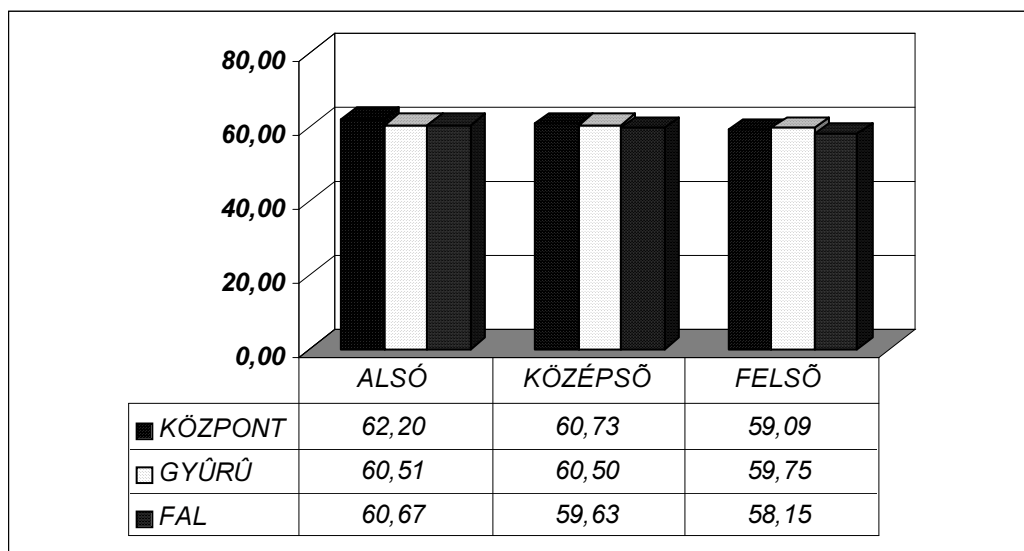
3/65. ábra. Anyagáram eloszlása 340+~600 l/h cirkulációs mennyiségnél spirálkeverőnél



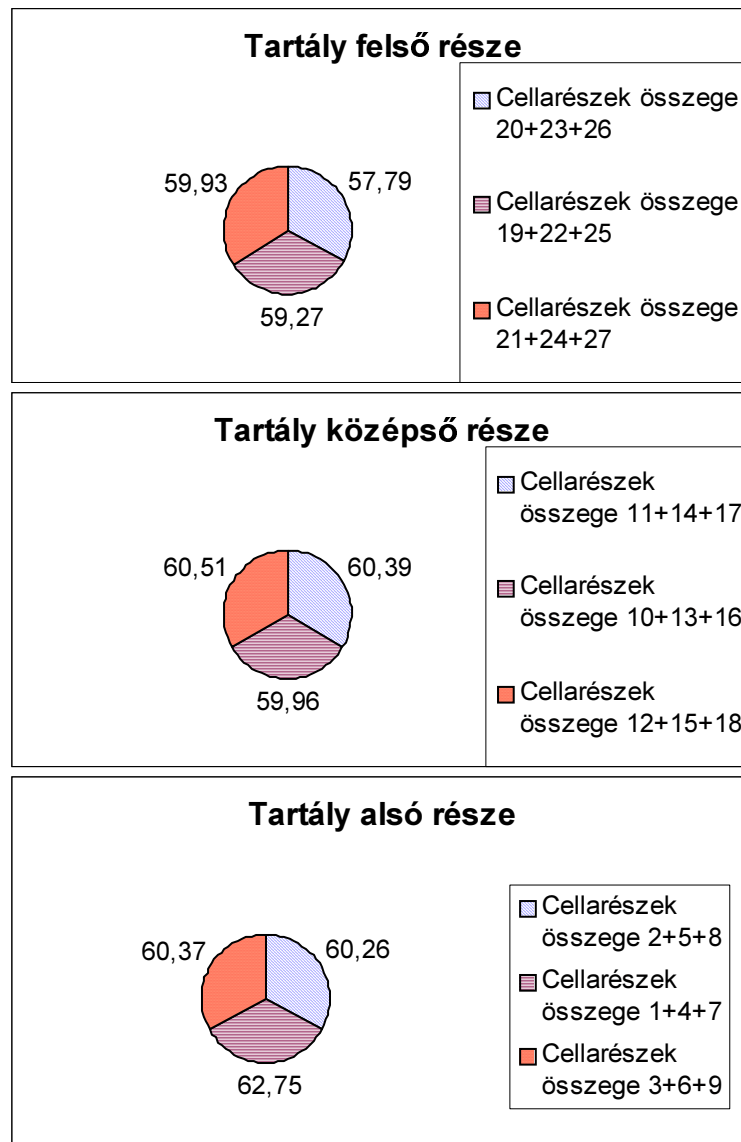
3/66. ábra. Anyagáram eloszlása 340+~600 l/h cirkulációs mennyiségénél
spirálkeverőnél



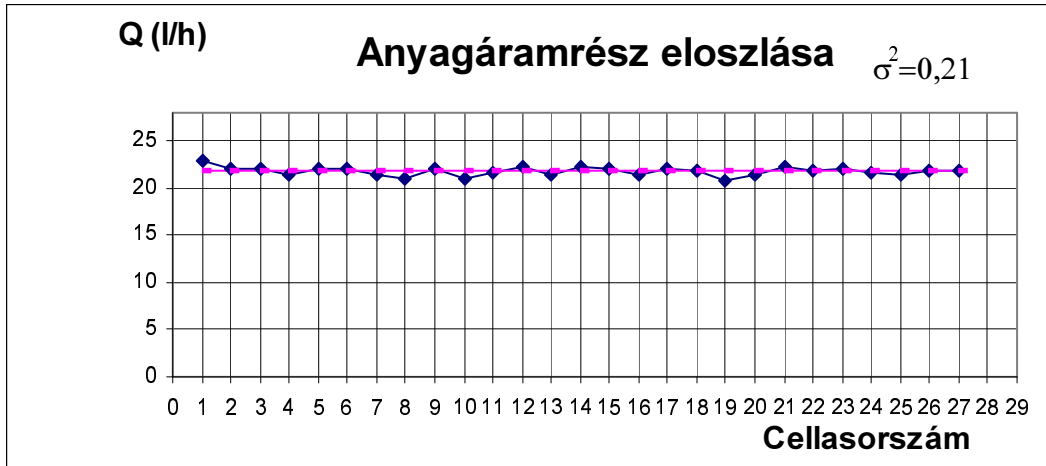
3/67. ábra. Anyagáram eloszlása 3400+~600 l/h cirkulációs mennyiségénél
spirálkeverőnél



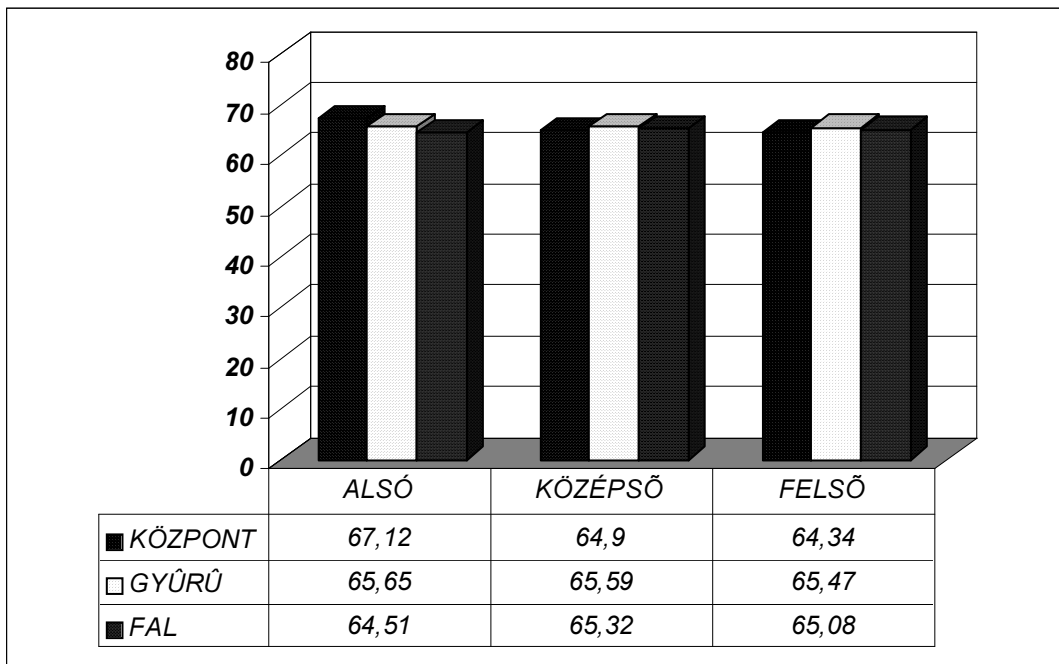
3/68. ábra. Anyagáram eloszlása 3400+~600 l/h cirkulációs mennyiségénél
spirálkeverőnél



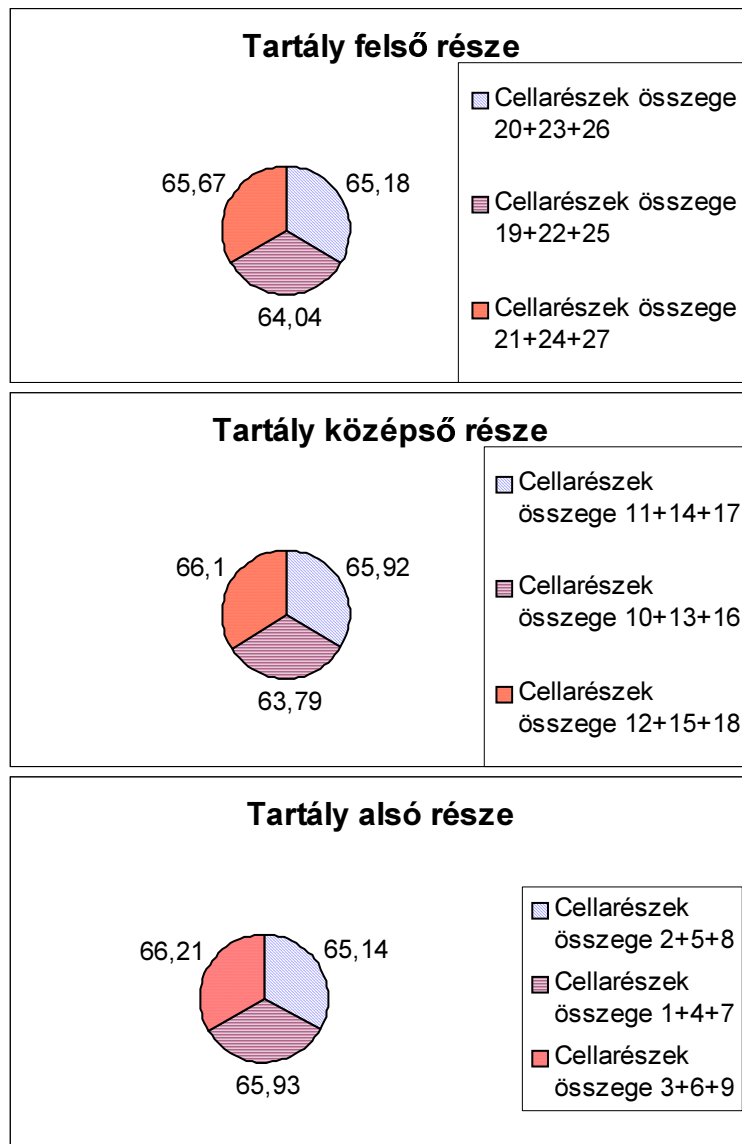
3/69. ábra. Anyagáram eloszlása 3400+~600 l/h cirkulációs mennyiségénél
spirálkeverőnél



3/70. ábra. Anyagáram eloszlása 34000+~600 l/h cirkulációs mennyiségénél spirálkeverőnél



3/71. ábra. Anyagáram eloszlása 34000+~600 l/h cirkulációs mennyiségnél spirálkeverőnél



3/72. ábra. Anyagáram eloszlása 34000+~600 l/h cirkulációs mennyiségnél spirálkeverőnél

Összefoglalás

Kísérleti munkámban három különböző AD/AR arányú belső cirkulációs **laboratóriumi** és **nagylaboratóriumi** airlift reaktort vizsgáltam keveredés, átlagos folyadéksebesség és anyagátadás szempontjából. Az AD/AR arányt az irodalomtól eltérően extrém magas (AD/AR=18) értékig növeltem annak érdekében, hogy a riser hatásának növelésére információt kapjak. A riser keresztmetszetére vonatkozó gázsebességet, melynek függvényében vizsgáltam a fent említett paramétereket, 0,07-0,49 m/s érték között változtattam. Ezzel a gázsebesség tartománnyal még gyakorlatilag megfelelő keveredést és folyadékcirkulációt tudtam fenntartani.

A keveredési idő csökkentése érdekében harangegységekből felépített betétcsövet is vizsgáltam. Az anyagátadás intenzifikálását három különböző geometriai kialakítású FixMix statikus keverővel kísértem meg.

A **nagylaboratóriumi** berendezésekben csak az üres csövet és a C típusú statikus keverővel töltött harangoszlopot hasonlítottam össze, mivel a laboratóriumi berendezésekben ez utóbbi kedvezően befolyásolta a keveredési időt és a $K_L a$ értéket.

A külsőcirkulációs airlift berendezés esetében három különböző AD/AR arányú laboratóriumi airlift reaktort vizsgáltam keveredés, átlagos folyadéksebesség és anyagátadás szempontjából. A riser keresztmetszetére vonatkozó gázsebességet, melynek függvényében vizsgáltam a fent említett paramétereket, 0,11-1,13 m/s érték között változtattam.

A síkfenekű állóhengeres modelltartályban kétféle keverési szisztémát hasonlítottam össze. A homogenizálás mértékét un. frontmódszerrel vizsgáltam, melyet hideg és meleg víz rendszerrel állítottam elő. Feltételeztem, hogy a tartályban a hőenergia energiacsomagok formájában van jelen, és egy adott cella hőmérsékletét a cellában lévő energiacsomag-számossága határozza meg. Az energiacsomagok cellák közötti átmeneteire valószínűségi modellt dolgoztam ki. Az átmenet valószínűségek ismeretében az egyes cellákban tartózkodó energiacsomag szám, abból pedig a hőmérséklet meghatározható. Energiacsomagok rövid idő alatt csak a szomszédos cellák között cserélődhetnek. A csere valószínűsége az intervallum hosszával

arányos, az arányossági tényező, az intenzitás függvény az energiamozgásra kidolgozott valószínűségi modell paramétere. Ezen paraméterek a tartályban mért hőmérséklet eloszlásokból meghatározhatók. Az egyenletes hőmérsékletű tartályba betáplált folyadékáram hőmérsékletét a bevezetési ponton ugrásszerűen megváltoztattam és a mért hőmérséklet-tranziensekből – a hőenergia eloszlására kidolgozott valószínűségi modell alapján – következtettem a tartály egyes terei között forgalmazott anyagáramokra.

Új tudományos eredmények

Belsőcirkulációs airlift reaktorban:

1. Cső típusú riser esetében igazoltam, hogy bármely típusú statikus keverőt alkalmazva, az elemek áramlási ellenállása következtében, azok a keveredési időt az üres csőhöz képest meghosszabbítják. A keveredési idők méréséből a vizsgált három fajta statikus keverőre áramlási ellenállási sorrendet állítottam fel. A legnagyobb ellenállása a kettes osztású FixMix[®] statikus keverőnek (A típus) volt, ezt követte a négyes osztású (B típus), a legkisebb hidrodinamikai ellenállással a FixMix[®] elemekből épített elemrác rendelkezett. Az új típusú harangegységekből felépített riser esetében, igazoltam A>B>C elem típusok hidrodinamikai ellenállásának csökkenését.

2. Bizonyítottam, hogy a harangegységekből felépített riser csökkenti a keveredési időt, a hagyományos cső betéttel szemben. (pl. AD/AR=3 keresztmetszet arány esetében a csökkenés ~50%)

3. Az anyagátadási sebességet vizsgálva, hagyományos betétcső esetében megállapítottam, hogy az A és B típusú keverő elem csökkenti, míg az elemrác (C típus) növeli a K_{La} értékét, az üres csőhöz viszonyítva. (Az AD/AR=3 keresztmetszetaránynál a növekedés ~20%).

Külsőcirkulációs airlift reaktor esetében:

4. Kísérletekkel igazoltam, hogy a keveredési idő növekszik a berendezésben a statikus keverőelemek hidrodinamikai ellenállásának hatására. Bizonyítottam, hogy az oxigén abszorpció sebessége (K_{La}) víz esetében a statikus keverőket alkalmazva 0,5m/s üres

keresztmetszetre számolt gázsebesség érték alatt nagyobb, míg ezen érték fölött kisebb, az üres csőhöz viszonyítva.

Állóhengeres síkfenekű tartály keveredési viszonyainak vizsgálatához:

5. Valószínűségi modellt dolgoztam ki a tartály hőmérsékletterének leírására.

6. A $\mathbf{T}(t)$ hőmérséklet vektor és az induló hőmérséklettér között, a $\mathbf{P}(t) = e^{\mathbf{M}t}$ átmenet-valószínűségi mátrix teremt kapcsolatot

$$\mathbf{T}(t) - \mathbf{T}(0) = 27(T_B - T_0) \mathbf{C} \{\mathbf{P}(t) - \mathbf{E}\} \mathbf{M}^{-1}.$$

7. A hőmérséklettér deriváltjaiból megállapítottam a rendszerbe belépő hő és anyagáram megoszlását a tartály egyes részei között. Az elvétel és a recirkulációs áram aszimmetrikus volta megjelenik a szimmetrikusan belépő áram cellák közötti eloszlásában is.

8. Kimutattam, hogy kis recirkulációs áram esetén sugárkeverőt alkalmazva a tartály alja keveretlen és a betáplálás közvetlen közelében holtter alakul ki, amely a recirkuláció növelésével megszűnik.

9. Igazoltam, hogy spirálkeverő alkalmazásával még kis recirkuláció esetén a holtterek elkerülhetők.

KÖSZÖNETNYÍLVÁNÍTÁS

Köszönetet mondok a korábban Magyar Tudományos Akadémia, jelenleg Kaposvári Egyetem Műszaki Kémiai Kutató Intézetnek, hogy lehetőséget biztosított a dolgozat elkészítéséhez és a Veszprémi Egyetemre történő benyújtásához.

Ugyancsak köszönetet mondok az Intézet Hidromechanikai Műveletek Osztálya valamennyi dolgozójának azért a segítségért, amit a kísérleti munkák elvégzésében és a feltételek megteremtésében biztosítottak.

Köszönetemet fejezem ki dr. Horváth Géza tanszékvezető egyetemi docensnek és dr. Argyelán János egyetemi adjunktusnak a dolgozat elkészítése során adott szakmai tanácsaiért.

Külön megköszönöm témavezetőmnek és osztályvezetőmnek dr. Bucsiky Györgynek, valamint Dr. Németh Jenő tudományos főtanácsadónak a munkám során nyújtott értékes és irányító tevékenységüket.

Köszönet illeti dr. Horeczki Lászlóné és Páhi László közvetlen munkatársaimat, a részletekben kifejtett türelmes segítségükért.

JELÖLÉSJEGYZÉK

A	keresztmetszet	$[m^2]$
AD	downcomer keresztmetszet	$[m^2]$

AR	riser keresztmetszet	[m ²]
B	belső cirkulációs reaktorok	
B _i	cellára jutó anyagáramok	[10 ⁻³ m ³ /h]
a	térfogategységre jutó anyagátadási felület	[m ² /m ³]
a _i	polinóm együtthatók	
C	aktuális oldott O ₂ koncentráció	[kg/m ³]
C	az energiacsomagok kezdeti eloszlását jellemző vektor	
C*	telítési koncentráció	[kg/m ³]
C	aktuális maximális nyomjelzőanyag koncentráció	[kg/m ³]
C _{Gi}	határfelületi koncentráció a gázoldalon	[kg/m ³]
C _{Li}	határfelületi koncentráció a folyadékoldalon	[kg/m ³]
c _p	fajhő	[kJ/kgK]
C _G	O ₂ koncentráció a gázfázisban	[kg/m ³]
C _L	O ₂ koncentráció a folyadékfázisban	[kg/m ³]
C	tökéletes keveredéshez tartozó koncentráció	[kg/m ³]
Cs	üres cső riser	[-]
CS+A	A típusú statikus keverővel töltött cső riser	[-]
CS+B	B típusú statikus keverővel töltött cső riser	[-]
CS+C	C típusú statikus keverővel töltött cső riser	[-]
D	diffúziós állandó	[m ² /s]
D _G	diffúziós állandó a gázban	[m ² /s]
D _L	diffúziós állandó a folyadékban	[m ² /s]
d	átmérő, készülék átmérő	[m]
d _D	downcomer átmérő	[m]
d _R	riser átmérő	[m]
E	statikus keverőelemmel töltött 25, 32, 50mm-es cső	
E	egységmátrix	
Φ	hold-up	[-]
g	nehézségi gyorsulás	[m/s ²]
H*	magasság	[m]
H	üres harang riser	[-]
H+A	A típusú statikus keverővel töltött harang riser	[-]
H+B	B típusú statikus keverővel töltött harang riser	[-]
H+C	C típusú statikus keverővel töltött harang riser	[-]
H _L	folyadék magasság	[m]
H _R	riser magasság	[m]
H'	Henry állandó	[-]
I	inhomogenitási faktor	[-]
J _{O2}	oxigénfluxus	[kg/m ² s ⁻¹]
K	külsőcirkulációs reaktorok	

K_L	eredő folyadékoldali anyagátadási tényező	[m/s]
$K_{L,a}$	átlagos térfogati anyagátadási tényező	[s ⁻¹]
k_G	gázoldali anyagátadási tényező	[m/s]
k_L	folyadékoldali anyagátadási tényező	[m/s]
l	axiális távolság	[m]
M	intenzitásfüggvények mátrixa	
n	molok száma	[-]
OTR	oxigénabszorpciósebesség	[mmol/dm ³ h]
P	energiabevitel	[W]
P(t)	átmenetvalószínűségek mátrixa	
P^*	nyomás	[Pa]
P_a	kezdeti nyomás a reaktor alján	[Pa]
Pe	Pecllet szám	[-]
P_h	a reaktor felső zónájának a nyomása	[Pa]
P_t	végző nyomás	[Pa]
Q	oldódott oxigén mennyisége	[kg/h]
Q_m	molális gázáramlási sebesség	[kmol/s]
R	gázállandó	[8314JK ⁻¹ kmol ⁻¹]
r_s	felületmegújulás sebessége	[s ⁻¹]
T	hőmérséklet	[K]
T(t)	cellahőmérsékletek, vektor	
T_B	tartály belépő hőmérséklete	[°C]
T_0	tartály kezdeti hőmérséklete	[°C]
t	idő	[s]
t_e	expozíciós idő	[s]
t_c	cirkulációs idő	[s]
t_M	keveredési idő	[s]
U_G	átlagos gázsebesség	[m/s]
\bar{U}	üres keresztmetszetre számolt lokális gázsebesség	[m/s]
U_L	folyadék átlagsebesség	[m/s]
U_{GR}	riser keresztmetszetére számolt gázsebesség	[m/s]
U_{LD}	downcomer keresztmetszetére számolt folyadéksebesség	[m/s]
U_{LC}	átlagos folyadék cirkulációs sebesség	[m/s]
U_{LR}	riser keresztmetszetére számolt folyadéksebesség	[m/s]
\bar{U}	statikus keverőelem nélküli 25, 32, 50mm-es cső	
V	térfogat	[m ³]
\bar{V}	lokális térfogati sebesség	[m ³ /s]
VD	diszperziós térfogat	[m ³]
V_a	kezdeti gáztérfogat	[m ³]

V_t végső gáztérfogat	[m ³]
w munka	[J]
x hossz	[m]
X_c cirkulációs út hossza	[m]
Δx_G gázfilm vastagság	[m]
Δx_L folyadékfilm vastagság	[m]
ρ sűrűség	[kg/m ³]
ρ_L folyadék sűrűség	[kg/m ³]
Φ gáz hold-up	[-]

IRODALOM

1. Fields,P.R.Slater,N.K.H.: Chem.Eng.Sci., 38. 647. (1983)
2. Siegel,M.H., Merchuk,J.C., Schugerl,K.: AIChE J., 32. 1585. (1986)
3. Siegel,M.H., Merchuk,J.C.: Biotechnol Bioeng. (1988).
4. French.Pat. 110 200
5. Chakravarty,M., Singh,H.D., Baruah,J.N., Iyengar,M.S.: Liquid Velocity in a Gas-lift Column.Indian Chem.Eng., 6. 17. (1974)
6. El Gabbani, D.H.,MA.Sc.: Thesis, University of Waterloo, Ontario. Hydrodynamic and Mass Transfer Characteristic of an Airlift Contactor. (1977).

7. Orazem, M.E., Erickson, L.E.: *Biotechnol. Bioeng.*, 21, 69. (1979)
8. Gasner, L.L.: *Biotechnol. Bioeng.*, 16, 1179. (1974)
9. Onken, U., Weiland, P.: *Eur. J. Appl. Microbiol. Biotechnol.*, 19, 31. (1980)
10. Bello, R.A., Robinson, C.W. and Moo-Young, M.: *Mass Transfer and Liquid Mixing in Ezterhal-Circulation-Loop Contactors Sixth International Fermentation Symposium, London, Ontario, pp.F7.2.9.(P).* (1980).
11. Kawagoe, M. and Robinson, C.W.: *Can. J. Chem. Eng.* (1980).
12. Gow, I.S., Littlehales, I.D., Smith, S.R.L. and Walter R.B.: *SCP Production from Methaton Bacteria, Chapter 18, Single- Cell Prateinll, Ed. S. R. Tannenbaum and D.I.C. Wang, MIT Press, Cambbridge, Massachusetts* (1975).
13. Bolton, D.M., Bouchard, I.P., Hines, D.A.: *Proc. 31st Annual Purdue Industrial Waste Conference, Lafayette* (1976).
14. Siegel, M.H., Hallaile, M., Marchuk, J.C.: *Upstream Prozesse; Equipment and Techniques, Alan R. Liss, Inc.* (1988).
15. Bello, R.A., Robinson, C.W., Moo-Young, M.: *Biotechnol. Bioeng.* 27, 369. (1985).
16. Merchuk, J.C.: *Chem. Eng. Sci.*, 41, 11. (1986)
17. Merchuk, J.C., Stein, Y.: *AIChE J.*, 27, 377. (1981)
18. Weiland, P., Onken, U.: *Ger. Chem. Eng.*, 4, 42. (1981)
19. Onken, U., Weiland, P.: *Liquid Velocity as an Important Design Parameter for Air-lift Loop/fermentors. In Moo-young, M., Robinson, C.W., Vezina, C.: "Advances in Biotechnology." Vol.1. Toronto: Pergamon Press.. 559.* (1981).
20. McManamey, W.J., Wase, D.A.J., Raymahasay, S., Thayanithy, K.: *J. Chem. Techn. Biotechnol.* 34B, 151. (1984).
21. Schügerl, K.: *Characterization and Performance of Single- and Multistage Tower Reactors with Outer Loop for Cell (eds): "Advances in Biochemical Engineering." Berlin: Springer-Verlag.* 22, 118. (1982).
22. Freedman, W., Davidson, J.F.: *Trans. Instn. Chem. Eng.* 47, T251. (1969).
23. Koide, K., Kurematsu, K., Iwamoto, S., Iwata, Y., Horibe, K.: *J. Chem. Jpn.* 16, 413. (1983).
24. Koide, K., Sato, H., Iwamoto, S.: *J. Chem. Eng. Jpn.* 16, 407. (1983).
25. Weiland, P.: *Ger. Chem. Eng.* 7, 374. (1984).
26. Chakravarty, M., Begum, S., Singh, H.D., Baruah, J.N., Iyengar, M.S.: *Gas hold-up Distribution in a Gas-lift Column. Biotechnol. Bioeng. Symp.* 4, 363. (1973).
27. Blenke, H.: *Adv. Biochem. Eng.* 13, 121-214. (1979).
28. Merchuk, J.C.: *Hydrodynamics and Hold-up in Air-lift Reactors. In Cheremisinoff NP (ed): "Encyclopedia of fluid Mechanics". Vol.3. Houston: Gulf Publishing, .p.1485.* (1986).
29. Hsu, Y.C., Dudukovic, M.P.: *Chem. Eng. Sci.* 35, 135. (1980).
30. Kubota, H., Hosono, Y., Fujie, K.: *J. Chem. Eng. Jpn.* 11, 319. (1978).

31. Fan, L.S., Hwang, S.J., Matsuura, A.: *Chem. Eng. Sci.* 39. 1677. (1984).
32. de Nevers, N.: *AIChE J.* 13. 387. (1967).
33. de Nevers, N.: *AIChE J.* 14. 222. (1968).
34. Koide, K., Iwamoto, S., Takasak, Y., Matsuura, S., Yakahashi, E., Kimura, M.: *J. Chem. Eng. Jpn.* 17. 611. (1984).
35. Hiils, J.H.: *Chem. Ing. J.* 12. 89. (1976).
36. Jones, A.G.: *Chem. Eng. Sci.* 40. 449. (1985).
37. Akita, K., Kawasaki, M.: Gas Hold-up in Air-lift Reactors. Proc. 48th Meeting of Chemical Eng. in Japan. Kyoto. p.122. (1983).
38. Barker, T.W., Worgan, J.T.: *Eur. J. Appl. Microbiol. Biot.* 13. 7. (1981).
39. Bello, R.A., Robinson, C.W., Moo-Young, M.: *Can. J. Chem. Eng.* 62. 573. (1984).
40. Bello, R., Robinson, C.W., Moo-Young, M.: Mass Transfer and Liquid Mixing in External Circulation-loop Contactors. In Moo-Young M., Robinson C.W. Vezina C (eds): "Advances in Biotechnology". Vol. I. Toronto: Pergamon Press. p.547. (1981).
41. Lin, C.H., Fang, B.S., Wu, H.Y., Fang, T.F., Kuo, H.C.Y.: *Biotechnol. Bioeng.* 18. 1557. (1976).
42. Verlaan, P., Tramper, J., van't Riet, K.: Hydrodynamics and Axial Dispersion in an Air-lift-loop Bioreactor with Two-Three Phase Flow. Proc. International Conference on Bioreactor Fluid Dynamics. Cambridge, England, April 15-17. p.93. (1986).
43. Margaritis, A., Sheppard, J.D.: *Biotechnol. Bioeng.* 23. 2117. (1981).
44. Kiese, S., Ebner, H.G., Onken, U.: *Biotechnol. Lett.* 2. 345. (1980).
45. Tojo, K., Miyunami, K.: *Bull. Univ. Osaka Prefecture Ser. A* 32. 139. (1983).
46. Schugerl, K., Burschapers, J.V., Frieling, M., Gebauer, A., Lorenz, T., Lubbert, A., Scheper, T.: Fluid Dynamics Behaviour of Air-lift Tower Loop Reactors. Proc. International Conference on Bioreactor Fluid Dynamics. Cambridge, England: April 15-17. . p.73. (1986).
47. Wang, D.I.C., Harch, R.T., Cuevas, C.: *Ger. Chem. Eng. J.* 20. 87. (1980).
50. Onken, U., Weiland, P.: Air-lift Fermenters: Construction Behaviour, and Uses. In Mizrahi, A.: "Advances in Biotechnological Processes." Vol. 1. New York: Alan, R. Liss p.67. (1983).
52. Whitmann, W.G.: The Two-film Theory of Absorption.: *Chem. and Met. Eng.*, 29. 147. (1923).
53. Perry, J.H.: *Vegyésmérnökök kézikönyve, Műszaki Könyvkiadó, Budapest*, 636. (1968).
54. Chisti, M. Y.: *Airlift Bioreactors*, Elsevier Applied Science, London and New York, . pp.287-290. (1989).
55. Chisti, M. Y. and Moo-Young, M.: *Chem. Eng. Commun.* 60. 195-242. (1987).
56. Leistner, G.: *Chem. Ing. Techn.* 51. 188. (1979).
57. Pahl, G., Muschelknautz, L.: *Chem. Ing. Techn.* 51. 347. (1979).

58. Hung.Pat., 161 192
59. Hung.Pat. 179 046
60. Gyenis,J. Simon,E., Bucsky,Gy., Florián, Gy.: Magyar Kémikusok Lapja, 40, 430. (1985).
61. Simon,E., Pázmány,J., Bucsky,Gy., Németh,J.: Investigation of a Static Mixing Aerator Developed for Shallow Waters. DECHEMA Biotechnology Conference, Frankfurt, 2. 391. (1988).
62. 2022/88 (VI.21) a.sz. magyar tal.bej.
63. Ujhidy,A.jr., Simon,E., Bucsky,Gy.: Airlift Reactor Containing Static Mixer.ACHEMA 91. Techniques of Bioprocessing, Frankfurt, (1991).
64. ifj.Ujhidy,A., Simon,E., Bucsky,Gy.: Statikus keverős air-lift reaktor hidrodinamikai vizsgálata. Műszaki Kémiai Napok 92. Sz.39. (1992).
65. ifj.Ujhidy,A., Simon,E., Bucsky,Gy.: Airlift típusú levegőztetés vizsgálata. IX. Élelmiszertudományi Konferencia, Sz.23. (1992).
66. Németh J., Bucsky Gy., Gyenis J., Blicke T., Barátossy J.: Magyar Kémikusok Lapja, 40.10. 439-493. (1985).
67. Gyenis,J., Blicke,T.: Hung.J. Ind.Chem. 3. 251-164. (1975).
68. Gyenis J., Németh J.: Magyar Kémikusok Lapja, 46. 6. 265-273. (1991).
69. Simon,E., Bucsky,Gy., Pázmány,J., Gyenis,J.: Motionless Mixers Improve Efficiency of Aeration Proc. 8th. International Congress of Chem. Engng. Chem. Equipment Des. and Automation. Prague, 3-7 September, Paper no.457. (1984).
70. Havas G.: Kandidátusi értekezés, Budapesti Műszaki Egyetem (1991).
71. Landau, J., Procházka, J.: Coll. Czech.Chem.Comm. 24, 635. (1959).
72. Landau, J., Procházka, J.: Coll. Czech. Chem. Commun. 26, 1976.(1961).
73. Procházka, J., Landau, J.: Coll. Czech. Chem. Commun. 26, 2961. (1961).
74. Landau, J., Procházka, J., Václavěk, V., Fort, I.: Coll. Czech. Chem. Commun. 28. 279. (1963).
75. Landau, J., Procházka, J., Polásek, F.: Coll. Czech. Chem. Commun. 28. 1093. (1963).
76. Landau, J., Procházka, J.: Coll. Czech. Chem. Commun. 29. 1867. (1964).
77. Voncken, R.M., Holmes, D.B., den Hartog, H.w.: Chem. Eng. Sci. 19. 209. (1964).
78. Hoogendoorn, C.J., den Hartog, A.P.: Chem. Eng. Sci. 22. 1689 (1967).
79. Zlokarnik, M.: Chemie-Ing. Techn. 39. 539. (1967).
80. Novák, V., Rieger, F.: Trans. Inst. Chem. Engrs 47. T335 (1969).
81. Henzler, H.J., Liepe, F.: Chem. Techn. 26. 516. (1974).
82. Yuge, K., O Shima, E.: J. Chem. Eng. Japan, 8, No 2. 151. (1975).
83. Novák, V., Rieger, F.: Chemický Promysl. 25/50. 173. (1975).
84. Khang, S.J., Levenspiel, D.: Chem. Eng. Sci. 31. 569. (1976).
85. Carreau, P.J., Patterson, W.I., Yap, C.Y.: Canad. J. Chem. Eng. 54. 135. (1976).
86. Patterson, W.I., Carreau, P.J., Yap, C.Y.: A.I.Ch.E.J. 25. 508. (1979).
87. Shiue, S.J., Wong, C.W.: Canad. J. Chem. Eng. 62. 602. (1984).
88. Folsom,R.G. and C.K. Ferguson, Trans. A.S.M.E., 71. 73.(1949).
89. Fossett, H. and L.E. Prosser, Trans. Instn. Chem. Engrs. (London) 29. 22.(1951).

90. Fox, E.A. and V.E. Gex, *A.I.Ch.E.J.*, 2. 539. (1956).
91. Krosawa, A., *Kagaku Kogaku* (Japanese), 28. 380. (1964).
92. Okita, N., and Y. Oyama, *Kagaku Kogaku* (Japanese), 27. 252. (1963).
93. Okita, N., and S. Ito, *Kagaku Kogaku* (Japanese), 30. 934. (1966).
94. Sato, K., *Kagaku Kogaku* (Japanese), 32. 588. (1958).
95. Rushton, J.H., *Petro Refiner.*, 33. 101. (1954).
96. N. Narnby, M F Edwards, A W Nienow: *Mixing in the Process Industries* Butterworth-Heinemann Ltd (1992).
97. Hiby, J.W. and Modigell, M. Paper presented at 6 th CHISA Conf., Prague, (1978).
98. Landau, J. and Prochazka, J. *Coll. Czech.Chem.Communs.*, 26. 1976-1990 (1961).
99. Uhl, V. and Gray, J.B. (1966) *Mixing, Theory and Practice*, Academic Press
100. Wilson, N. G.: *Oil and Gas J.* 53. 165.(1954).
101. Havas G., Deák A., Sawinsky J.: *Magyar Kémikusok Lapja*, 43. 122. (1988).
102. Martin L. Puterman: *Markov decision processes* , John Wiley and sons. INC New York (1994).
103. P 9603069 *Eljárás állóhengeres tartály homogenizálására*
104. Fonyó Zs., Fábry Gy.: *Vegyipari művelettani alapismeretek*, Nemzeti Tankönyvkiadó Rt. Budapest, (1998).
105. Szolcsányi P.: *Transzportfolyamatok*, Tankönyvkiadó, Budapest, (1972).
106. Oldshue, J.Y., Hirschland, H.E., Gretton, A.T.: *Chem Eng. Progr.* 52. (No 11) 484. (1956).

FÜGGELÉK

