

MAGYAR TUDOMÁNYOS AKADÉMIA

**KONTINUITÁSI ELMÉLET ÉS IPARI ALKALMAZÁSAI DURVA
DISZPERZ RENDSZEREK VISELKEDÉSÉNEK A JELLEMZÉSÉRE**

MTA doktori értekezés

Faitli József



Miskolci Egyetem, Műszaki Földtudományi Kar
Nyersanyagelőkészítési és Környezeti Eljárástechnikai Intézet

Miskolc
2021

Tartalomjegyzék

Tartalomjegyzék	2
1. BEVEZETÉS, CÉLKITŰZÉS	4
2. SZAKIRODALMI ÁTTEKINTÉS	6
2.1. <i>Szakirodalmi áttekintés a hidromechanizáció tudományterületen</i>	6
2.1.1. SZEMCSEMOZGÁS	6
2.1.2. SZUSZPENZIÓKÉSZÍTÉS	10
2.1.3. GRAVITÁCIÓS ZAGYSŰRÍTÉS	14
2.1.4. SZILÁRD-FOLYADÉK KEVERÉKEK CSŐÁRAMLÁSA	16
2.2. <i>Szakirodalmi áttekintés a hulladéklerakók hógazdálkodása tudományterületen</i>	19
2.3. <i>Szakirodalmi áttekintés a keverőmalmok modellezése tudományterületen</i>	21
3. ANYAG ÉS MÓDSZER	23
3.1. <i>Új kísérleti eszközök és módszerek fejlesztése</i>	23
3.1.1. CSŐREOMÉTER ÉS KIÉRTÉKELŐ SZOFTVER	23
3.1.2. HIDRAULIKUS KÍSÉRLETI MÉRŐÁLLOMÁS ÉS FELMŰSZEREZÉSE	25
3.1.3. RHEOLOGY CSŐSZÁLLÍTÁSTERVEZŐ SZOFTVER	28
3.1.4. KÍSÉRLETI BERENDEZÉS ÉS MÉRŐSZOFTVER GOLYÓK NEM-NEWTONI SZUSZPENZIÓKBAN VALÓ SÜLLYEDÉSI VÉGSEBESSÉGÉNEK A MÉRÉSÉRE	32
3.1.5. PROPELLERKEVERŐ KÍSÉRLETI BERENDEZÉS SZAKASZOS ÜZEMŰ SZUSZPENZIÓKÉSZÍTÉS VIZSGÁLATÁRA	33
3.1.6. KÍSÉRLETI ÁRAMLÁSTECHNIKAI KEVERŐBERENDEZÉS FOLYAMATOS ÜZEMŰ SZUSZPENZIÓKÉSZÍTÉS VIZSGÁLATÁRA	35
3.1.7. AUTOMATIZÁLT ÜLEPÍTŐHENGERT VIBRÁLT PÁLCARENDSZERREL ÉS KIÉRTÉKELŐ SZOFTVER SPLINE INTERPOLÁCIÓVAL	36
3.1.8. A PÁLCÁS-LAMELLÁS ZAGYSŰRÍTŐ BERENDEZÉS ÉS IPARI ISZAPMENTESÍTŐ TECHNOLÓGIA PROTOTÍPUSA	39
3.1.9. TEREPI ÉS LABORATÓRIUMI HŐVEZETÉSMÉRŐ BERENDEZÉSEK TÖBBFÁZISÚ DISZPERZ ANYAGOK EREDŐ HŐTANI JELLEMZŐINEK A MÉRÉSÉRE	42
3.1.10. A GYÁLI HULLADÉKLERAKÓBA ÉPÍTETT HŐMÉRSÉKLET ÉS DEPÓNIAGÁZ MONITORING RENDSZER	46
3.1.11. A GYÁLI HULLADÉKLERAKÓBA ÉPÍTETT FÉLÜZEMI MÉRETŰ HŐCSERÉLŐ TECHNOLÓGIA	48
3.2. <i>A kísérletekhez alkalmazott anyagok</i>	50
4. EREDMÉNYEK	51
4.1. <i>A kontinuitási elmélet</i>	51
4.2. <i>Új eredmények a szemcsemozgás tudományterületen</i>	53
4.3. <i>Szuszpenziókészítés</i>	60

4.3.1. SZAKASZOS ÜZEMŰ SZUSZPENZIÓKÉSZÍTÉS	60
4.3.2. FOLYAMATOS SZUSZPENZIÓKÉSZÍTÉS TARTÁLYBAN FÜGGŐLEGES ÁTÁRAMLÁSSAL	62
4.4. Élővizek iszapmentesítése, gravitációs zagysűrítés	64
4.5. Hidraulikus szállítás tervezése	74
4.5.1. A MÁTRAI ERŐMŰ PERNYE SŰRŰZAGYOS CSŐSZÁLLÍTÁSI RENDSZERE	89
4.5.2. A MÁTRASZENTIMREI VOLT SZULFIDOS ÉRCBÁNYA HIDRAULIKUS TÖMEDÉKELŐ RENDSZERE	90
4.6. Hulladéklerakók hógazdálkodásának a megalapozása	91
4.7. A kontinuitási elmélet alkalmazása keverőmalmokra	105
5. ÖSSZEFOGLALÁS, ÚJ TUDOMÁNYOS EREDMÉNYEK	107
6. SZIMBÓLUMJEGYZÉK	114
7. KÖSZÖNETNYILVÁNÍTÁS	116
8. HIVATKOZOTT IRODALOM JEGYZÉKE	117

1. BEVEZETÉS, CÉLKITŰZÉS

Az emberi civilizáció számára a szükséges - nem biológiai eredetű - nyersanyagokat a bányászat szolgáltatja. A lineáris gazdaságban a műszaki földtudományok foglalkoznak, az un. elsődleges nyersanyagok megkutatásával, kitermelésével majd előkészítésével. Ez utóbbi, a nyersanyagelőkészítés feladata a kitermelt anyagok olyan mértékű feldolgozása, az alapanyagok előállítására, amelyből a későbbi gyártás során termékeket állítanak elő. A lineáris gazdaságban az elfogyasztott termékek kikerülnek az anyagok ember mozgatta körforgásából. Ezzel szemben a körforgásos gazdaságban arra törekszünk, hogy a gyártás és fogyasztás maradékanyagait (biológiai és ásványi eredetű másodnyersanyagok) lehetőleg anyagában vagy energiataralmában visszavezessük a körforgásba. Ehhez ugyanarra a műszaki tudományos ismeretanyagra, a nyersanyagelőkészítésre van szükség. A mechanikai eljárás-technika a nyersanyagelőkészítés egyik fontos rész tudományterülete, amely a durva diszperz rendszer (jellemzően 0,1 μm -nél nagyobb szemcsékből, cseppekből és buborékokból, mint diszperz részről és folyadék, gáz vagy szilárd halmazállapotú diszperziós közegből álló két- vagy háromfázisú rendszer) főleg mechanikai erők hatására megvalósuló anyag átalakításával foglalkozik.

Több mint harminc éves tudományos pályafutásom során mechanikai eljárás-technikai alap- és alkalmazott kutatással foglalkoztam. Jelen értekezésben a következő fő gondolat mentén született eredményeimet mutatom be. Számos ipari alkalmazásban a durva diszperz rendszer jellemzői alapvetően meghatározzák az adott berendezés vagy technológia működését. Amennyiben legalább megértjük, vagy akár modellezni is tudjuk a diszpergáltsági állapot hatását az adott berendezésre (eljárásra), akkor jobb berendezést tudunk építeni, jobban tudjuk azt üzemeltetni vagy akár új berendezést és technológiát is tudunk fejleszteni. A vizsgált három ipari alkalmazás a hidromechanizáció, a települési szilárdhulladék (TSZH) lerakók hógazdálkodása és a finom, ill. ultrafinom őrlés keverőmalomban. A logikai kapocs ezek között a látszólag igen messze eső ipari alkalmazások között az, hogy mindegyik esetben a diszperz rendszernek az adott berendezésben kialakuló eltérő kontinuum- vagy diszkrételemszerű viselkedése az, ami meghatározza a diszperz rendszer eredő jellemzőit és így a berendezés, vagy eljárás működését. A tudományos kutatás módszertana a klasszikus iskolát követte, azaz elsőként modell és kísérleti berendezéseket készítettem, amelyekkel szisztematikus alapvizsgálatokat végeztem modell és valódi anyagokkal. Az „Anyag és módszer” fejezetben 11 ilyen eszközt mutatok be. Az eredmények kiértékelése után számos esetben félüzemi méretű technológia készült, amelyekkel újabb vizsgálatokat végeztem. Az alapvizsgálatokat követte az elméleti modellalkotás és módszertanfejlesztés, amelynek több esetben az eredménye lett a megvalósult ipari alkalmazás.

A tudományos kutatómunka a hidromechanizáció területén a szilárd-folyadék keverékek készítése (keverése), sűrítése és szállítása területekhez kapcsolódott. A szuszpenzióképzés tématerületen a folyamatos működésű áramlástechnikai keverőberendezés és a szakaszos működésű propeller keverőberendezés méretezési módszertanának a kidolgozása volt a kutatások célja. A cél olyan modellberendezések és módszertan fejlesztése volt, amellyel különféle anyagokra az alapgörbék megmérhetőek és a hasonlósági törvények segítségével az

ipari berendezés méretezhető. A zagysűrítés tématerületen a vizsgált ipari alkalmazás az élővizekből (pl. Balaton, Bodrog) kitermelt iszap helyszíni, - azaz még a kotróhajón történő - sűrítése volt. Az alapötlet, - mely szerint egy vibrált pálcarendszer segítheti az ülepedést - megszületése után kezdődött el a kutatómunka. A célja olyan új hidromechanizációs berendezés és technológia kifejlesztése volt, amellyel az élővízi iszap a kotróhajón tisztán mechanikus úton sűríthető, a derített víz és a leválasztott homok közvetlenül a vízbe visszavezethető és csak a sűrített iszapot kell a partra szállítani. Ehhez az ipari fejlesztéshez kapcsolódott az a tudományos alapvizsgálat, amelyhez hasonló még nem végeztek, miszerint egy pálcarendszer különféle paraméterű vibrációja hogyan befolyásolja a szemcsehalmaz ülepedését. A zagyszállítás tématerületen a tudományos kutatómunka a Mátrai Erőmű salakpernye zagyszállító csővezetékének és a felhagyott mátraszentimrei szulfidos ércbánya hidraulikus tömedékelő rendszerének a megépítését tette lehetővé. A tudományos munka célja elsőként egy modellalkotás (kontinuitási elmélet) volt, amely modell alapján célzott anyagvizsgálati módszertant és hozzá eszközöket (csőreométer, szállítási- és helyi koncentrációmérő, hidraulikus kísérleti állomás, stb.) kellett fejleszteni, majd olyan számítási módszertant kidolgozni, amellyel az ipari zagyszállító csővezeték fő műszaki jellemzői meghatározhatók. A hidromechanizációs tématerület része volt két speciális probléma tudományos alapvizsgálata. A munka kezdetén elvégzett szakirodalom kutatás során megállapítottam, hogy olyan módszer, amellyel konkrét számításokat lehetett volna végezni ezekre a problémákra, akkor még nem létezett. Az egyik kérdéskör, hogy egy többféle méretű szemcséből és vízből álló halmazban a szemcsék hogyan viselkednek egymáshoz és a vízhez képest. Hátráltatják egymás mozgását, ülepedését, vagy pl. kontinuumot alkotnak a vízzel? A másik kérdés a süllyedési végsebesség számítása nem-newtoni közegekben. Tarján (1997) „A mechanikai eljárás technika alapjai” című egyetemi jegyzetében összefoglalta a tudomány akkori állását. Az akkori tudás kimerült néhány reológiai modellre felírt speciális Reynolds számban, konkrét számítás azzal az ismeretanyaggal nem volt elvégezhető. Céлом volt erre a két feladatra, olyan modelleket kidolgozni, amelyek felhasználhatók hidromechanizációs technológiák tervezéséhez.

Az alkalmazott tudományos kutatómunka második területe a települési szilárdhulladék lerakók hógazdálkodása. Az alapötlet, - mely szerint egy művelés alatt álló TSZH lerakóba, amikor az még nincs hulladékkal feltöltve, könnyű hőcserélő csővezetékot fektetni – Szamek Zsolt bányamérnöktől származik Magyarországon. Az ötlet megszületése után a téma szakmai vezetője voltam a Miskolci Egyetemen. Az értekezésben gondosan megjelöltem azokat az eredményeket, amelyek a saját eredményeim. A kutatások kezdetén a Coccia és szerzőtársai (2013) által írt cikk volt ismert, amely összefoglalta a tudományterület akkori állását. Ez a cikk csak elvi lehetőségeket közölt, pl. vízszintes és függőleges elrendezésű hőcserélő csővezetékek elhelyezéséről, azonban nem volt mögötte tényleges kísérleti kutatómunka, így nem adott semmilyen információt egy ilyen hőcserélő műszaki kialakításáról. A nemzetközi szakirodalomban akkor nem volt információ a tématerület legfontosabb tudományos kérdéseiről sem, azaz mekkora a kinyerhető hő nagyságrendje egy adott TSZH lerakóból és mekkora egy hőkút hatókörzete? Valójában ennek a tématerületnek még szakirodalma sem volt a kutatások kezdetén. Természetesen a hulladéklerakók hosszú távú viselkedésének, azon belül a termikus jellemzők változásának kiterjedt szakirodalma volt, azonban a

hőgazdálkodásnak, amely hő bevezetését és elvételét is jelentheti még nem volt, ezért a kutatásaink egy új tudományterület megalapozását jelentik. A kitermelhető hő nagysága és a hatókörzet ismerete nélkül nem lehet ilyen technológiát tervezni, ezért azt tűztem ki célként, hogy vizsgálati eszközöket készítek, majd a kísérleti eredmények és elméleti modellalkotás segítségével válaszolok a két legfontosabb tudományos kérdésre.

A harmadik vizsgált tématerület a keverőalmi őrlés. Ma már a keverőalmokat igen széles körben alkalmazzák az ásványelőkészítésben, a gyógyszeriparban és számos más területen, ennek megfelelően a téma szakirodalma is igen kiterjedt. Előre bocsátom, hogy az őrlés az nem a szakterületem, azonban a nedves keverőalmi őrlés során a szilárd-folyadék diszperz rendszer viselkedése alapvetően befolyásolja az eljárást. Ezért ennek az eljárásnak a leírására nem csak őrléstechnikai, pl. egyedi szemcsék és szemcsehalmazok törése, stb. ismeretekre, hanem szuszpenzió reológiai ismeretekre is szükség van. Ezen a területen azt tűztem ki célként, hogy elméleti szinten megvizsgálom, - hogy a hidromechanizációs rendszerekre kidolgozott kontinuitási elméletemet - hogyan lehet a keverőalmi őrlésre alkalmazni. Azt remélem, hogy a későbbiekben az őrléssel foglalkozó szakemberek - ennek a modellnek a felhasználásával - jobban fogják tudni az őrlés során lejátszódó folyamatokat optimalizálni, szimulálni.

2. SZAKIRODALMI ÁTTEKINTÉS

2.1. Szakirodalmi áttekintés a hidromechanizáció tudományterületen

2.1.1. SZEMCSEMOZGÁS

A szakirodalomban igen jól ismert alapjelenség az, amikor egy, a közegnél nagyobb sűrűségű gömb alakú szemcse a gravitációs erőter hatására, gyakorlatilag végtelen kiterjedésű, newtoni közegben süllyed. A jelenséget elsőként Stokes írta le (Bobok, 1987), amikor egy kiragadott térfogatelemre felírta a mozgás-, az anyagmegmaradás- és a newtoni közegek anyagegyenletét. Levezette azt, hogy amennyiben a szemcse és a közeg között sebességkülönbség van, a súrlódásból és a felületi nyomáseloszlásból származóan közegeellenálló erő ébred. A súrlódásból származó közegeellenálló erő komponens főleg a newtoni közeg viszkozitásától, a nyomáseloszlásból származó erő komponens pedig főleg a szemcse alakjától függ, mivel az alak nagymértékben befolyásolja azt, hogy milyen leválások jönnek létre a szemcse után és milyen nyomáseloszlás alakul ki a szemcse felületén. Stokes felírta a jól ismert közegeellenálló erő összefüggést, ill. bevezette a (C_D) közegeellenállási tényező (drag coefficient) használatát. A közegeellenállási tényezővel felírt süllyedési végsebesség képlet (2.1.1), amely akkor alkalmazható, ha a közeg kontinuumként viselkedik a szemcséhez képest:

$$V_o = \sqrt{\frac{4 \cdot g \cdot X \cdot (\rho_s - \rho_k)}{3 \cdot C_D \cdot \rho_k}} \quad (2.1.1)$$

Amikor egy szemcse süllyedni kezd, majd – exponenciális (Stokes tartományon) vagy tangens-hiperbolikus (Newton és teljes turbulens tartományokon) függvény szerint csökkenő gyorsulással - felgyorsul a süllyedési végsebességre, az ébredő közegellenálló erő éppen kiegyenlíti a mozgásra kényszerítő erőt, ami a gravitációs erő mínusz a felhajtó erő. A szemcse méretétől és a közeg jellemzőitől függően egyrészt különféle áramlás (lamináris - turbulens) alakulhat ki a szemcse körül, másrészt kis szemcseméretű esetén a közeg már nem tekinthető kontinumnak; ezért körüláramlási tartományokat kell megkülönböztetni (4.2.1. ábra). Körülbelül 0,1 μm szemcseméret az a határ, amelynél kisebb szemcsék esetén a szemcse mozgására hatással van egy közegmolekulával való ütközés, míg efelett jellemzően már nincs. Ezért tekintjük a 0,1 μm szemcseméretet a kolloid diszperz- és a durva diszperz rendszerek közötti határnak. Kolloid diszperz rendszerekkel a kolloidkémia, míg durva diszperz rendszerekkel a mechanikai eljárás-technika foglalkozik. A 0,1 - 10 μm -es szemcseméret tartományon mindkét rendszer jellemzői hatással vannak a szemcsemozgásra, amelyre Cunningham - Millikan (Tarján, 1997) írt fel süllyedési végsebesség számítási összefüggést, amely a jól ismert Stokes képlet kiegészítése a molekuláris mozgás jellemzőivel (2.1.2. egyenlet).

$$V_0 = \frac{g \cdot X^2}{18 \cdot \mu} \cdot (\rho_s - \rho_k) \cdot \left[1 - \frac{2 \cdot A \cdot s}{X} \right] \quad (2.1.2)$$

Nevezük a 2.1.1. és 2.1.2. összefüggések által bemutatott módszert un. hagyományos süllyedési végsebesség számítási módszernek, amelynek két hátránya van. Egyrészt, a számítás kezdetén nem tudjuk, hogy az adott szemcse és közeg esetén a stacioner szemcsemozgás melyik tartományban fog megvalósulni. Ezért elsőként feltételezünk egy tartományt és kiszámítjuk a süllyedési végsebességet, majd ezután a szemcse körüli áramlást jellemző Reynolds számot. Ha ez nem illeszkedik a felvett tartományba, újra kell kezdeni a számítást. Másrészt az un. átmeneti tartományon a számítás iteratív, mivel nem lehet a Magyarországon jellemzően használt Kaskas (Tarján, 1997), vagy az angolszász területen használt Turten - Levenspiel (Wilson és szerzőtársai, 2003) egyenletekből közvetlenül kiszámítani az ellenállás tényezőt. Wilson és szerzőtársai (2003) egy olyan számítási módszert dolgoztak ki, amely kiküszöböli ezeket a hátrányokat, ráadásul később látni fogjuk, hogy a nem-newtoni közegben történő szemcsemozgás számítását is elősegítő módszert javasoltak. A számítás első lépéseként közvetlenül kiszámíthatjuk a következő három új jellemzőt. Ezeket az új jellemzőket Wilson és szerzőtársai (2002, 2003, 2010) a csőáramlás leírására használt modellek alapján vezették be a szemcsemozgásra. Az un. közepes felületi nyírófeszültség (mean surficial shear stress) (2.1.3. egyenlet).

$$\bar{\tau} = \frac{G - F_A}{A} = \frac{(\rho_s - \rho_f) \cdot g \cdot X}{6} \quad (2.1.3)$$

A közepes felületi nyírófeszültség definíciója szerint a mozgásra kényszerítő erőt kell a gömb alakú szemcse teljes felületére vonatkoztatni. A nyírási sebesség (shear velocity) definíciója (2.1.4. egyenlet).

$$V^* = \sqrt{\frac{\bar{\tau}}{\rho_f}} = \sqrt{\frac{(\rho_s - \rho_f) \cdot g \cdot X}{6 \cdot \rho_f}} \quad (2.1.4)$$

A jellemző sebesség és feszültség ismeretében definiálható egy új Reynolds szám (2.1.5. egyenlet), a nyírási Reynolds szám (shear Reynolds number).

$$Re^* = \frac{\rho_f \cdot V^* \cdot X}{\mu_f} \quad (2.1.5)$$

A hagyományos és a Wilson és szerzőtársai által bevezetett jellemzők között az összefüggések egyszerűen felírhatók (2.1.6. és 2.1.7. egyenletek).

$$\frac{V_0}{V^*} = \sqrt{\frac{8}{C_D}} \quad \text{ill.} \quad C_D = 8 \cdot \left(\frac{V_0}{V^*}\right)^2 \quad (2.1.6)$$

$$Re_x = Re^* \cdot \frac{V_0}{V^*} = \frac{\rho_f \cdot V^* \cdot X}{\mu_f} \cdot \frac{V_0}{V^*} \quad (2.1.7)$$

Az új számítási módszer esetén a nyírási Reynolds számot egyből kiszámíthatjuk, így a körüláramlási jelleg szerinti tartományt is egyből megállapíthatjuk és a süllyedési végsebességet is kiszámíthatjuk a megfelelő összefüggésből. Az un. teljes turbulens tartomány esetén a nyírási Reynolds szám nagyobb, mint 22361 és a relatív süllyedési végsebesség: $\frac{V_0}{V^*} = \sqrt{\frac{8}{C_D}} = 8,944$. Az un. Newton turbulens tartományon a nyírási Reynolds szám a 259,4 – 22361 tartományra esik, a relatív süllyedési végsebesség pedig $(V_0/V^*) = 4,24$. Az átmeneti tartomány esetén a számítást még külön két részre kell bontani. A számítás szempontjából ez a legbonyolultabb tartomány, a hagyományos számítási módszer esetén itt iterálni kell. Az átmeneti A) tartományon a nyírási Reynolds szám a 10 - 259,4 intervallumra esik, a relatív süllyedési végsebesség logaritmusát, pedig közvetlenül kiszámíthatjuk a 2.1.8. összefüggésből:

$$\log\left(\frac{V_0}{V^*}\right) = 0,2069 + 0,5 \cdot \log\left(\frac{Re^*}{10}\right) - 0,158 \cdot \left[\log\left(\frac{Re^*}{10}\right)\right]^{1,72} \quad (2.1.8)$$

Az átmeneti B) tartományon a nyírási Reynolds szám a $\sqrt{3}$ - 10 tartományra esik, a relatív süllyedési végsebességet pedig - szintén közvetlenül - kiszámíthatjuk a 2.1.9. összefüggésből:

$$\left(\frac{V_0}{V^*}\right) = \frac{Re^*}{3 \cdot [1 + 0,08 \cdot (Re^*)^{1,2}]} + \frac{2,8}{1 + 3 \cdot 10^4 \cdot (Re^*)^{-3,2}} \quad (2.1.9)$$

Az un. Stokes tartományon a nyírási Reynolds szám kisebb, mint $\sqrt{3}$, a relatív süllyedési végsebesség pedig $\left(\frac{V_0}{V^*}\right) = \frac{Re^*}{3}$. A Stokes tartomány esetén már nem beszélhetünk alsó nyírási Reynolds szám határról, mivel 10 μm szemcseméret alatt már alkalmazni kell a Cunningham - Millikan korrekciót.

A falhatás, a véges méretekkkel rendelkező tartály vagy cső falának a szemcsemozgásra gyakorolt befolyását jelenti. Finkey (Tarján, 1997) szerint egy szűk csőben lefelé mozgó szemcse és a csőfal közötti gyűrű alakú térben a szemcse által kiszorított folyadék felfelé áramlik. A felfelé áramló folyadék (V_f) és a szemcse által kiszorított folyadék térfogata azonos, így gömbszemcse esetén - állandó sebességeloszlást feltételezve - érvényes a 2.1.10. egyenlet:

$$V_{ow} \cdot X^2 \cdot \frac{\pi}{4} = V_f \cdot \frac{D^2 - X^2}{4} \cdot \pi \quad V_0 = V_{ow} + V_f \quad (2.1.10)$$

A falhatás miatti tényleges V_{ow} szemcsesebesség kiszámítható a 2.1.11. egyenletből:

$$V_{ow} = \left[1 - \left(\frac{X}{D} \right)^p \right] \cdot V_0 \quad \text{ahol,} \quad p = 2 \text{ (Finkey)} \quad (2.1.11)$$

Az állandó sebességeloszlás feltételezése azonban hibát okozhat, amelynek a korrigálására Munroe (Tarján, 1997) kísérleti vizsgálatok alapján $p = 1,5$ kitevőt javasolt. Mindkét egyenlet a Newton turbulens tartományon érvényes.

Nem-newtoni közegben süllyedő szemcse süllyedési végsebességének a kiszámítására a közelmúltig nagyon kevés módszer, vagy összefüggés látott napvilágot. Tarján „A mechanikai eljárás technika alapjai” című, 1997-es könyvében összefoglalta a téma akkori szakirodalmát, azonban nem talált olyan módszert, amellyel valóban számítani lehetett volna. Wilson és szerzőtársai 2003-as cikke áttörést hozott a témában, ráadásul egy igen egyszerűen és univerzálisan alkalmazható módszert dolgoztak ki. Átlátszó falú tartályban, optikai érzékelés útján, Floxit 5250L vizes oldataiban süllyedő golyók süllyedési végsebességét mérték. A saját és a szakirodalomból gyűjtött mérések alapján összesen 189 db nem-newtoni közegben mozgó szemcse süllyedési végsebesség értéke állt a rendelkezésükre. Bevezették az un. newtoni egyenértékű viszkozitás fogalmát. A látszólagos viszkozitás a nyírási görbe adott pontjában a nyírófeszültség és a sebességgradiens hányadosa. A newtoni egyenértékű viszkozitás pedig az a látszólagos viszkozitás, amelyet a folyási görbe referencia pontjában határoznak meg. Kérdés, hogy melyik a referencia pont. A newtoni egyenértékű viszkozitás ismeretében a számítást ugyanúgy kell elvégezni nem-newtoni folyadékokra, mint newtoni folyadékok esetében, csak a nem-newtoni reológiai paraméterek helyett az egyenértékű viszkozitást kell használni a hagyományos (2.1.1. és 2.1.2. egyenletek), vagy a Wilson és szerzőtársai (2003) által javasolt új módszer alkalmazása során. Wilson és szerzőtársai (2003) azt tapasztalták, hogy amennyiben a $0,3 \cdot \bar{\tau}$ feszültség érték volt a referencia feszültség érték, akkor a mért pontok a legjobban simuláltak az elméleti nyírási Reynolds szám-relatív süllyedési végsebesség görbére. Erre az eredményre a rendelkezésükre álló több száz - nem-newtoni közegben süllyedő szemcse - mért adataira történő iteratív számítás után jutottak. Meg kell jegyezni, hogy a Wilson módszer már alkalmas egy adott szemcse nem-newtoni közegben való süllyedési végsebességének a közelítő számítására, azonban nem áll mögötte elméleti levezetés csak nagyszámú mérésre illesztett empirikus összefüggés.

A szemcsehalmazok mozgása témakörben, a szakirodalomban jól ismert a szabad, a hátráltatott és a zónás ülepedés fogalma (Gumulya, 2007; Horsley, 2004; Wilson, 2003). Már két, reális közelségben süllyedő szemcse hátráltatja egymás mozgását, mivel az egyik szemcse útjából kitérő áramlás befolyásolja a másik szemcse körüli áramlást. Amikor a koncentráció már olyan nagy, hogy a nagyobb sebességgel ülepedő szemcsék nem tudják kielőzni a lassabbakat, kialakul a zónás ülepedés. Valódi diszperz rendszerek esetén ez annyira bonyolult jelenség, hogy elméleti úton nem lehet számításokkal jellemezni, hanem ülepítőhengerben végeznek ülepedési vizsgálatokat (Tarján, 1997). Lásd a 2.1.3. Gravitációs zagysűrítés fejezetet. Amennyiben monodiszperz szemcsékből áll a szuszpenzió és a koncentráció nem túl nagy, a Richardson-Zaki (1954) empirikus egyenlettel (2.1.12) számíthatjuk a C_V térfogati koncentrációjú együttülepedő szemcsehalmaz süllyedési végsebességét.

$$V_{oH} = V_o \cdot (1 - C_V)^{Z(Re_x)} \quad (2.1.12)$$

A Z exponens a szemcse körüli áramlást jellemző Reynolds-számtól függően az alábbiak szerint határozható meg (2.1.12. egyenlet):

$Z = 4,65$	ha	$Re_x < 0,2$
$Z = 4,35 Re_x^{-0,03}$	ha	$0,2 < Re_x < 1$
$Z = 4,45 Re_x^{-0,1}$	ha	$1 < Re_x < 500$
$Z = 2,39$	ha	$500 < Re_x$

A szemcsehalmazok mozgása témakörben meg kell említeni Sengun és Probst (1989) un. bimodális modelljét. A kolloidkémiai szemléletű modell két móduszú szemcsés anyag és folyadék keverékére vonatkozik. Az egyik módusz szubmikronos a másik módusz pedig kb. 5 - 20 μm nagyságú szemcsékből áll. A bimodális modell szerint a szubmikronos frakció stabilizálhatja a durvább frakciót, olyannyira, hogy az 5 - 20 μm -es frakció nem vagy lassabban ülepedik. A bimodális modell szerint a szubmikronos frakció okozhatja a szuszpenzió nem-newtoni folyási viselkedését, míg az 5 - 20 μm -es „durva” frakció növeli a belső sűrűlődséget, vagyis nagyobb lesz a viszkozitás jellegű nem-newtoni reológiai paraméter. Azért került a „durva” szó idézőjelek közé, mert ami a kolloidkémikusok számára a durva frakció, az a mechanikai eljárás technikában a finom frakció.

2.1.2. SZUSZPENZIÓKÉSZÍTÉS

A szuszpenziókészítés a mechanikai eljárás technika egyik alapműveletének, a keverésnek gyakran előforduló eljárása. A kiindulási állapotban az összekeverni kívánt anyagok: a szemcsés állapotú szilárdanyag és a folyadék. A szuszpenziókészítés célja a kiindulási anyagok olyan keverékének előállítása, amelyben valamennyi szemcse szuszpenzióban van, minden szemcsét folyadék vesz körül, a szemcsék nem érintkeznek sem egymással, sem a keverőtér falával. A gyakorlatban előforduló legfontosabb szuszpenziókészítési feladatok az

alábbiak (Tarján, 2003): oldási eljárások, kristályosítási folyamatok, tartályokban az anyag lerakódásának elkerülése, katalizátor-szuszpenziók készítése, flokkulálási folyamatok, hidraulikus szállítás. A suszpenziókészítés érdekében a kiindulási anyagokat szakaszos vagy folyamatos működésű keverő berendezésbe helyezik. A suszpenziókészítésnél a folyadékénál nagyobb sűrűségű szemcsék suszpenzióban tartása és adott esetben a szemcsék fenéklapról való felemelése a nehézségi erő ellenében csak folyamatos energiaközléssel, a keverőeszköz állandó működtetésével lehetséges. A keverés általános célja az ún. „véletlenszerűen homogén” keverékállapot előállítása. Tökéletesen homogén szilárd-folyadék keverékeket nem lehet készíteni, mivel nem lehet kielégíteni azt a kritériumot, mely szerint „a keverék tetszőleges helyéről kivett, tetszőlegesen kicsiny térfogatelemében a szilárd fázis koncentrációja állandó”. A véletlenszerűen homogén keverékállapot definíciója: van olyan diszkrét méretű térfogatelem (célszerűen a mintavételezési térfogat), amelyet tetszőleges helyről kivéve a szilárd fázis koncentrációja állandó (Rumpf, 1990).

A szakaszos üzemű suszpenziókészítés legfontosabb eszköze az ún. propellerkeverő. A keverőtartályba adagolják a szükséges mennyiségű folyadék és szilárd anyagokat, amelyeket a forgatott keverőelem (propeller) mozgat. Adott propeller fordulatszámhoz tartozóan, - az elért kevertégi állapotnak a függvényében - a szakirodalom néhány kitüntetett állapotot különböztet meg (Davies, 1986; Kipke, 1992; Kraume és Zehner, 1988 és 1995; Mersmann és Werner, 1994). Az n_{\min} -nál kisebb fordulatszámoknál ($n < n_{\min}$) a szemcsék a tartály fenekén még mozdulatlanok. A fordulatszám növekedésekor megindul a szemcsemozgás a keverő fenéklapján, de a szemcsék eleinte még nem kerülnek lebegő állapotba. Az úgynevezett n_s suszpenziós fordulatszámnál a szemcsék felörvénylenek, és lebegő állapotba kerülnek. Áramlástörő alkalmazása esetén a szemcsék egyenletes térbeli eloszlása érhető el. Az n_s suszpenziós fordulatszám meghatározása fontos feladat, amelynek elérésekor a keverővel közölt teljesítmény megakadályozza a szemcsék hosszabb ideig tartó leülepedését. Ekkor már olyan suszpenzió jön létre, amelynél a folyadék valamennyi szemcse teljes felületével érintkezik. Az n_s fordulatszámnál teljesül az anyagátalakítási folyamatok - például kémiai reakciók, energia és anyagcsere folyamatok - megvalósulásához szükséges minimális eljárás-technikai követelmény. Még jobban növelve a fordulatszámot a felkevert suszpenzió magassága tovább nő. Amennyiben a forgólapát fordulatszámát képesek vagyunk megválasztani a következő kérdés a suszpenziókészítés teljesítményszükséglete. Egyfázisú folyadékok keverésének az esete igen jól ismert a szakirodalomban. Fejes és Tarján (1972) már tankönyvben foglalta össze a téma szakirodalmát 1972-ben. Amennyiben a propeller- vagy turbinakeverő sugara mentén egy (d_r) elemi szélességű és (m) magasságú felületre felírjuk az elemi közegellenálló erőt és ennek a nyomatékát kiintegráljuk a teljes keverőre, megkaphatjuk a jól ismert összefüggést (2.1.13). A teljesítményszükséglet az (Ne) ellenállás-tényező vagy más néven a Newton szám első, a folyadéksűrűség első, a fordulatszám harmadik és a keverőelem átmérőjének az ötödik hatványával arányos. Az üzemi gyakorlat számára már számos keverőtípus (Re_k) keverési Reynolds szám - (Ne) ellenállás-tényező diagramját megmérték vagy CFD (computational fluid dynamics) módszerekkel szimulálták (Marchisio és Barresi, 2003; Janiga, 2019). A folyadékkeveréshez képest a suszpenziókészítés a szemcsék jelenléte miatt egy lényegesen bonyolultabb eljárás, amelyet

alapvetően befolyásol a durva diszperz rendszer diszperzitás állapota. A szakaszos üzemű szuszpenziókészítés leírására a következő legfontosabb mechanikai elméletek születtek:

- a) A részecskék felemelése, elmozdítása a fenéklap közelében a folyadékáramlás által okozott nyomóerők (ellenállóerők) következménye, amelyeknek nagyobbak kell lenniük a felhajtóerővel csökkentett nehézségi erő segítségével számított sűrűdó erőnél (Latzel és Molerus, 1987). Fontos előfeltétel a számításnál a sebességeloszlás ismerete a fal közelében.
- b) A másik elképzelés a turbulencia-elméleten alapszik (Baldi és szerzőtársai, 1978; Buurman és szerzőtársai, 1986; Davies, 1986). Eszerint a szemcsék a falközeli örvényekkel létrehozott energiacsere következtében emelkednek fel. Ekkor a kinetikai energia által meghatározott örvény egy része a szemcse potenciális energiájává alakul át, amelynek következtében a szemcsék felemelkednek és a körüláramlás magával ragadja őket. Ennek a számításnak lényeges nehézsége, hogy nem ismerjük a szilárd anyag koncentrációjának, a szemcseméretnek és a viszkozitásnak a fal melletti turbulencia-intenzitásra gyakorolt hatását.
- c) Egyik feltételezés szerint a szuszpendáltatáshoz szükséges keverőteljesítmény a lebegtetés fenntartásához szükséges teljesítményből és a folyadék keringtetési teljesítményéből tevődik össze (Einenkel, 1979; Kraume és Zehner, 1995). Gyakran azonban a folyadék-keringtetési teljesítményt - amelynek meghatározása nem könnyen lehetséges - a szemcsehalmoz süllyedési teljesítménye mellett elhanyagolják. Ez különösen akkor okoz hibát, ha kisebb szemcsekoncentrációk vagy igen finom szemcsék miatt a süllyedési teljesítmény kicsi.

A forgólapátos szuszpenziókészítés eljárástechnikai tervezése során a kiválasztott keverőelem szükséges fordulatszámát kell elsőként meghatározni. A 90 %-os kritériumhoz tartozó szuszpenziós fordulatszám (n_{S2}) meghatározására nagyszámú közelítő összefüggést dolgoztak ki (Kraume és Zehner, 1995; Einenkel, 1995). Ezen a fordulatszámokon üzemeltetve a forgólapátos keverőberendezést, a szemcsehalmoz a teljes töltési magasság 90 %-áig örvénylik fel a tartályban. Ezekben az összefüggésekben mindig szerepel az egyes szemcsék v_o , vagy a szemcsehalmoz hátráltatott v_{oH} süllyedési végsebessége, mint lényeges műszaki jellemző. Ezen jellemzők ismeretében az egyfázisú folyadékokhoz hasonlóan felírható a keverő keverési teljesítményszükséglete szuszpenziókra (2.1.13. egyenlet):

$$P_2 = Ne \cdot \rho_S \cdot n_{S2}^3 \cdot d^5 \quad (2.1.13)$$

A c. jelű keverési modell szerint a keverőlapáttal bevitt energia egy része úgy hasznosul, hogy a szemcsehalmoz lebegésben tartja, így értelmezhető az ún. süllyedési teljesítmény. A süllyedési teljesítményt úgy írhatjuk fel, mint a szemcsehalmoz relatív súlyereje (a súly azon része, amelyet a felhajtó erő nem tart meg) szorozva a szemcsehalmoz süllyedési végsebességével, mert folyamatosan ekkora energia bevitel elméletileg biztosítja a lebegést (2.1.14. egyenlet).

$$P_S = \Delta\rho \cdot g \cdot c_V \cdot H \cdot \frac{D^2\pi}{4} \cdot v_{oH} \quad (2.1.14)$$

A keverési teljesítmény és a süllyedési teljesítmény aránya elméleti úton jelenleg még nem határozható meg. További probléma, hogy igen kis koncentrációknál a süllyedési teljesítmény értéke nulla felé tart. Másrészt néhány szerző (Einenkel, 1979; Kraume és Zehner, 1995) kifogásolta a keverő által közölt teljesítménynek a tényleges fizikai tartalomtól eltérő „süllyedési teljesítményre” és az áramlási veszteségeket tartalmazó teljesítményre való bontását. Ezek a szerzők is szükségesnek tartják azonban az egyetlen szemcse vagy a szemcsehalmaz süllyedési sebességétől függő minimálisan szükséges keverő-fordulatszám, vagy kerületi sebesség meghatározását. A forgólapátos szuszpenziókészítés működését, így a méretezését is számos műszaki paraméter befolyásolja. A keverőbe töltött durva diszperz rendszer nyilvánvalóan alapvető fontosságú, azaz jellemezni kell a szemcsehalmaz (szemcseméret-, szemcsealak- és szemcsesűrűség-eloszlás) és a folyadék (sűrűség, viszkozitás) fizikai jellemzőit és a kialakuló szuszpenzió vagy zagy, eredő (kontinuum vagy diszkréttelemszerű viselkedés) reológiai jellemzőit a koncentráció függvényében. Nagy a jelentősége a kiválasztott keverőberendezés geometriai arányainak. A keverőlapát és a keverőtartály átmérőjének az arányát rendszerint $d/D \approx 0,33$ értékre választják, mivel ez az energetikai minimumot adja (Myers és szerzőtársai, 1994). A szükséges teljesítmény-bevitelt szuszpenziókészítésnél nagymértékben a keverőtípus dönti el. Az axiális keverők igénylik a legkisebb teljesítményt. A propeller- és tárcsás-keverő összehasonlítása mutatja, hogy az axiális propeller csak kb. harmad-teljesítményt igényel, mint a radiális tárcsás keverő (Kraume és Zehner, 1995). Ennél azonban figyelembe kell venni, hogy a súrlódásos hasadásra érzékeny szemcsék, részecskék esetén, mint például finom hordozóanyagokból vagy kristályokból álló sejtkultúráknál, a teljesítmény-bevitel a lokális energiadisszipációs arányok miatt kisebb fontosságú, mint a részecske-igénybevétel. Az üzemi méretű keverés tervezésének fontos kérdése a méretnagyítás, mivel általában a laboratóriumi vizsgálati eredményeket kell ipari méretre vonatkoztatni, ezek az ún. kisminta-törvények. Ugyanolyan anyaggal kell végezni a modellvizsgálatot, mint a nagyméretű berendezésnél, de természetesen az x/d (szemcseméret/lapátátmérő arány) változik. Számos szerző (Davies, 1986; Kipke, 1992; Kraume és Zehner, 1988 és 1995; Mersmann és Werner, 1994) a gyakorlat számára a következő eljárás alkalmazását javasolta:

- Kis tartálynál, valamint kisebb szemcseméreteknél a keverő élének (tip point) a kerületi sebesség állandósága alapján lehet a laboratóriumi modellnél kapott eredményeket tényleges méretre átszámítani.
- Nagy tartálynál és nagyobb szemcseméreteknél pedig a keverési teljesítmény/keverőtérfogat arány állandósága érvényes.

Az áramlástani elven történő szuszpenziókészítésnél a szilárd anyag és a folyadék adagolásának, ill. a keverő-kiegyenlítő tartályba való bevezetésének figyelembe vételével a kívánt koncentrációjú szuszpenzió elvezetésének megoldása jelenti az eljárás technikai célt. A szuszpenzió készítés leírása ekkor a függőleges átáramlású ülepítőknél szokásos módszerrel, a szemcsehalmazok mozgásának ismeretében lehetséges. Fázisszétválasztáskor a cél lehet:

- derítés vagy folyadéktisztítás, azaz tiszta folyadék, illetve víz nyerése; a leválasztott szilárd anyag mellékes termék, vagy hulladék;
- víztelenítés, vagy zagysűrités, azaz a szemcsés szilárdanyag lehetőség szerint kis folyadék- vagy víztartalommal való kinyerése; az eltávolított tiszta folyadék vagy kevés finom szilárd részt tartalmazó híg szuszpenzió ekkor mellékes termék.

A függőleges átáramlású körülepítőknél a szuszpenzió beáramlása centrikusan történik. A tiszta folyadék a körülepítő felső peremén túlfolyik, a lefelé süllyedő egyre nagyobb koncentrációjú szuszpenzió pedig az ülepítő alsó kúpos fenéklapján és a kiáramló nyíláson át távozik. A berendezés folyamatosan működik. A függőleges átáramlású körülepítőben - helyes méretezés és üzemeltetés esetén - kialakul és időben állandó szinten helyezkedik el a tiszta folyadék és a zónásan ülepedő szuszpenzió közötti határvonal, valamint ez alatt a zónás ülepedésnek megfelelő állandó koncentrációjú réteg, legalul pedig a növekvő koncentrációjú, egyre sűrűbb szuszpenzió. A szakaszos ülepedésű mérőhengerben süllyedő szemcsehalmazzal ellentétben a folytonos működésű mély körülepítőben dinamikus egyensúly alakul ki, amelynél a koncentráció-eloszlás a függőleges mentén időben nem, vagy alig változik. Az nyilvánvaló, hogy a szemcsemozgás - az egyedi szemcsék és a szemcsehalmazok esete egyaránt - jelensége alapvetően befolyásolja az áramlástechnikai keverő, vagy zagysűritő berendezés működését. Az áramlástechnikai keverőberendezés eljárás technikai méretezésének a célja meghatározni a szemcsés szilárdanyag és folyadék tömegáramát, vagyis a berendezés kapacitását és hozzá a termékként előállított szuszpenzió koncentrációját, úgy, hogy a keverőtartályban ne lépjen fel eltömődés vagy kihígulás (Baldi és munkatársai 1978; Schubert 1991; Tarján 2003; Wasp és munkatársai 1977).

2.1.3. GRAVITÁCIÓS ZAGYSŰRÍTÉS

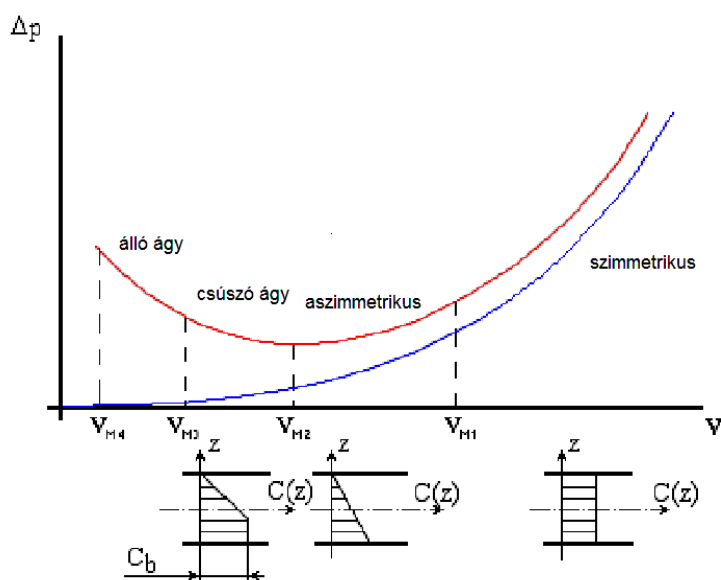
Szilárd-folyadék keverékek fázisszétválasztására a gravitációs ülepités a legelterjedtebben alkalmazott eljárás (Garmsir and Haji Amin Shirazi, 2012). Az ún. „batch settling test” (BST), azaz az ülepitőhengerben elvégzett ülepitési kísérlet, gyakran alkalmazott laboratóriumi mérési módszer, amelyet elsősorban gravitációs zagysűritők vagy derítők méretezése előtt végeznek. A fázisszétválasztás eljárás technikai célja a zagysűrités esetében a nagyobb koncentrációjú zagy előállítása a felesleges folyadék eltávolításával, míg a derítés esetében a tiszta folyadék előállítása a szilárdanyag eltávolításával. A gravitációs zagysűritőket számos helyen alkalmazzák, mint pl. az ásványelőkészítésben, a szennyvíztisztításban, szűrési eljárásoknál, az ivóvíz szolgáltatásban, a víz és óceán mérnökség - iszapkotrás során, a környezeti- és a biotechnológiában (Garmsir and Haji Amin Shirazi, 2012). Concha and Barrientos 1993-ban publikált egy átfogó tanulmányt, amelyben áttekintették az akkor létezett gravitációs zagysűritő tervezési módszereket. Alapvetően három méretezési módszertant közöltek. A méretezési módszerek első csoportja az ún. makroszkópikus egyensúly elmélet (Coe and Clevenger, Mishler), a második az ún. kinematikai modell (Kynch, Talmage and Fitch, Oltmann, Yoshioka-Hasset, Wilhelm and Naide) míg a harmadik az ún. dinamikus modell (Concha and Bustos, Adorjan, Michaels and Bolger, Robert). A makroszkópikus egyensúly modell szerint négy diszkrét, - azaz egymástól

elkülönülő - zóna különböztethető meg az ipari zagysűrítőkben és derítőkben (különböző ülepítő tartályokban) és a laboratóriumi ülepítő hengerben egyaránt. A legfelső zóna az ún. derített folyadék (I) zóna, amely már nem vagy csak kevés szemcsét tartalmaz. Amennyiben hibás a sűrítő működése, akkor az I. derített folyadék zóna is zavaros lehet a nem megfelelően sűrített szemcséktől és ezt a jelenséget sűrítő túlcordulásnak nevezik. A derített folyadék zóna alatt helyezkedik el az, ún. hátráltatott ülepedés zónája (II). A II. zónában a szilárdanyag koncentrációja állandó és a szemcsehalmaz ülepedési sebessége is állandó. A II. zónában kialakuló állandó koncentráció elsősorban a zagysűrítőre feladott zagy szilárdanyag tömegáramától függ az ipari berendezésben, míg a laboratóriumi hengerben az ún. kiindulási koncentrációtól. Amennyiben a feladás tömegárama meghaladja a berendezés kapacitását, az azt eredményezi, hogy a derített folyadék zóna (I) vastagsága csökkenni kezd és a sűrítő hamarosan túlcordul. A hátráltatott ülepedés zónája (II) alatt az esetek többségében egy ún. átmeneti zóna (III) alakul ki. Az átmeneti zóna választja el egymástól a felette lévő még ülepedésben lévő szemcséket az alatta lévő már nem ülepedő, hanem tömörödő szemcséktől. Ebből az is következik, hogy az átmeneti zónában a koncentráció erősen nő, a hátráltatott ülepedés során kialakult mérsékelt koncentrációról a leülepedett réteg nagy koncentrációjáig. Az átmeneti zóna nem mindig alakul ki. Az alsó réteget, - amelybe az ülepedő szemcsék már megérkeztek és azok a saját súlyuktól fogva elkezdenek tömörödni - tömörödési zónának (IV) nevezik. Az ipari zagysűrítőkben, a IV. zónában a koncentráció lefelé még tovább nő egészen az alsó kifolyási pontig. A kinematikai zagysűrítési modellek Kynch elméletén alapulnak, amely szerint a szemcsehalmaz együttülepedő süllyedési végsebessége a zagysűrítő adott még ülepedésben lévő magasságánál a helyi koncentráció függvénye. Ez egyértelműen csak a hátráltatott ülepedési zónában érvényes, mert alatta már szemcsetömörödés és esetleg konszolidáció játszódik le, ahol nem értelmezhető a süllyedési sebesség és más erők dominálnak. A különböző flokkuláló szerek az ülepedő rétegekben gyorsítják az ülepedést, mivel nagyobb tömegű flokkok jönnek létre, azonban a tömörödéssel általában gátló hatásúak, amire végképp nem érvényes a Kynch elmélet. Ezért volt szükség az ún. dinamikus zagysűrítő méretezési módszerek kidolgozására. Az egy érdekes kérdés, hogy miért alakul ki állandó koncentráció és állandó zagy határréteg süllyedési sebesség a hátráltatott ülepedés zónájában. Korábban már említésre került, hogy már két viszonylag egymáshoz közel lévő szemcse is hátráltathatja egymás mozgását, mivel az egyik körüláramlása érintheti a másikat, így megváltozik a közegellenálló erő. Számos ipari zagysűrítési esetben a koncentráció és a szemcseméret is annyira kicsi, hogy a szemcsék az ülepedés kezdetén nem zavarják egymás mozgását ezért szabadon ülepednek. Azonban ezt követően kialakul egy olyan koncentráció, amikor a szemcse – szemcse kölcsönhatások miatt a nagy süllyedési sebességű szemcsék nem tudják a lassabbakat kielőzni, így a teljes szemcsehalmaznak együtt kell mozognia. Ez ahhoz hasonlít, mint amikor a többsávos autópályán olyan sok autó van, hogy a gyors autók már nem tudnak előzni, így kénytelenek az autók együtt - egy kialakuló kisebb sebességgel - haladni. Ezt nevezik zónás vagy hátráltatott ülepedésnek. Garmsir and Haji Amin Shirazi 2012-ben kb. 300 BST kísérletet végzett el és számos egyenlet illetve modell segítségével kiértékelte az eredményeket, meghatározta az adott modell szerinti fő paramétereket, amelyekkel a zagysűrítő méretezhető. Mindezek alapján kidolgozták az I nevű index használatát, amellyel az eltérő ülepedési jellegek és flokkuláló szerek összehasonlíthatók. Balbierz P. and Rucka (2017) mérési eredményeket közölt kétfokozatú, félüzemi

deammonifikációs üzem iszapsűrítési alapvizsgálatairól. Összehasonlították a hivatkozott zagysűrítő modelleket és megállapították, hogy a jól ismert Takacs modell jól illeszkedett a flokkuláló szeres mérési eredményekre. Elena Torfs és szerzőtársai (2016) kézikönyvet publikált a különféle laboratóriumi ülepedésvizsgálati módszerekről, különös tekintettel a szennyvíztisztításra. Újabban a számítógépes szimulációs modellezés is megjelent ezen a tématerületen. Xu és szerzőtársai (2018) csatolt CFD–DEM („Computational Fluid Dynamics” - „Discrete Element Method”) szimulációt végzett az ülepedési folyamatok modellezésére. Igen széles koncentráció tartományt (0,05~0,6 m/m) vizsgáltak. A folyadék fázis modellezésére a lokálisan átlagolt, - összenyomhatatlan folyadékokra érvényes - Navier-Stokes egyenleteket és a CFD technikát alkalmazták. A szemcsék mozgását és hatását a diszkrét elemes (DEM) modul segítségével modellezték Newton második mozgástörvénye alapján. Az ülepedés során létrejövő kontakterőket, - amelyek egyrészt a szemcse-folyadék kölcsönhatásokból, másrészt a szemcse-fal ütközésekből állnak elő - minden egyes modellezett szemcse esetére kiszámították.

2.1.4. SZILÁRD-FOLYADÉK KEVERÉKEK CSŐÁRAMLÁSA

Tarján és Debreczeni Professzorok nagydoktori értekezése 1989-ben jelent meg (Tarján és Debreczeni, 1989). Ezzel időben egybe esett a tudományos pályám kezdete, és ez volt az a mű, amely elindított a hidromechanizáció tématerülete felé. A PhD értekezésemben (Faitli, 1996) részletesen összefoglaltam a szilárd-folyadék keverékek csőáramlása nyomásvesztésének a számítására alkalmas modelleket, egyenleteket.



2.1. ábra. A koncentráció eloszlása a sebesség függvényében

Ezt nem részletezem újra, de tömören összefoglalom a vizsgált modellek főbb jellemzőit. A legfontosabb, amit ki kell hangsúlyozni, hogy a szakirodalomban akkor elterjedt modell volt a cső függőleges tengely menti koncentráció eloszlás alapján osztályozni a szilárd - folyadék keverékek csőáramlását, amely modell sajnos néha még jelenleg is használatban van.

Amennyiben a koncentráció eloszlása szimmetrikus, homogén keverékáramlásról, amennyiben aszimmetrikus heterogén keverékáramlásról beszélnek, és eszerint választják meg a nyomásvesztés számítására szolgáló összefüggéseket is (Govier és Aziz, 1972;

Durand és Condolios, 1952; Tarján és Debreczeni, 1989; Ihle és Tamburrino, 2012; Wasp és munkatársai, 1977; Vlasák és munkatársai, 2014). A 2.1. ábra, durva monodiszperz szemcsékből álló szilárd-folyadék keverékek tipikus nyomásveszteség görbáját mutatja (Govier és Aziz, 1972). Még nagyméretű szemcsék esetén is, - ha a keresztmetszeti átlagsebesség elegendően nagy (nagyobb, mint v_{M1}) - a szemcséket szuszpendálja a nagy turbulencia, az anyag szimmetrikus koncentráció eloszlás mellett szállítható (homogén keverékáramlás). Csökkenő sebességnél ($<v_{M1}$) először a koncentráció eloszlás aszimmetrikussá válik, majd v_{M2} sebességnél előbb megjelenik a csúszó ág, még kisebb sebességeknél ($<v_{M3}$) az álló ág, végül v_{M4} sebességnél bekövetkezik a dugulás (2.1. ábra). Folyadékok, - pl. tiszta víz - csőáramlása esetén a nyomásesés egyszerűen számítható. Elsőként a Fanning csőúrlódási tényezőt kell meghatározni, amelyet a Darcy és Weisbach (Govier és Aziz, 1972) egyenletbe (2.1.15) helyettesíthetünk be a fajlagos nyomásesés kiszámítására.

$$\frac{\Delta p}{L} = 2 \cdot f \cdot \frac{v^2 \cdot \rho}{D} \quad (2.1.15)$$

Az f Fanning féle csőúrlódási tényezőt pl. az áramlástanban jól ismert Moody diagramból olvashatjuk le newtoni közegek ($\tau = \mu \cdot \dot{\gamma}$) esetén. Amikor a Reynolds szám ($Re = v \cdot D \cdot \rho / \mu$) kisebb, mint 2320, akkor az áramlás lamináris, a Fanning csőúrlódási tényező pedig: $f = 16/Re$. Ha a Reynolds szám nagyobb, mint 2320 az áramlás turbulens, akkor a Colebrook egyenlet (2.1.16) használható a teljes csőérdesség és Reynolds szám tartományon.

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 4 \cdot \log \frac{D}{2 \cdot k} + 3,48 - 4 \cdot \log \left(1 + 9,35 \cdot \frac{D}{2 \cdot k \cdot Re \cdot \sqrt{f}} \right) \quad (2.1.16)$$

Ezt a jól ismert számítási algoritmust beprogramoztam a RHEOLOGY szoftverben, a Colebrook egyenletet iterációval, intervallumfelezéses és Newton–Raphson-módszer szerint oldottam meg. Megállapítottam, hogy a Colebrook egyenlet használata egyenértékű a Moody diagrammal.

Az ipari gyakorlatban több ezer kilométeres csővezetékek léteznek, amelyekben különféle méretű, alakú és sűrűségű szemcséket tartalmazó anyagokat szállítanak, leggyakrabban víz segítségével. A hidraulikus szállítás legfontosabb hazai alkalmazása az erőműi salakok és pernyék, jellemzően néhány tíz kilométer hosszú csővezeteki szállítása és a felhagyott bányák hidraulikus tömedékelése. A szakirodalom 1996-os állása szerint a következő fontosabb modellek léteztek szilárd-folyadék keverékek csőáramlásának a méretezésére. Szűk szemcseméret-eloszlású (közelítőleg monodiszperz), jellemzően kisméretű szilárdanyagok esetén a keverékáramlás jellemzően szimmetrikus függőleges csőtengelymenti koncentráció-eloszlású, így homogén keverékáramlás alakul ki. Homogén keverékáramlás és egyfázisú folyadékok és gázok esetén a nyomásveszteséget a közeg reológija alapján számíthatjuk ki (Govier és Aziz, 1972). Bingham plasztikus közegek ($\tau = \tau_o + \eta \cdot \dot{\gamma}$) lamináris csőáramlása esetén a Buckingham egyenletet, sima falú csővekben való turbulens áramlása esetén, pedig a Torrance egyenletet alkalmazhatjuk (Faitli, 1996).

Hatványfüggvénnyel jellemezhető közegek esetén ($\tau = K \cdot \dot{\gamma}^n$) a Dodge és Metzner, Clapp, BNS, Torrance, ill. a Ryan és Johnson egyenleteket alkalmazhatjuk (Faitli, 1996). Mindezen egyenleteket jellemzően numerikus iteráció segítségével 1996-ban beprogramoztam és újrarajzoltam a csősúrlódási tényező diagramokat. Reálpasztikus közegek ($\tau = \tau_0 + K \cdot \dot{\gamma}^n$) sima falú csövekben való turbulens áramlására Hanks dolgozott ki komplex egyenletrendszert a Prandtl-Van-Driest keveredési hossz elmélet alapján, amellyel a csősúrlódási tényező diagram kiszámítható volt (Hanks, 1978). Ezt az egyenletrendszert egy numerikus algoritmusba helyeztem és numerikus integrálás és iteráció segítségével megoldottam azt, hogy adott áramlási sebességhez a nyomásveszteség közvetlenül kiszámítható (Faitli, 1996). *Megállapítottam, hogy a Hanks egyenletrendszer mind a négy hivatkozott reológia (newtoni, Bingham pasztikus, hatványfüggvénnyel jellemezhető, reálpasztikus) esetén jól alkalmazható, mivel a nyugalmi határfeszültség eltűnésével, illetve a hatványkitevő eggyé válása esetén a bonyolultabb reológia visszaegyszerűsödik az egyszerűbb reológiává, a Hanks módszer pedig visszaadja a közölt egyenletek eredményeit az egyszerűbb reológiák esetén.* A Hanks módszer összefüggéseit a 3.1.3. RHEOLOGY csőszállítástervező szoftver fejezetben közlöm. A PhD értekezésemben a jellemzően monodiszperz durva szemcséket tartalmazó („heterogén keverékáramlás”) szilárd-folyadék keverékáramlás nyomásveszteségének a számítására 20 egyenletet közöltem (Faitli, 1996). Nevezzük ezeket Durand és Condolios típusú egyenleteknek az első ezzel foglalkozó munka alapján. Ezek az egyenletek nagyszámú kísérleti munka alapján születtek, amikor a kísérletek során különféle csövekben, különféle anyagokkal megmérték a nyomásveszteség görbét, majd azokra függvényt illesztettek. Ebből az következik, hogy csak a vizsgált körülményekre érvényesek az egyenletek. A Durand és Condolios egyenlet (2.1.17), amikor $K=81$ és $n=3$:

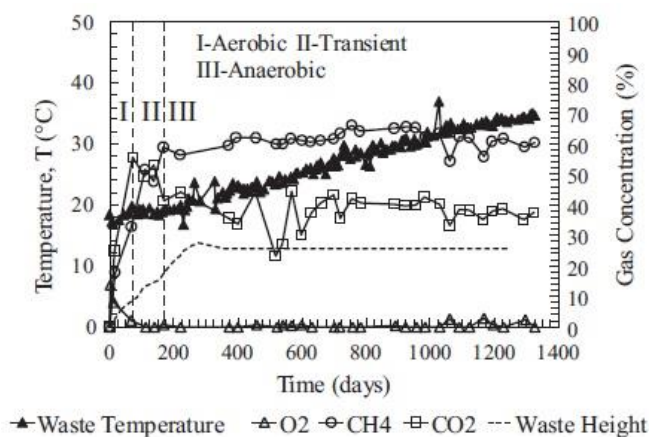
$$\Delta p = \Delta p_v \cdot C_T \cdot \left[1 + K \cdot \left(\frac{\sqrt{g \cdot D}}{v} \right)^n \cdot \frac{(\frac{\rho_s}{\rho_v} - 1)^{1,5}}{C_D^{0,75}} \right] \quad (2.1.17)$$

Polidiszperz szilárd anyagok csőszállításának a méretezésére számos módszert tartalmazott a szakirodalom. Wasp és szerzőtársai (1977) un. „vehicle” elmélete szerint a szilárd anyagot két részre kell bontani a koncentráció eloszlása alapján. A cső felső részén (0,08D-nél) lévő koncentrációt függőlegesen levetítve kijelölhető a szilárd anyag egy része. Ez a szilárd rész és a folyadék alkotja közösen az un. szállítójárművet (vehicle), amely szállítja a szilárd anyag fennmaradó részét. A nyomásveszteséget elsőként a szállítójármű áramlási súrlódási ellenállása alapján a „homogén” kritérium szerint, majd a fennmaradó rész járulékos veszteségét Durand és Condolios típusú összefüggésből számítja ki a Wasp és szerzőtársai modell. Tarján és Debreczeni (1989) a keverékáramlás minőségét vizsgálta a szemcsenagyság függvényében. Megállapították, hogy a Durand és Condolios típusú egyenletekben szereplő Froude szám ($Fr = \sqrt{g \cdot D}/v$) kitevője jellemzően a 0 ... 3 tartományon változik és alkalmas a keverékáramlás minőségének a jellemzésére. Még mindig a „homogén-heterogén” osztályozást alkalmazták, azonban ez egy igen fontos felismerés volt, hogy a szemcseméret az elsődleges jellemző és csak ezt követi a kialakuló koncentrációeloszlás. Egy közös összefüggésben írták fel a homogén, a heterogén és az átmeneti keverékáramlások nyomásveszteség összefüggését a Froude szám kitevője

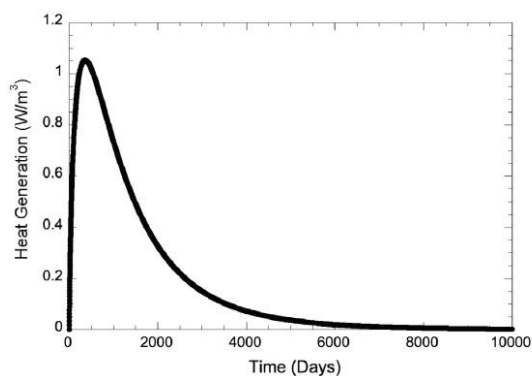
segítségével. Csúszóágyas keverékáramlás esetére, - amikor a kiüledett szemcsék a cső alján csúszó-, vagy akár álló ágyat alkotnak - Wilson (1974) dolgozta ki az ún. kétréteg modellt. Feszültség egyensúlyi egyenletet írt fel a csúszóágyat és a felette áramló keveréket elválasztó felületre. Shook et. al. (1988) és Lazarus (1980) egyaránt komplex számítási módszert dolgozott ki a Wilson féle kétréteg modell alapján, amellyel a csúszóágyas keverékáramlás nyomásesése számítható. Az itt hivatkozott medellek mindegyikét a RHEOLOGY csőszállítástervező szoftverben beprogramoztam és összehasonlító számításokat végeztem (Faitli, 1996). Ezt követően ezen modellek felhasználásával egy új modellt dolgoztam ki, amely alkalmas a szemcseméret-eloszlás figyelembe vételére. A szemcseméret-eloszlást néhány diszkrét szemcseméret frakció alapján jellemeztem, amely frakciók mindegyikére meghatároztam a Tarján és Debreceni által javasolt Froude szám exponensét, amivel jellemezni tudtam az eltérő szemcseméretű frakciók eltérő keverékáramlási jellemzőit. A nyomásesést a szemcsefrakciók járulékos nyomáseséseinek az összegzésével számítottam ki (Faitli, 1996).

2.2. Szakirodalmi áttekintés a hulladéklerakók hőgazdálkodása tudományterületen

A szakirodalomban a hulladéklerakók hosszú távú viselkedésével és a belső folyamatok jellemzésével foglalkozó igen nagyszámú tanulmány létezett az ezirányú kutatásaim megkezdésekor (Archer and Robertson, 1986; Attal és szerzőtársai, 1992; Christensen and Kjeldsen, 1989; Emberton, 1986; Lefebvre és szerzőtársai, 2000; Rees, 1980; Wall and Zeiss, 1995). Számos szerző foglalkozott a települési szilárdhulladék (TSZH) lerakókban lejároló biokémiai bomlás fázisaival (I-aerób, II-átmeneti, III-anaerób, 2.2.1. ábra) és a lerakók tipikus hőmérséklet és hőfejlődés jellemzőivel (2.2.2. ábra).



2.2.1. ábra. Gázképződés és hőmérséklet az idő függvényében (Coccia és szerzőtársai, 2013)



2.2.2. ábra. Hőfejlődés az idő függvényében (Hanson és szerzőtársai, 2013)

Számos szerző felismerte, hogy a hulladéklerakók nem csak depóniagáz forrásai, hanem hőenergia forrásai is lehetnek (Young, 1992; Yeşiller és szerzőtársai, 2005). Az első cikk egy koncepció cikk volt a témában, amely mögött nem volt kísérleti munka, azonban elméleti

megfontolás után számos ötletet tartalmazott a hőkinyerésre vonatkozóan (Coccia és szerzőtársai, 2013). Coccia és szerzőtársai (2013) elméleti javaslatot tett vízszintes és függőleges elrendezésű csővezetékek lerakóba való lefektetésére, amelyben munkaközeget lehet szivattyúval keringtetni és így hőt lehet onnan kinyerni. Yeşiller és szerzőtársai (2014) javasolta, hogy a hőcsere kétirányú is lehet, ill. a lerakó ütemek között is megvalósítható, például a frissen deponált TSZH bomlását intenzifikálni lehet hőbevezetéssel. A hőcsere műszaki megvalósítására vonatkozóan időközben számos szabadalom is született (Szamek, 2014; Yeşiller és szerzőtársai, 2014; Faitli és szerzőtársai 2016a és b). A szakirodalom kutatásom alapján, az első olyan cikk, amely félüzemi méretű megvalósult hőcsere kísérletekről adott számot, az a társszerzőimmel 2015-ben írt cikk (Faitli és szerzőtársai, 2015b). Számos tanulmány volt a szakirodalomban, amely a kinyerhető hő nagyságrendjével foglalkozott (Young, 1992; Hanson és szerzőtársai, 2013; Yeşiller és szerzőtársai, 2005). Az egyértelmű, hogy a kinyerhető hő elsősorban a deponált TSZH biokémiai úton lebontható anyagtartalmával arányos. Yeşiller és szerzőtársai (2005) egy 2005-ös tanulmányában összefoglalta azokat az elméleti számításokat, amelyek az anyagösszetétel alapján becsülték a kinyerhető hőt. Ezek között a glükóz aerób lebontása, aerób metabolizmus, az egyenértékű glükóz tartalomra vonatkoztatott biológiai lebontás, a teljes szerves frakció széndioxidra és metánra alakulása, a keletkező termékek entalpiája és a sztöchiometrikus biokémiai reakció, ill. az égetés során felszabaduló energia, stb. szerepeltek. Yeşiller és szerzőtársai (2005) a szakirodalmi adatok alapján igen jelentős szórást állapított meg a felsorolt modellek szerinti kinyerhető hő nagyságrendjét illetően. Azonban elméletileg az lehetséges, hogy hulladék-analízis (mintavételezés) segítségével megmérjük a hulladék makroszkópikus anyagösszetételét és az alapján becsüljük meg a kinyerhető hő nagyságrendjét. Young (1992) egy egyszerű összefüggést javasolt a lerakóban keletkező hő nagyságrendjének a meghatározására. Az összefüggés szerint a hő, - ami melegíti a lerakó testet és akár el is vonható – az a metanogenezis során felszabaduló biokémiai energia mínusz a párolgási hő. A párolgási hő egyrészt a hőmérséklettől, másrészt attól függ, hogy a telített depógáznak mekkora a nedvességtartalma. Young (1992) kísérleti adatai szerint a települési szilárdhulladék lerakókban keletkező hőenergia kb. $2 \text{ MJ/m}^3\text{K}$ nagyságrendű. Hanson és szerzőtársai (2000) és Yeşiller és szerzőtársai (2005) kiegészítették a Young modellt azzal, hogy figyelembe vették, hogy hőenergia távozhathat a lerakó környezetébe, bár arra a következtetésre jutottak, hogy ez általában csekély mértékű, mivel a lerakó falát adiatermnek (hő nem áramlik át a falon keresztül), jól szigetelőnek feltételezték. Hanson és szerzőtársai (2000) és Yeşiller és szerzőtársai (2005) két hógazdálkodási opciót is javasoltak. Amennyiben egy lerakóban már hosszú ideje zajlik a lebomlás a hőkinyerés logikus célja a depótest környezeti hőmérsékletre való visszahűtése. Ezzel szemben még aktív lerakók esetében, általában nem célszerű a mezofil optimális hőmérséklet alá hűteni a hulladékot mivel leállhat a metanogenezis és a depógáz termelés. Az optimális mezofil lebontási hőmérséklet számos szerző szerint a $35 - 40^\circ\text{C}$ tartományba esik. Yeşiller és szerzőtársai (2015a, 2015b) kiterjedt méréseket végzett számos TSZH lerakón, amelyek különféle klimatikus viszonyok között helyezkedtek el. A lerakók számos pontján egy éven keresztül mérték a hőmérsékletet és az adott állapotú hulladék egységnyi térfogatának a fajhőjét. A kinyerhető hőt a hőmérséklet különbség és a fajhő szorzataként határozták meg. A vizsgált lerakókban a hőmérséklet jellemzően a $45 - 60^\circ\text{C}$ tartományba esett, így a hőelvonást optimális mezofil hőmérsékletre

maximum 20°C hőmérséklet különbséggel lehet elvégezni. Megállapították, hogy a kinyerhető hőenergia kb. 5,2 MJ/m³K nagyságrendű. Mindezek alapján megállapítottam, hogy a hőkinyerés mérnöki megvalósításáról a Coccia és szerzőtársai (2013) cikkben található elvi ötleteken kívül más nem volt található a szakirodalomban. A csővezeték és munkaközeg anyagának és kialakításának a kidolgozásán kívül a legfontosabb kérdés az az, hogy adott hőkútnak mekkora a hatókörzete, azaz mekkora térrészből vonja el a hőt, mert csak ez alapján lehet a térbeli elrendezést megtervezni. A másik igen fontos megválaszolatlan kérdés az volt, hogy hőelvonás mellett lehet-e depóniagázt termelni?

Az energiamegmaradás törvénye jól ismert a szakirodalomban. Amennyiben egy adott térfogatban lévő anyag hőegyensúlyban van, akkor a termikus és a mechanikai kölcsönhatások egyensúlya - ami a belső energia változását eredményezi - felírható (Czibere, 1989). A települési szilárdhulladék lerakókban lezajló hőtani folyamatok stacionérnek tekinthetők, mert a hőkinyerés szempontjából több év alatt lezajló, - adott pillanatban kvázi állandónak tekinthető - jelenségről van szó. Ezért az izotróp anyagokban megvalósuló konduktív hővezetés jól ismert differenciálegyenlete (2.2.1) alkalmazható.

$$\operatorname{div}(\lambda \cdot \operatorname{grad}T) + p = 0 \quad (2.2.1)$$

Annak ellenére, hogy a 2.2.1. egyenlet jól ismert a szakirodalomban, a szakirodalomkutatásom alapján megállapítottam, hogy azt még nem alkalmazták TSZH lerakók hőtani jellemzőinek a meghatározására. A 2.2.1. egyenletben szereplő p nem mechanikai eredű hőforrást jelöl. Bizonyos kőzetekben természetes radioaktív jelenségek következtében hő fejlődik és ez a helyzet a TSZH lerakókban végbemenő biokémiai lebomlással is.

2.3. Szakirodalmi áttekintés a keverőmalmok modellezése tudományterületen

Nagyszámú kutatás foglalkozik az aprító berendezésekben az aprított szemcsék törési és az őrlőtestek mozgási jellemzőinek vizsgálatával (Cleary 2001, Kwade 2004, Eskin és szerzőtársai 2005a és b, Kniecke és szerzőtársai 2010, Bohács 2018, Taylor és szerzőtársai 2020). Általában az őrlőtesteket diszkrét elemeknek modellezik (Cleary 2001, Perez és szerzőtársai 2015), míg az őrlt szemcséket és a folyadékot együtt kontinuumként kezelik (Mayank és szerzőtársai 2015). Az ún. csatolt számítógépes modellezés esetén az őrlt szemcséket és a vizet együtt önálló kontinuumnak kezelik és zagynak nevezik, és a modellezéséhez CFD (computational fluid dynamics) szoftvert alkalmaznak. A CFD modellezés során véges térfogatelemekre bontják a vizsgált malmot és numerikus iteráció segítségével megkeresik azt a sebességállapotot, amely esetén a véges térfogatelemek között kielégülnek a jellemző egyenletek, azaz a mozgásegyenlet, a kontinuitási egyenlet és a - vélhetően csak newtoni folyadékokra érvényes - anyagegyenlet. Mayank és szerzőtársai (2015) cikkéből nem állapítható meg, hogy milyen anyagegyenletet használtak a számításokhoz. Az őrlőtestek mozgását DEM (discrete elements method) számítógépes szimuláció segítségével modellezték, amelyben minden egyes őrlőtest jellemzőit külön meg

kell adni és a numerikus iterálást minden egyes őrlőtestre vonatkozóan kell elvégezni. Az nyilvánvaló, hogy nagyszámú őrlőtest modellezése, nagy számítási kapacitást igényel. Amennyiben az őrlő szemcséket is diszkrét elemként kezelnénk még nagyobb számítási kapacitásra lenne szükség, mert az őrlő szemcsék darabszáma lényegesen több mint az őrlőtesteké, ezért ezt jellemzően nem teszik. Azonban felvetődik a kérdés, hogy az őrlő szemcsék és a víz együtt mindig kontinuumként viselkedik-e az őrlőtestekhez, ill. a malom falához képest? Az eltérő őrlőberendezésekben eltérők a szemcse, őrlőtest és a fal méretarányai ezért eltérő diszperz állapot jellemzők állhatnak elő. A keverőmalmokat finom és ultrafinom őrlémények előállítására alkalmazzák, ezért a diszperzitás állapot hatásának a vizsgálata különösen fontos erre a berendezésre.

A keverőmalmok méretezésére szolgáló modelleknek két nagy családja található a szakirodalomban. Az egyik modell az ún. igénybevételi modell, amelynek az alapjait Kwade 2003-ban publikálta és az óta igen nagyszámú publikáció született ezzel kapcsolatban (Kwade 2003, Kwade 2004, Kwade és Schwedes 2007). A berendezés és az eljárás makroszkópikus jellemzői alapján, mint pl. a rotor csúcspontjának átmérője és kerületi sebessége és a „zagy” és az őrlőtestek fizikai jellemzői alapján az igénybevételek energiájának és számának a meghatározására törekszik a modell. Ez egy igen hatékony módszer adott őrlési feladatok méretezésére és optimalizálására, azonban nem törekszik arra, hogy magyarázatot adjon az aprítás okainak az elméleti leírására. Nem ad például magyarázatot arra, hogy a centrifugális erő miatt a „zagy” és az őrlőtestek miért nem szorulnak ki a falhoz és mi az, ami miatt az őrlőtestek egymással ütközhetnek? Kevésbé hatékony eljárás- és előkészítéstechnikai méretezési módszer, azonban a fizikai jelenségek elméleti leírására törekszik a keverőmalmok másik nagy modellezési családja az ún. mikrohidrodinamikai modell, amelyet Eskin és szerzőtársai (2005a és 2005b) publikált először. A mikrohidrodinamikai modell szerint a keverőmalmok működésének alapja a turbulencia és a turbulens impulzuscseré. A 2.1.2. Szuszpenziókészítés fejezetben már volt szó a propeller keverőberendezésről, amely leírására szolgál a már hivatkozott Baldi és szerzőtársai, 1978; Buurman és szerzőtársai, 1986; Davies, 1986 által kidolgozott turbulencia-elmélet. Eszerint a szemcsék a falközeli örvényekkel létrehozott energiacsere következtében emelkednek fel. Ekkor a kinetikai energia által meghatározott örvény egy része a szemcse potenciális energiájává alakul át, amelynek következtében a szemcsék felemelkednek és a körüláramlás magával ragadja őket. Amennyiben az áramlási sebesség és így a turbulencia a keverőmalomban lényegesen nagyobb, akkor már őrlés valósul meg, mert az ütköző őrlőtestek közé kerülhetnek az őrlendő szemcsék. Látszik, hogy a mikrohidrodinamikai modell áramlástanai megközelítésű ezért alkalmas arra, hogy a malomban lévő heterogén diszperz rendszer diszperzitásállapotát figyelembe vegye. Jól ismert jelenség a szakirodalomban, hogy a szuszpenzió reológia erősen befolyásolja a szilárd anyagok nedves őrlését (He és szerzőtársai 2006, Shi és szerzőtársai 2002, Kniecke és szerzőtársai 2010, Faitli és szerzőtársai 2016). Kniecke és szerzőtársai (2010) laboratóriumi méretű keverőmalmi kísérleteket végzett, miközben az őrlő szemcséket tartalmazó szuszpenzió folyási viselkedését off-line rotációs reométeres mérések segítségével határozta meg. A kísérleti eredmények alapján Kniecke és szerzőtársai azt a következtetést vonták le, hogy az őrlési hatékonyság csökkenésének az volt az oka, hogy az őrlőtestek mozgási energiája lecsökkent az őrlő szuszpenzió megnövekedett látszólagos viszkozitásának

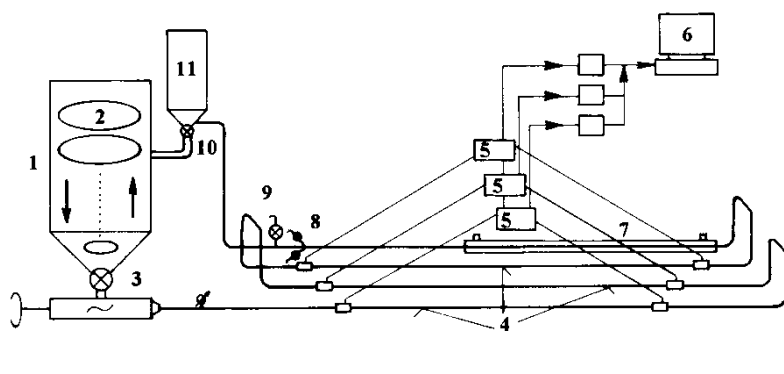
a következtében megnőtt viszkozus csillapítás miatt. Az őrlött szuszpenzió látszólagos viszkozitása vagy a nagyobb szilárdanyag koncentráció, vagy pedig a kisebb szemcseméret miatt következett be. Megállapították, hogy a reológiai viselkedés lehatárolhatja az őrlési folyamatot, azaz a viszkozitás miatti őrlőgolyó-mozgáscsillapítás következtében a látszólagos őrlési határ hamarabb következett be, mint a valódi őrlési határ. A szakirodalom vizsgálata alapján tehát két olyan fontos tudományos problémát állapítottam meg, amelyek nincsenek kellőképp megmagyarázva. Az egyik a malomban lévő diszperz rendszer kontinuum- vagy diszkrételemszerű viselkedésének a jellemzése és ennek a figyelembe vétele a modellezésben, ill. mind a numerikus szimulációs modellek (CFD és DEM) és mind az igénybevételi- és a mikrohidrodinamikai modellek még nem tudják kezelni azt, ha az őrlött szuszpenzió nem-newtoni folyási viselkedésűvé válik.

3. ANYAG ÉS MÓDSZER

3.1. Új kísérleti eszközök és módszerek fejlesztése

3.1.1. CSŐREOMÉTER ÉS KIÉRTÉKELŐ SZOFTVER

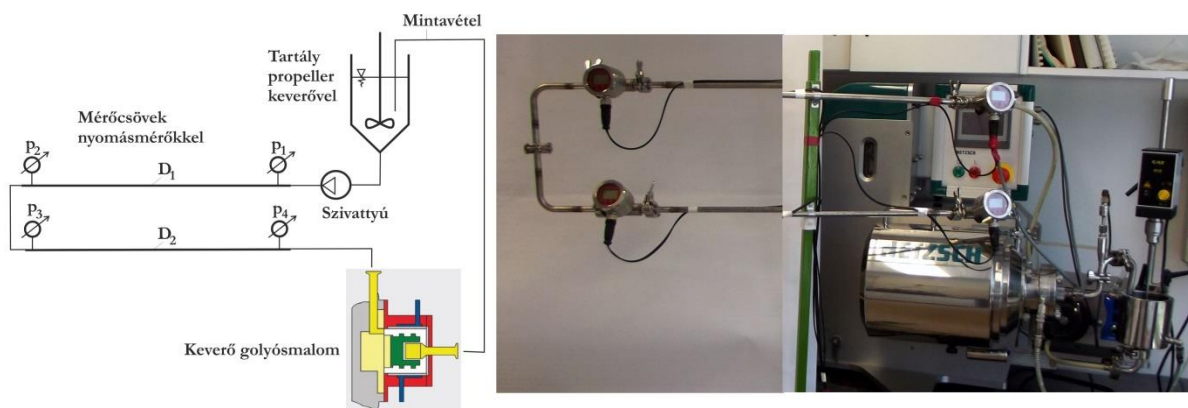
A mechanikai eljárás technikában a folyadékok és bizonyos szilárd-folyadék keverékek reológiai viselkedésének a vizsgálata alapvető fontosságú. *A későbbiekben elméleti úton bizonyítom, hogy csak az ún. „finom szuszpenziók” esetében lehet és kell a szuszpenzió folyási viselkedését mérni, mivel durva keverékek (zagyok) esetében a két fázis nem alkot kontinuumot, így nem mérhető az eredő reológiai viselkedés.* A leggyakrabban erre a célra rotációs reométereket alkalmaznak, azonban a Couette térben az ülepedés befolyásolja a mérést. Slatter és szerzőtársai 1998-ban szakaszos működésű (balanced beam) csőreométert készítettek. Ebben két sűrített levegőre kötött tartály között helyezkedett el a mérőcső, amelyben lamináris áramlást kell létrehozni. Ez a berendezés korlátozottan alkalmazható csak szuszpenziókra, mivel a keverés nem megoldott a nyomás alatt lévő tartályokban és a működés szakaszos. A Miskolci Egyetem, Nyersanyagelőkészítési és Környezeti Eljárás Technikai Intézetének a jogelődjében számos szakaszos működésű csőviszkoziméter prototípust készítettek, pl. csavarorsó, vagy hidraulika henger segítségével. Ezekben a munkákban már részt vettem, majd később a 3.1.1. ábrán látható csőreométert készítettem el (Faitli, 1996), melyet a PhD kutató munkámban, majd azt követően évtizedekig ipari kutatási megbízásoknál alkalmaztam. Ez a csőreométer valójában egy folyamatos működésű hidraulikus szállító berendezés úgy tervezve, hogy a mérési tartományon a mérőcsövekben lamináris és turbulens áramlás egyaránt beállítható legyen az alkalmazott merev karakterisztikájú csigaszivattyú segítségével. A turbulens áramlás a keverés miatt szükséges a lamináris áramlásban pedig a reológia mérése történik a keresztmetszeti átlagsebesség és a nyomásesés mérése útján. A berendezéshez számítógépes mérésadatgyűjtő rendszert és kiértékelő szoftvert készítettem, amelyeket a PhD értekezésemben közöltem (Faitli, 1996). Az elmúlt harminc év során számos anyag fizikai anyagvizsgálatát végeztem el a kidolgozott eljárás és a kifejlesztett és megépített csőreométer segítségével.



1. Keverőtartály
2. Lyukasztott tárcsás keverők
3. Csigaszivattyú
4. Mérő csőszakaszok
5. Nyomáskülönbség-mérők
6. Mérésadatgyűjtő
7. Hűtőcső
8. Mintavevő leágazás
9. Nyomásmérő
10. Zárószerelvény
11. Tartályos térfogatáram-mérő

3.1.1. ábra. A három mérőcsöves csőreométer

Bohács Katalin (2018) a PhD értekezésében mészkő és zeolit keverőalmi őrlését vizsgálta egy Netzsch MiniCer laboratóriumi keverőmalomban. Ehhez a berendezéshez online csőreométert és számítógépes mérésadatgyűjtő rendszert készítettem és illesztettem a Netzsch berendezés rendszerébe, amellyel Bohács Katalin a méréseit végezte. A két mérőcsővel felépített csőreométer sematikus rajzát és fényképét mutatja a 3.1.2. ábra.

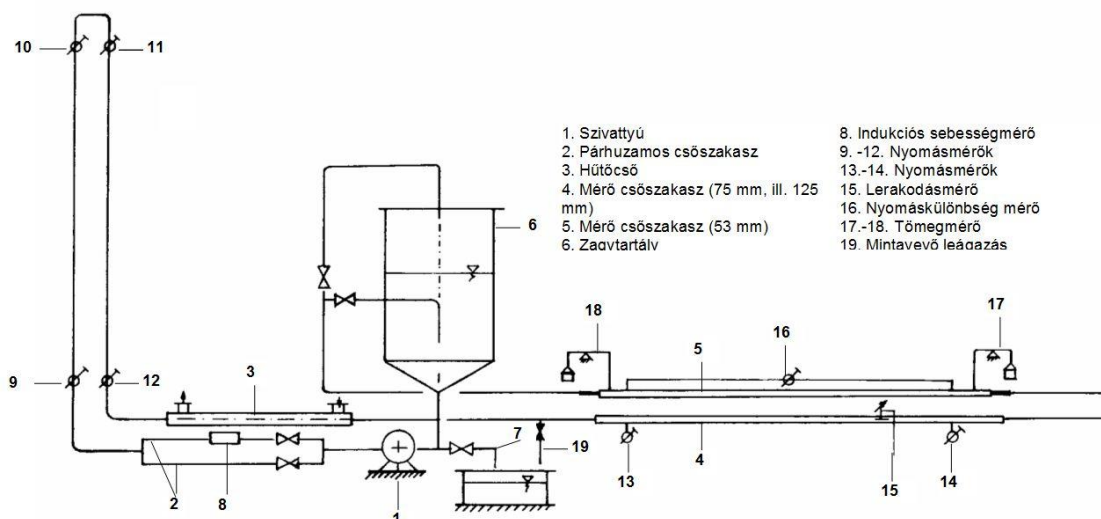


3.1.2. ábra. Két mérőcsöves csőreométer keverőmalommal egybeépítve

A Netzsch MiniCer eredeti perisztaltikus szivattyúja, - amely szintén merev karaszteriztikájú - szolgált a csőreométer szivattyújaként. Két rozsdamentes acélcső ($D_1 = 10$ mm, $L_1 = 1.6$ m, $D_2 = 9$ mm, $L_2 = 1.6$ m) volt a csőreométer két mérőcsöve. Azért volt szükség két mérőcsőre, mert a különféle reológiájú szuszpenziók lamináris pszeudó nyírási pontjainak egy görbére kell esniük és ez a mért pontok jóságának a direkt ellenőrzésére felhasználható, mivel egy szivattyú fordulatszámhoz két összetartozó pont áll a rendelkezésre. A két mérőcsőben a nyomásesést ($\Delta p_1 = p_1 - p_2$; $\Delta p_2 = p_3 - p_4$) négy darab holtter nélküli túlnyomás távadó méri. A nyomástavadók kalibrálása során megállapítottam, hogy a mérés érzékenysége 100 Pa, míg a névleges méréstartomány 0...2,5 bar volt. A szuszpenzió térfogatáramát a perisztaltikus szivattyú mért fordulatszámából, előzetes térfogatáram kalibrációt követően határoztuk meg.

3.1.2. HIDRAULIKUS KÍSÉRLETI MÉRŐÁLLOMÁS ÉS FELMŰSZEREZÉSE

A Miskolci Egyetem Nyersanyagelőkészítési és Környezeti Eljárástechnikai Intézetében, - korábban Eljárástechnikai Tanszék - Tarján és Debreczeni professzorok alapozták meg a szilárd-folyadék keverékek áramlásának a vizsgálatát 1975 – 1990 között (Tarján és Debreczeni, 1989). 1989-ben kerültem a tanszékre, és azóta ez a téma az egyik fő területem. Intenzív kutatásokat folytattam Tarján professzor úrral közösen, majd később önállóan is. Különböző szilárd-folyadék keverékek vizsgálatára számos félüzemi méretű hidraulikus mérőkört építettünk. Az évek során az adott feladatnak megfelelően a mérőköröket gyakran átépítettük. A legtöbb vizsgálatot Warman forgólapátos zagyszivattyúval végeztük, azonban használtunk membrán dugattyús és csiga szivattyúkat is. Általában a vizsgálatokat úgy végeztük, hogy a folyadék betöltésével kezdődött a mérés, majd a szilárd anyagot fokozatosan adagoltuk a rendszerbe, a zagy folyamatosan körbe járt. Végeztünk úgy is méréseket, hogy a cső végén dobszitával leválasztottuk a szilárd anyagot, majd csiga segítségével újra pontos mennyiségben beadagoltuk azt. Az elvégzett kísérleti munka alapján mérési protokollt és kísérleti berendezést fejlesztettem (Faitli, 2000), a 3.1.3. ábrán a hidraulikus mérőkör egy előnyös kialakítása látható:



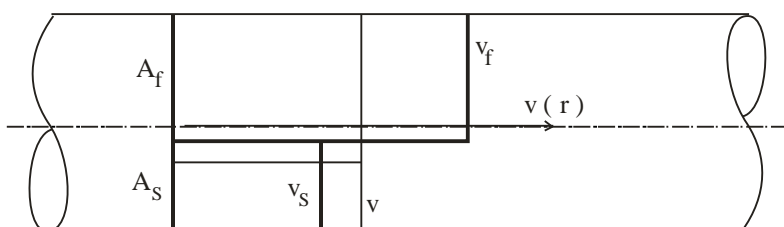
3.1.3. ábra. Félüzemi méretű hidraulikus szállítás mérőkör

A hidraulikus szállítást vizsgáló mérőkör egy felműszerezett félüzemi méretű (400 l töltési térfogat, max. 60 m³/h szállítási kapacitás), zárt körfolyamú zagyszállító berendezés, amelyben a zagyszivattyú (1) a tartályból (6) a mérő csővezetéseken (4 - 5) keresztül visszashallítja a tartályba a bekevert zagyot. Az ilyen zárt körfolyamú berendezésekben a hűtésről gondoskodni kell, mivel az áramlási súrlódási veszteség felmelegíti a zagyot. Erre a célra egy egyenes duplafalú csőszakaszt (3) építettünk a rendszerbe, a külső gyűrű alakú térben pedig folyamatosan hűtővizet keringtettünk. A megépített kísérleti körök mindegyikébe építettünk mintavevő csomópontokat (19). Csapok segítségével a teljes zagyáram, vagy a csőbe épített vízszintes elválasztó lemez segítségével a cső felső, ill. alsó felében lévő zagyáram a mintavevő edénybe juttatható. A szemcsesűrűség ismeretében, - amelyet előzőleg piknométerben kell megmérni - a szállítási koncentráció (szilárd anyag térfogatáram / zagy

térfogatáram) a minta térfogata és tömege alapján meghatározható. A mérő csőszakaszba épített tappancsok (15) segítségével a lerakódott anyagréteg vastagságát tudtuk mérni. A nyomásvesztés mérésére ez esetben holttér nélküli túlnyomás távadókat (13 - 14) alkalmaztam. A keresztmetszeti átlagsebesség mérésére indukciós áramlásmérőt (8) építettem be. Az indukciós áramlásmérő elektródái közt áramló töltések hatására indukálódik jel a műszerben, azaz az áramló közegben töltéssel rendelkező részeknek, elektronoknak - ionoknak kell lenniük. Ezért desztillált víz sebességének a mérésére nem alkalmas az indukciós áramlásmérő, normál csapvízre azonban már igen. A mérési elvből az következik, hogy az indukciós áramlásmérő csak a víz (folyadék) fázis sebességét méri, ami csak abban az esetben egyezik meg a zagy sebességével, ha a szemcsék pontosan a folyadék sebességével mozognak, azaz nincs szlip. Vízszintes csővezetékben a nagyobb szemcsék a tehetetlenségük miatt lemaradhatnak a folyadékhoz képest, míg függőleges csőben, - lefelé irányuló áramlásban - pedig előre siethetnek. Ennek megfelelően, - adott pillanatban - a csőben a helyi koncentráció megnőhet, vagy lecsökkenhet a csővégi kifolyáshoz képest, meg kell különböztetni az, un. szállítási (C_T) és helyi (C_U) koncentrációkat. Nyugalomban lévő szilárd-folyadék keverékek esetén a szemcsék relatív mennyiségét, azaz a koncentrációt térfogatok, tömegek, ill. kevert mennyiségek arányaként is megadhatjuk. A tudományos életben a térfogati koncentráció (szilárd anyag térfogata / zagy térfogata) használatos, míg az iparban inkább a tömegkoncentrációt alkalmazzák. A mérlegegyenlet (3.1.1), ill. a szállítási (C_T)- és helyi (C_U) térfogati koncentráció (3.1.2. egyenlet) a következőképp írható fel.

$$A \cdot v = A_s \cdot v_s + A_f \cdot v_f \quad (3.1.1)$$

$$C_T = \frac{A_s \cdot v_s}{A \cdot v} = \frac{\dot{Q}_s}{\dot{Q}} \quad C_U = \frac{A_s}{A} \quad (3.1.2)$$

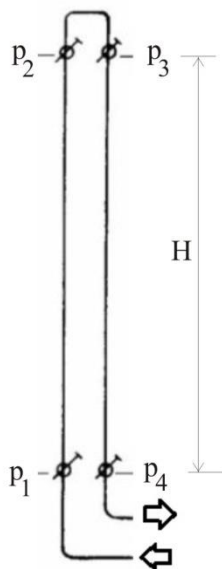


3.1.4. ábra. A szállítási – és helyi koncentráció

A 3.1.1. mérlegegyenletben három ismeretlen szerepel, amelyeket a 3.1.4. ábra szemléltet. A hidraulikus szállítási kísérleti berendezésben az az érdekes eset állhat elő, hogy annak ellenére, hogy a beépített indukciós áramlásmérő méri a folyadék fázis sebességét, ha a szlipről nincs információnk, nem tudjuk a zagy áramlási-sebességét, a mérés kiértékelhetetlen. A megoldás az, hogy mérni kell a szállítási- és a helyi koncentrációt is. A szállítási koncentráció a kifolyásból mérőhengerrel vett minta térfogatának és tömegének a mérése alapján a szemcsesűrűség ismeretében meghatározható. Ez nem on-line folyamatos, hanem szakaszos mérési módszer és a mérésadatgyűjtő rendszer sem érzékeli, azonban mindenféleképp érdemes időnként elvégezni ellenőrzés céljából. A helyi koncentráció mérésére alkalmazhatók a kereskedelmi forgalomban kapható izotópos sűrűségmérő

eszközök, azonban ezek drágák és veszélyesek. Társszerzőmmel a következő eszközöket fejlesztettük ki a szállítási-, ill. a helyi koncentráció mérésére (Tarján és Faitli, 1995).

On-line szállítási koncentráció – mérő berendezés



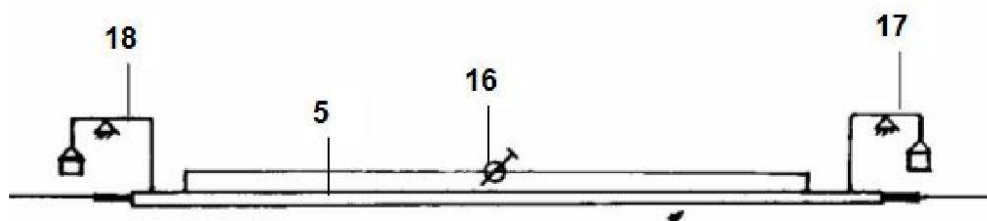
A kísérleti berendezésbe függőleges csőszakaszokat építettünk (3.1.5. ábra), amelyekbe 4 db holttér nélküli, rozsdamentes acél membránú túlnyomás távadót szereltem. Nyugalomban lévő, de felkevert zagy aljába, ha ilyen nyomásmérőt helyezünk, az a zagy hidrosztatikai nyomását, közvetve a zagy átlagos sűrűségét méri. A jelenséget a függőleges fel-, ill. leáramlás esetén az bonyolítja, hogy felfelé áramlásnál a szemcsék lemaradnak, a helyi koncentráció növekszik, míg leáramlásnál a szemcsék előre sietnek, a helyi koncentráció csökken. Mindezek alapján úgy gondoltuk, hogy a két hatás átlagaként a helyi koncentráció, azaz adott időpillanatban a csőben tartózkodó zagy átlagos sűrűségével arányos mennyiség lesz a négy túlnyomás értékéből számított összes nyomáskülönbség. Az elvégzett szisztematikus mérések és elméleti megfontolások alapján azonban bebizonyítottuk (Tarján és Faitli, 1995), hogy nagyon kis hibával ez az eszköz a szállítási koncentrációt méri. A szállítási térfogati koncentrációt a 3.1.3. összefüggés segítségével határozhatjuk meg:

3.1.5. ábra. Szállítási koncentráció mérő berendezés

$$C_T = \frac{(p_1 - p_2) - (p_3 - p_4) - 2 \cdot \rho_f \cdot g \cdot H}{2 \cdot \rho_f \cdot g \cdot H \cdot \left(\frac{\rho_s}{\rho_f} - 1 \right)} \quad (3.1.3)$$

On-line helyi koncentráció – mérő berendezés

A korábbiakban beláttam, hogy az általában acél csövekben áramló zagyok átlagos sebességének a meghatározására - az indukciós áramlásmérő mellett - szükség van olyan eszközre, ami külön képes a folyadék és a szilárd anyag sebességének, vagy a szállítási- és a helyi koncentrációnak a mérésére. A helyi koncentráció mérésére Tarján és Debreceni (1989) ötlete alapján építettem meg a 3.1.6. ábrán látható mérőberendezést, amely a mérő csőszakasznak a tömegét méri a benne lévő zaggal együtt, amiből az áramló zagy sűrűsége, közvetve a helyi koncentráció meghatározható.



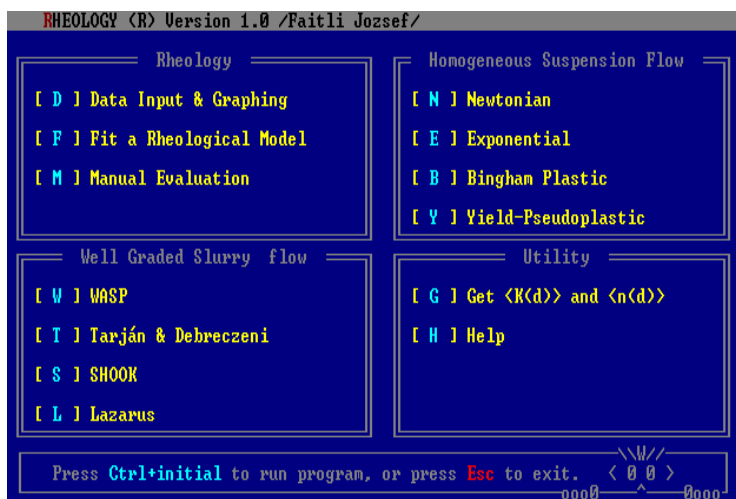
3.1.6. ábra. A helyi koncentráció mérése a mérő csőszakasz mérlegelésével

A mérő csőszakaszt gumi közcsövek közé építettem. A gumi rugalmassági modulusa legalább 3 nagyságrenddel eltér az acélétól. A cső két végére olyan mérlegkarokat (17 – 18) helyeztem, amelyek egyik karja a csövet tartja, a másik karja pedig erőmérő távadón keresztül egy – egy fix ponthoz volt rögzítve. A mérőcsőnek pontosan egytengelyűnek kell lennie a csatlakozó csőszakaszokkal, azért hogy a be- és kilépő zagyáram impulzus ereje ne okozzon hibát. Ezt a hibát tiszta vízzel végzett kalibráló mérések alapján a számítógépes mérésadatgyűjtő segítségével korrigáltam. Mivel a mérlegkarok mindkét karja pontosan ki volt egyenlítve és a nyúlásmérő bélyeges erőmérő cellák igen kicsi elmozdulás mellett érzékelik az erőt, a mérőcső mindig egytengelyű pozíciójú. A mérőcső belső térfogata (V), azaz a benne elférő zagy térfogata adott. A berendezés kalibrálásakor tiszta vízzel töltöttem fel a mérőcsövet és abban az állapotban nulláztam az erőmérőket, így tényleges méréskor a folyadékot kiszorító nagyobb sűrűségű szilárd anyag miatti (Δm) tömeg különbséget mérte a berendezés, amelyből a helyi koncentráció a következőképp számítható (3.1.4. egyenlet):

$$C_U = \frac{\Delta m}{(\rho_s - \rho_f) \cdot V} \quad (3.1.4)$$

3.1.3. RHEOLOGY CSŐSZÁLLÍTÁSTERVEZŐ SZOFTVER

A 2.1.4. szakirodalmi fejezetben a szilárd-folyadék keverékek csőáramlásának a nyomásveszteség számítására összefoglalt módszerek mindegyikét beprogramoztam a RHEOLOGY nevű szoftverbe.



3.1.7. ábra. A RHEOLOGY szoftver fő ablaka

A LabWindows for DOS nyelven megírt szoftver fő ablakát mutatja a 3.1.7. ábra. A szoftvernek négy fő része van. Az első rész a csőreométeres (3.1.1. ábra) mérések kiértékelést támogatja a pszeudó nyírási diagram kiszámításával és ábrázolásával, numerikus deriválásával és manuális, ill. a legkisebb négyzetek módszerével történő függvényillesztéssel.

A második modul a kontinuum viselkedésű szuszpenziók és egyfázisú közegek csőáramlásának tervező modulja, a mechanikai eljárás technikában leggyakrabban előforduló reológiai modellek (newtoni, hatványfüggvénnyel jellemezhető, Bingham plasztikus, reálpasztikus) esetében alkalmazható. Ezek mindegyike tartalmaz egy iterációs modult is, amellyel nem csak a térfogatáram és a csőátmérő ismeretében lehet a nyomásveszteséget kiszámítani, hanem a nyomásveszteség ismeretében (adott szivattyú) lehet iterációval vagy a térfogatáramot, vagy a

cső átmérőjét visszaszámítani. A harmadik modul a szakirodalmi összefoglalóban tárgyalt „well graded”, azaz széles szemcseméret-eloszlású zagyok hidraulikus szállításának a tervezésére szolgál. A negyedik modul a „utility”, amely a módosított Durand és Condolios egyenletben (2.1.17. és 4.5. fejezetek) az anyagi konstans (K) és a Froude szám kitevőjét (n) számítja ki a mért adatokból. A RHEOLOGY szofver első verzióját a PhD kutatómunka keretében írtam (Faitli, 1996) és azóta alkalmazom az oktatásban és a kutatásban egyaránt. Példaként megjegyzem, hogy a Mátrai Erőmű pernye-zagy csővezetékének és a mátraszentimrei volt szulfidos ércbánya hidraulikus tömedékelő rendszerének a tervezése során is használtam ezt a programot.

Megállapítottam, hogy a Hanks (1978) által a reálpasztikus folyadékokra közölt nyomásesés számítási módszer mind a négy hivatkozott reológia (newtoni, Bingham pasztikus, hatványfüggvénnyel jellemezhető, reálpasztikus) esetén jól alkalmazható, mivel a nyugalmi határfeszültség eltűnésével, illetve a hatványkitevő eggyé válása esetén a bonyolultabb reológia visszaegyszerűsödik az egyszerűbb reológiává. A Hanks módszer pedig elegendően pontosan visszaadja a korábban közölt egyenletek eredményeit az egyszerűbb reológiák esetében is (2.1.4. fejezet). Azonban, a Hanks módszerrel nem lehet közvetlenül a nyomásvesztés egy adott sebességhez kiszámítani, viszont erre a következő, - numerikus iteráción és integráláson alapuló - módszert dolgoztam ki. Első lépésben az áramlásra jellemző két dimenzió nélküli számot kell kiszámítani, amelyek a három folyási paraméter miatt kissé bonyolultak (3.1.5. és 3.1.6. egyenletek):

$$\text{Reynolds szám:} \quad Re_{PL} = 8 \cdot \left(\frac{m}{1+3 \cdot m} \right)^m \cdot \left(\frac{D}{2} \right)^m \cdot v^{2-m} \cdot \rho \cdot \frac{1}{K} \quad (3.1.5)$$

$$\text{Hedström szám:} \quad He_m = \frac{D^2 \cdot \rho}{\tau_o} \cdot \left(\frac{\tau_o}{K} \right)^{\frac{2}{m}} \quad (3.1.6)$$

Hasonlóképp a newtoni folyadékokhoz, ez esetben is a lamináris – turbulens átmenethez tartozó határ dimenzió nélküli számot kell kiszámítani, hogy el tudjuk dönteni a vizsgált csőben milyen az áramlás, mivel teljesen más a számítás módja a két esetben. A „hatványfüggvényes” Reynolds szám lamináris-turbulens határértéke a 3.1.7. egyenletből számítható:

$$(Re_{PL})_C = \frac{6464 \cdot m}{(1+3 \cdot m)^m} \cdot (2 + m)^{\frac{2+m}{1+m}} \cdot \frac{\left[\frac{(1-x_{oC})^2}{1+3 \cdot m} + \frac{2 \cdot x_{oC} \cdot (1-x_{oC})}{1+2 \cdot m} + \frac{x_{oC}^2}{1+m} \right]^{2-m}}{(1-x_{oC})^m} \quad (3.1.7)$$

x_0 a nem nyírt dugó (a csőáramlás belső része, ahol a feszültség kisebb, mint a nyugalmi határfeszültség, ezért itt nem mozdulnak el a folyadékrétegek egymáshoz képest, kialakul a dugó) dimenzió nélküli sugara és ennek az átmenetben érvényes értéke x_{oC} , amelyet a 3.1.8. egyenletből lehet iterációval kiszámítani, a Hedström szám és a reológiai paraméterek alapján.

$$He_m = \frac{3232}{m} \cdot (2 + m)^{\frac{2+m}{1+m}} \cdot \left[\frac{x_{oC}}{(1-x_{oC})^{1+m}} \right]^{\frac{2-m}{m}} \cdot \left(\frac{1}{1-x_{oC}} \right)^m \quad (3.1.8)$$

Ha $Re_{PL} < (Re_{PL})_C$ az áramlás lamináris, ha nagyobb turbulens. Lamináris tartományon először x_0 -t kell kiszámítani a 3.1.9. és 3.1.10. egyenletekből iterációval. Nem fejezhető ki egyszerűbben a két egyenlet, ráadásul egy számítási segéd mennyiséget: ψ -t is használni kell. Két egyenlet, két ismeretlen, tehát megoldható:

$$Re_{PL} = 2 \cdot He_m \cdot \left(\frac{m}{1+3 \cdot m}\right)^2 \cdot \left(\frac{\psi}{x_0}\right)^{\frac{2-m}{m}} \quad (3.1.9)$$

$$\psi = (1 + 3 \cdot m)^m \cdot (1 - x_0)^{1+m} \cdot \left[\frac{(1-x_0)^2}{1+3 \cdot m} + \frac{2 \cdot x_0 \cdot (1-x_0)}{1+2 \cdot m} + \frac{x_0^2}{1+m} \right]^m \quad (3.1.10)$$

Ha ψ ismert, akkor a csősúrlódási tényező már egyszerűen számítható a lamináris tartományon (3.1.11. egyenlet):

$$f = \frac{16}{\psi \cdot Re_{PL}} \quad (3.1.11)$$

Reálplasztikus folyadékok turbulens áramlása nyomásesésének a számítására Hanks a Prandtl-Van Driest féle keveredési hossz turbulencia hipotézis alapján dolgozta ki a nyomásvesztés számítására alkalmas módszert. A módszer alapján nem lehet közvetlenül a nyomásvesztést kiszámítani adott sebességhez, hanem az R reálplasztikus turbulencia paraméter változtatásával, azaz $R = R_C$ értékről (R_C a lamináris - turbulens átmenetben érvényes turbulencia paraméter) kiindulva R értékét fokozatosan növelve, minden egyes értékhez ki lehet számítani az f Fanning csősúrlódási tényezőt, azaz a módszerrel csősúrlódási tényező diagramot lehet meghatározni. *A RHEOLOGY programban a Hanks módszert a következő iterációs algoritmusba helyeztem, amellyel adott sebességhez közvetlenül ki lehet számítani a nyomásvesztést.* Iterálásra az intervallumfelezéses módszert alkalmaztam. Első iterációs lépésként az alsó iterációs határ $R = R_C$, a felső iterációs határ pedig egy nagy szám, célszerűen $R = 10^{15}$ legyen és a középpérték a kettő átlaga. A cél az, hogy megtaláljuk, azt az értéket, amikor $R_{PL} - R_{PL \text{ iteráció}} < \varepsilon$, azaz az eltérés kisebb, mint az elvárt iterációs pontosság. Mindig annak az intervallumnak a felére kell léptetni az iterációs R paramétert, ahol a szélső és középső értékhez az eltérés ($R_{PL} - R_{PL \text{ iteráció}}$) előjele azonos. Az iteráció előtt célszerű R_C -t és B -t kiszámítani a 3.1.12., 3.1.13. és 3.1.14. egyenletekből.

$$R_C = \left(\frac{1+3 \cdot m}{m}\right) \cdot \left[(Re_{PL})_C \cdot \left(\frac{f_C}{16}\right)^{\frac{2-m}{m}} \right]^{\frac{1}{m}} \quad (3.1.12)$$

$$f_C = \frac{16}{\psi \cdot (Re_{PL})_C} \quad (3.1.13)$$

B kísérleti paraméter, amely a csőfalnak a keveredési úthosszra gyakorolt hatását veszi figyelembe. B -t a 3.1.14. empirikus egyenletből számíthatjuk ki.

$$B = \frac{22}{m} \cdot \left[1 + \frac{0,00352 \cdot He_m}{(1+0,000504 \cdot He_m)^2} \right] \quad (3.1.14)$$

Az iteráció folyamán a korábbiakban leírt módszer szerint felvesszük R értékét. Az adott R értékhez a számítás menete a következő: A 3.1.15. és 3.1.16. egyenletekből kiszámíthatjuk x_0 -t, majd Φ -t.

$$R^2 = \frac{2 \cdot He}{x_0^m} \quad (3.1.15)$$

$$\Phi = \frac{R - R_C}{\sqrt{8 \cdot B}} \quad (3.1.16)$$

A dimenzió nélküli reálpasztikus folyási egyenlet a következőképp írható fel. A folyási egyenletben jól felismerhetők az egyes részek, az első a nyugalmi határfeszültséget, a második a viszkózus folyást, míg a harmadik a turbulencia hatását írja le. $\zeta(x, x_0, R)$ a dimenzió nélküli nyírési sebesség (a sebesség gradiens osztva a fal menti sebesség gradiens értékkel). Sajnos ζ nem fejezhető ki a 3.1.17. implicit egyenletből, adott x értékhez ζ -t iterációval kell meghatározni. x a dimenzió nélküli radiális koordináta ($x = 2r/D$), értéke a cső középvonalánál 0, a belső nem nyírt dugó szélén x_0 , a cső falánál pedig 1.

$$x = x_0 + (1 + x_0) \cdot \zeta^m + \frac{2 \cdot L}{8 \cdot D} \cdot R^2 \cdot (1 - x_0)^{\frac{2}{m}} \cdot \zeta^2 \quad (3.1.17)$$

L a módosított - reálpasztikus - turbulens keveredési úthossz (3.1.18. egyenlet).

$$L = 0,36 \cdot \frac{D}{2} \cdot (1 - x) \cdot \{1 - \exp[-\Phi \cdot (1 - x)]\} \quad (3.1.18)$$

A térfogatáramot a sebességprofil integrálása útján lehet meghatározni (3.1.19. egyenlet). Az integrálást a dugó szélétől a csőfalig kell elvégezni (x_0 -tól 1-ig). Az integrál tényleges kiszámításánál az okoz nehézséget, hogy az integrálban szerepel a ζ , amit nem lehet explicit kifejezni, csak iterációval kiszámítani. A megoldás a numerikus integrálás, azaz az ($x_0 \dots 1$) tartományt felbontjuk N részre és minden x_i értékhez kiszámítjuk az $x^2 \zeta$ függvényt, majd az integrál, vagyis a függvény alatti terület - nagy pontossággal - nem más, mint az így kapott téglalapok összege.

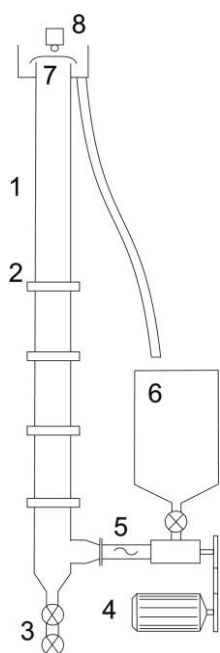
$$R_{PLiteráció} = (1 - x_0)^{\frac{2-m}{m}} \cdot \left(\frac{m}{1+3 \cdot m}\right)^m \cdot R^2 \cdot \left[\int_{x_0}^1 x^2 \cdot \zeta(x, x_0, R) dx\right]^{2-m} \quad (3.1.19)$$

Az adott iterációs lépésben felvettük R értékét, amelyhez most kiszámítottunk egy $R_{PLiteráció}$ értéket, ami ha az iterációs pontosságon belül megegyezik az ismert R_{PL} értékkel, akkor meg van a megoldás. A megtalált R érték alapján már ki lehet a csősúrlódási tényezőt, azaz valójában a nyomásvesztéset számítani a 3.1.20. összefüggésből.

$$R = \left(\frac{1+3 \cdot m}{m}\right) \cdot \left[Re_{PL} \cdot \left(\frac{f}{16}\right)^{\frac{2-m}{m}}\right]^{\frac{1}{m}} \quad (3.1.20)$$

3.1.4. KÍSÉRLETI BERENDEZÉS ÉS MÉRŐSZOFTVER GOLYÓK NEM-NEWTONI SZUSZPENZIÓKBAN VALÓ SÜLLYEDÉSI VÉGSEBESSÉGÉNEK A MÉRÉSÉRE

A bevezetőben megfogalmazott kutatási célkitűzések, azaz szemcsék egymáshoz való diszkrételemszerű, vagy kontinumszerű viselkedésének és a nem-Newtoni közegekben való szemcsemozgás vizsgálatára a 3.1.8. és 3.1.9. ábrákon látható kísérleti berendezést készítettem (Faitli, 2017).



1. Mérőcső (D = 120 mm; H = 5 m)
2. Érzékelő tekercesek
3. Szelepek a golyó kivételére
4. Hajtómotor
5. Csigaszivattyú
6. Szuszpenziótartály
7. Térfogatáram-mérő „szökőkút”
8. Elektromágnes

3.1.8. ábra. Süllyedési végsebesség mérő kísérleti berendezés

A kísérletek során 28, 30, 38 és 40 mm-es acélgolyók süllyedtek, 120 mm-es belső átmérőjű csőben, amelyben 40...100 μm -nél kisebb szemcsenagyságú különféle porokból és vízből készített finom szuszpenziók voltak. A kísérleti berendezéssel szemben támasztott első követelmény az volt, hogy a mérőcsőbe töltött szilárd – folyadék keverék szuszpendált állapotát fenn kellett tartani. A pernye-víz szuszpenziók nem átlátszók, a Wilson és szerzőtársai (2003) által kifejlesztett optikai érzékelőkkel ellátott kísérleti berendezés nem alkalmas ennek a vizsgálatára. Az acélgolyók elhaladásának az érzékelésére induktív érzékelőt fejlesztettem és készítettem, amely a műanyag mérőcsőre kívülről ráhelyezett tekercsből, a hozzá tartozó induktív mérőhídból és a számítógépes mérésadatgyűjtő rendszerből állt. Az érzékelő tekercs egyáltalán nem befolyásolja a szemcse mozgását, azonban megköveteli, hogy a szemcse ferromágneses anyagú legyen (pl. csapágygolyó). A mérés hátránya, hogy csak néhány diszkrét pontban lehet a golyó elhaladását érzékelni, nem lehet a folytonos sebesség-idő diagramot felvenni. A mérőcső alsó szakaszára helyezett négy darab érzékelőtekercs alkalmazása 3 diszkrét süllyedési átlagsebesség mérését tette lehetővé. Az 5 m magas mérőcső miatt, a mért szakaszon a golyók már állandósult sebességgel mozogtak, a mért három rész-átlagsebesség az elvégzett kísérletek tartományán megegyezett egymással. A süllyedési végsebesség mérését minden esetben megelőzte a vizsgálatokhoz szükséges kb. 100 liter mennyiségű finom szuszpenzió bekeverése és folyási viselkedésének a mérése a már bemutatott csőreométer (3.1.1. ábra) segítségével. A csőreométerből átszivattyúzott közeget a motor (4) által hajtott csigaszivattyú (5) a mérőcsővön (1) keresztül

visszaszállítja a szuszpenziótartályba (6). A mérőcsőben felfelé áramló szuszpenzió keresztmetszeti átlagsebességét a térfogatáram-mérő szökőkút (7) segítségével mértem meg. A cső pereme felett átbukó közeg magassága arányos a sebességgel. Adott méréshez az acél golyót az elektromágneshez (8) kell helyezni, amelynek a tekerese a golyó indítása előtt áram alatt van, így a golyót megfogja. A mérésadatgyűjtő program start gombja megnyomására az elektromágnes elejti a golyót és erre szinkronizálva indul a nagy és állandó sebességű mérésadatgyűjtés. A kalibrált mérőrendszer érzékenysége az időmérés tekintetében 0,01 s-nál kisebb volt. A lesüllyedt szemcse a szelepek (3) segítségével, zsilipes módszer szerint kivehető.

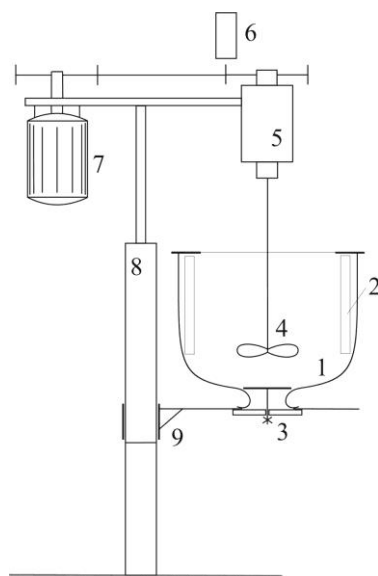


3.1.9. ábra. Fényképek a süllyedési végsebesség mérő kísérleti berendezésről

Adott szemcsével és közeggel a méréseket 2 – 6 alkalommal megismételtem. A mérések során a mérőcsőben a víz vagy finom szuszpenzió feláramlási sebességét a 0 ... 0,5 m/s tartományban változtattam. A mérőcsőre kívülről ráhelyezett tekercek által mért sebesség a golyó süllyedési-sebessége mínusz a közeg feláramlási sebessége. Adott golyókkal vízben végeztem kalibrációs kísérleteket különféle feláramlási sebességek mellett és megállapítottam, hogy a mért süllyedési végsebesség értékek, - a berendezés hibahatárán belül - azonosak voltak.

3.1.5. PROPELLERKEVERŐ KÍSÉRLETI BERENDEZÉS SZAKASZOS ÜZEMŰ SZUSZPENZIÓ-KÉSZÍTÉS VIZSGÁLATÁRA

A szakaszos működésű szuszpenziókészítés kísérleti vizsgálatára a 3.1.10. ábrán látható kísérleti berendezést készítettem (Faitli – Tarján, 2003).



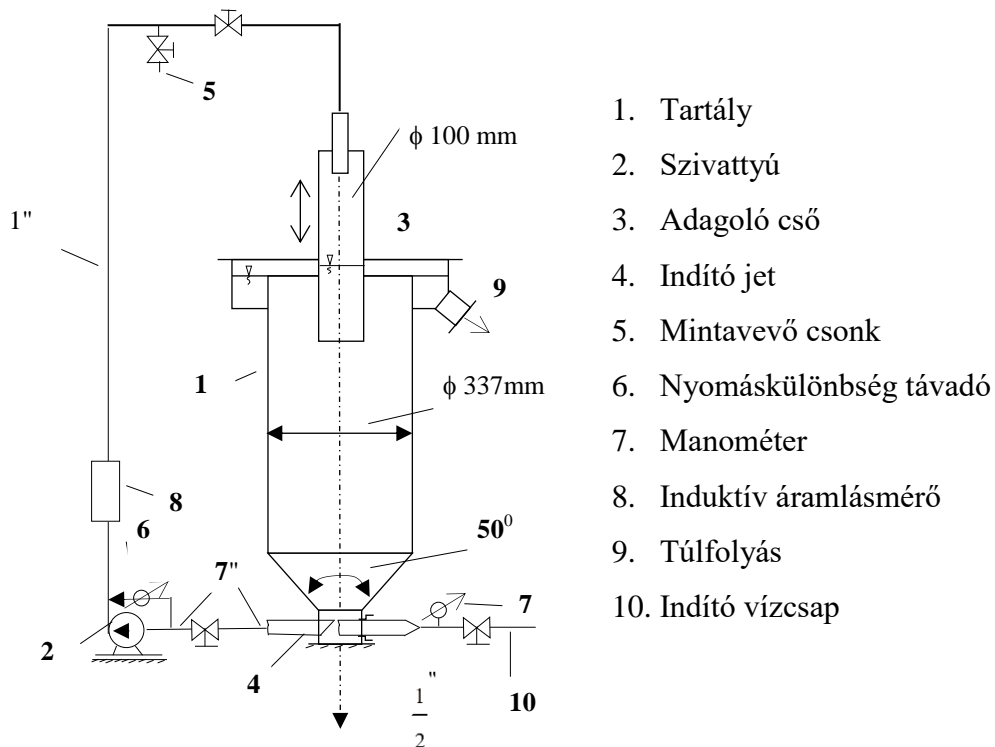
1. Átlátszó falú keverőtartály
2. Hullámtörők (4 db)
3. Leeresztő zárószerelvény
4. Keverőlapát
5. Nyomatékmérő távadó
6. Optikai fordulatszámmerő
7. Frekvenciaváltóról táplált aszinkronmotor és ékszíjhajtás
8. A keverőberendezést mozgató hidraulikus henger
9. A keverőtartályt tartó állítható asztal

3.1.10. ábra. Propellerkeverő kísérleti berendezés

A keverő berendezés egyik fő része a megfelelő alakú és átlátszó anyagú keverőtartály (1), amelybe egy-egy kísérlet előtt felülről tudjuk az előzőleg bemért tömegű szilárd és folyadék komponenseket beadagolni. A tartály az alján elhelyezett zárószerkezet (3) eltávolítása után üríthető. A beadagolást megkönnyíti, hogy a keverőszerkezetet a keverőlapáttal együtt a (8) hidraulikus henger segítségével felemelhetjük és kifordíthatjuk. Ezen hidraulikus henger és megfelelő távtartók segítségével a keverőtárcsa függőleges helyzete változtatható, ill. pontosan beállítható, amely lehetővé tette ennek a paraméternek a kísérleti vizsgálatát is. A kevert anyag forgásának a megakadályozása érdekében négy lemezből álló hullámtörő (2) került beépítésre. A kísérletekhez szabványos kivitelű 76 mm átmérőjű, háromlapátos, axiális propellert (4) alkalmaztam. A keverőlapát tengelyének meghajtását háromfázisú aszinkronmotor (7) végzi, amelynek fordulatszáma frekvenciaváltó segítségével széles tartományban változtatható. A motor - még kis fordulatszámok esetén is - megfelelő nyomatékának a biztosítása érdekében lassító ékszíjhajtás került beépítésre. A megépített rendszerrel a keverőlapát tengelyének a fordulatszáma 150 - 1927 1/perc között volt változtatható. A keverőlapát tengelye és a behajtó ékszíjkerék közé került beépítésre az (5) nyomaték távadó, amelynek a háza a kísérleti berendezés szerkezetéhez volt rögzítve. Ezzel az elrendezéssel, a valóban a keveréshez szükséges nyomatékot, közvetve a keveréshez szükséges bevitt teljesítményt lehetett mérni. A fordulatszám méréséhez optikai érzékelőt (6) alkalmaztam, amely „látja” az ékszíjtárcsára ragasztott fényes fehér felületű csíkot. Az optikai érzékelő az így nyert impulzusokat a fordulatszám arányos egyenfeszültséggé alakítja, amely jel már közvetlenül a mérőszámítógépben elhelyezett adatgyűjtő kártyához csatlakoztatható. A nyomatékmérő nyúlásmérő bélyeges, csúszógyűrűs kivitelű, amelyhez egyenáramú tápegységet és mérőerősítőt építettünk. A mérések elvégzéséhez C++ nyelven, LabWindows CVI környezetben mérésadatgyűjtő programot írtam.

3.1.6. KÍSÉRLETI ÁRAMLÁSTECHNIKAI KEVERŐBERENDEZÉS FOLYAMATOS ÜZEMŰ KEVERÉS VIZSGÁLATÁRA

A folyamatos működésű ún. „sűrítés nélküli” szuszpenziókészítés kísérleti vizsgálatára a 3.1.11. és 3.1.12. ábrákon látható kísérleti berendezést készítettem (Faitli – Tarján, 2003).



3.1.11. ábra. Laboratóriumi áramlástechnikai keverőberendezés rajza

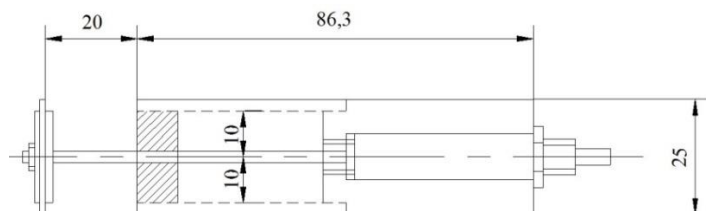
Az alul kivezetett és felül beadagolt szuszpenzió térfogatáramának és koncentrációjának azonosságát egy elektromos motorral hajtott forgólapátos zagyszivattyú (2) biztosítja, amelynek fordulatszámát frekvenciaváltóval szabályozható. A szuszpenzió feladása centrikus csövön (3) át történik; a cső benyúlik a tartályba és alsó keresztmetszetének magassága állítható. A szuszpenziókészítő tartály (1) hengeres, alul kúpos és túlfolyóval rendelkezik. A tartály geometriai méretei a 3.1.11. ábráról leolvashatók. A kúpos rész alsó végéhez rövid hengeres elem csatlakozik, amelyből vízszintesen ágazik le a zagyszivattyú szívócsöve. A szívócsőbe beépített gömbcsap a szivattyú esetleges szerelését és az indítást teszi lehetővé. A szivattyú tartályról való lekapcsolása tisztítás vagy javítás esetén szükséges. A kísérleti berendezésben (3.1.12. ábra) a szuszpenziókészítés a szükséges koncentrációnak megfelelő szilárd anyag és a víz bejuttatásával kezdődik. A leülepedett szilárd anyag szívócsőbe kerülését és ez által a rendszer eldugulását a 3.1.11. ábrán látható indító fúvóka akadályozza meg, amely a szilárd anyag beadagolásakor és a rendszer leállításakor előre (az ábrán balra) mozgatható, a szívócsőbe dugható, miközben a szívócsőbe épített gömbcsap zárt állapotban van. Az indító fúvóka bekapcsolásakor a tartályban lévő leülepedett szilárd anyagréteg fluidizálható és a szivattyú előtti szívócső környékén a szilárd anyag koncentrációja lecsökkenthető. Ezután a gömbcsap nyitásával és a szivattyú egyidejű indításával a berendezés üzembe helyezhető.



3.1.12. ábra. Laboratóriumi áramlástechnikai keverőberendezés fényképe

A kísérleti berendezésbe (3.1.12. ábra) a következő mérőberendezéseket építettem: indukciós áramlásmérő, a folyadék sebességének mérésére, a szivattyú előtti és utáni nyomások különbségének mérésére szolgáló differenciál-manométer, a szivattyú utáni nyomócsőbe épített, gömbcsappal ellátott mintavevő csőcsomk, amely segítségével a szuszpenzió térfogatárama és a szállítási térfogati koncentráció mérhető, az indító fűvókán bevezetett fluidizáló víz térfogatárama a csőbe épített nyomásmérő műszerrel ellenőrizhető. A szuszpenziós vagy kevertégi állapotot a tartályban lévő szilárd-folyadék rendszer helyi koncentrációjának az eloszlásával lehet jellemezni.

Az olyan mintavevő berendezések, amelyek elszívják a mintát, - mint pl. a pipetták - nem alkalmasak erre a feladatra. A különféle szemcsék eltérő tehetetlenségük miatt eltérő mértékben kerülnek a mintába, ami a vizsgált szemcse tartományban (60 - 630 μm) jelentős hibát okoz.



3.1.13. ábra. Mintavevő berendezés

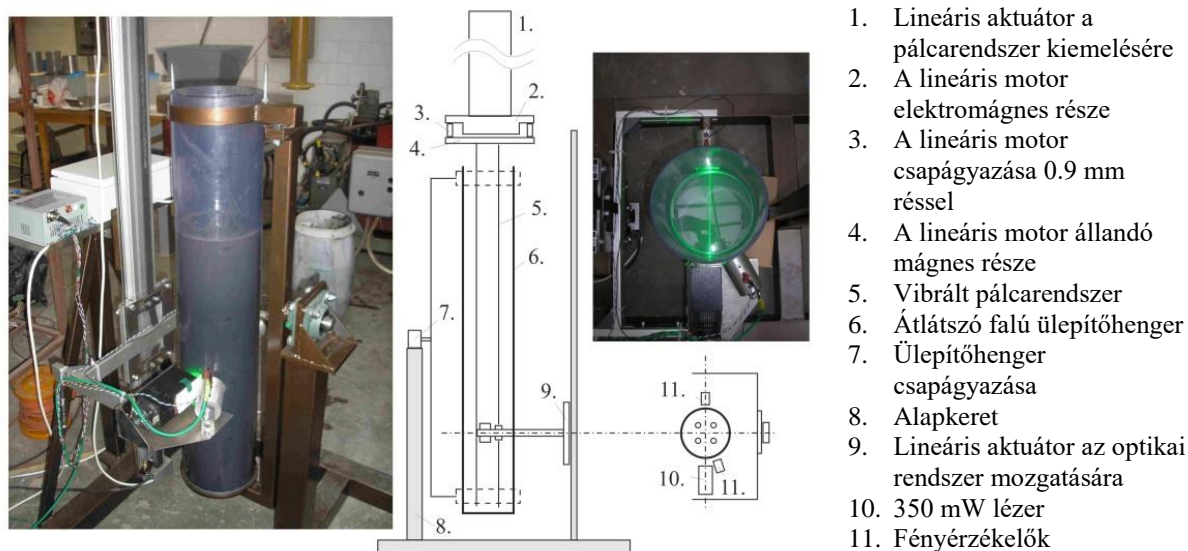
Erre a feladatra vákuum működtetésű mintavevő eszközt fejlesztettünk (Tarján - Faitli, 2003), amelynek a sematikus rajzát mutatja a 3.1.13. ábra. A mintavevőt nyitott állapotban kell a tartály megfelelő helyére bemeríteni.

A házhoz kapcsolt csövön keresztül egy vákuumszivattyúval kiszívjuk a levegőt, ami a dugattyút zárt állásba mozdítja és így az anyag mintegy „csapdába” esik. A megépített mintavevő berendezés mintatérfogata $6,3 \text{ cm}^3$, ami a megépített szuszpenzióképző berendezések térfogatához képest pontos mintának tekinthető.

3.1.7. AUTOMATIZÁLT ÜLEPÍTŐHENGER VIBRÁLT PÁLCARENDSZERREL ÉS KIÉRTÉKELŐ SZOFTVER SPLINE INTERPOLÁCIÓVAL

A 2.1.3. fejezetben, a gravitációs zagysűrítés szakirodalmának az összefoglalása megmutatta, hogy a tématerület legfontosabb alapvizsgálati módszere a statikus ülepítőhengerben elvégzett ülepítési vizsgálat. Ezt az egyszerű mérési módszert és az annál bonyolultabb kiértékelési protokollt jellemzően kézzel végzik el, továbbá az nem alkalmas a

vibráció ülepedésre gyakorolt hatásának a vizsgálatára. Azért, hogy a mérést pontosabban lehessen elvégezni és a vibrációt is lehessen vizsgálni, nagy térfogatú (45 liter) vibrált pálcarendszerrel felszerelt automatizált ülepitőhenger kísérleti berendezést készítettem (Faitli és szerzőtársai, 2008), amelynek a sematikus ábráját és két fényképét mutatja a 3.1.14. ábra.



3.1.14. ábra. Automatizált ülepitőhenger vibrált pálcarendszerrel

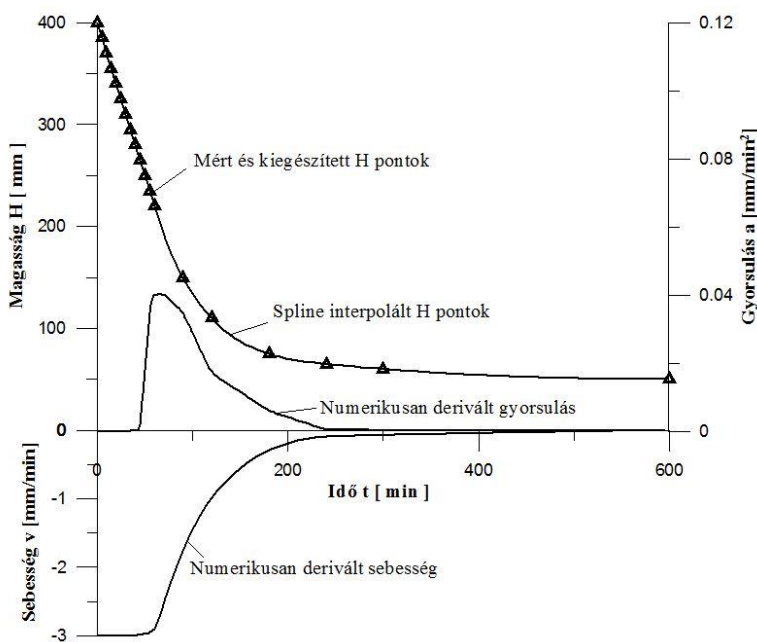
Az átlátszó falú ülepitőhenger (6) anyaga plexi, az átmérője 24 cm és a magassága 100 cm, így a hasznos térfogata 45 liter. Azért volt szükség nagyobb méretű ülepitőhengerre, hogy a vibráció hatásának a vizsgálatát a valódi berendezést jobban modellező eszközön lehessen elvégezni. Egy ekkora méretű henger betöltése és ürítése nehéz feladat ezért a hengert egy keretre rögzítettem, amelynek a középpontja csapágyazott (7), így a henger körbeforgatható. Kezdetben azt tűztém ki célként, hogy nem csak az ülepedő szuszpenzió határfelületének a mozgását mérem, hanem a tartályban a koncentráció függőleges menti változását is. Ezért egy 350 mW teljesítményű zöld színű lézert (10) és két fényérzékelőt (11) szereltem egy karra, amelyhez számítógép vezérlésű lineáris aktuátort készítettem. A számítógép által adott vezérlés függvényében az optikai rendszer függőleges pozíciója beállítható és a határfelület mérhető-, a koncentráció korlátozottan mérhető volt. A lézer diódával szemben elhelyezett fényérzékelőt külön kalibráltam a tartályba töltött iszap térfogati koncentrációjára. Sajnos az ilyen nagyméretű hengerbe töltött iszap már kb. 2 V/V % koncentrációnál teljesen kitakarta a fényt, így e felett már nem volt a berendezés alkalmas a koncentráció mérésére. Ezért egy másik fényérzékelőt rögzítettem a lézer dióda mellé amellyel, nagy pontossággal lehetett mérni az ülepedő szuszpenzió határfelületét, mivel a visszavert fény erősségében jelentős csökkenés következett be az I derített zóna és a II hátrátott ülepedés zóna átmenetnél. Az automatizált ülepitőhengert egy vibrált pálcarendszerrel szereltem fel, amelyet egy lineáris motor hajtott, és amelyet egy másik lineáris aktuátorra rögzítettem, így a pálcák kiemelhetők voltak az ülepitő hengerből. A lineáris motorra szerelt mechanikus szerkezetre különféle számú és geometriai alakú pálcákat lehetett rögzíteni (2, 3, 4). A lineáris motor vezérlésére vezérlő szoftvert írtam, amellyel különféle frekvenciájú, amplitúdójú és mozgásfüggvényű vibrációt lehetett programozni. Az alkalmazott Omron gyártmányú lineáris motor felbontása

0,01 μm volt. A kísérleti berendezés vezérlésére és a mérésre LabWindows CVI C++ nyelven írtam programot.

Az ülepítőhengeres mérések kiértékelése meglehetősen bonyolult, célszerű numerikus számítógépes módszereket alkalmazni. Csőke és munkatársai (Csőke és szerzőtársai, 1994) ilyen kiértékelési módszert dolgoztak ki 1994-ben, amely munkában már részt vettem. Az akkori ülepítőhenger kísérleti berendezés mérésadatgyűjtő rendszerét készítettem el, azonban akkor nem vettem részt a kiértékelő modul „quick basic” nyelvű programozásában. A módszer ismert matematikai alapja az interpoláció és a numerikus deriválás. Megállapították, hogy a szakaszonként harmadfokú polinomokból, szakaszonként összefűzött kétszer folytonosan deriválható - gyakorlatilag törésmentes - függvény (3.1.21) - amelyet köbös spline-nak neveznek - hatékonyan alkalmazható az ülepítőhengeres mérések kiértékelésére.

$$y = a_3 \cdot x^3 + a_2 \cdot x^2 + a_1 \cdot x + a_0 \quad (3.1.21)$$

A kiértékelés első lépése a mért $H = f(t)$ pontokra a lokális spline simítás, azaz a függvényillesztés elvégzése. Ezt követően tetszőleges időpontokhoz meghatározható interpolációval a becsült H függvényérték, amely kétszer numerikusan deriválható és így a határréteg mozgásának a sebessége és a gyorsulása is nagyobb pontossággal előállítható. Ezt a numerikus algoritmust LabWindows CVI, C++ nyelven a „Spline” és az „SpInterp” függvények segítségével beprogramoztam, amellyel azt követően az ülepítőhengeres méréseket kiértékeltem (Faitli és szerzőtársai, 2017c; Faitli, 2020). *Ez a módszer mind a statikus és dinamikus gravitációs ülepítő modellek használata esetében és a vibráció miatti nem hagyományos lefutású görbék esetében is alkalmazható, mert a mért $H = f(t)$ függvény teljes tartományán az első és a második derivált meghatározására alkalmas.*



3.1.15. ábra: A numerikusan meghatározott sebesség és gyorsulás görbék

A segítségével új pontokat is generálhatunk, ill. hibás mérési pontok is kiszűrhetők, mivel a deriváltak szemmel láthatóvá teszik azt, ha a görbe lefutása nem jó. Az oktatásban is felhasználom ezt a programot. A „Mechanikai eljárás technikai praktikum” (Faitli és szerzőtársai, 2017c) oktatási jegyzetben egy mintapéldán keresztül mutatom be az ülepítőhengeres mérés kiértékelési metodikáját és az általam írt program használatát.

Az ott bemutatott mintapéldában egy 10 % kiindulási térfogati koncentrációjú, 1500 kg/m^3 szemcsesűrűségű finom szemcsés anyag mért ülepedési jellemzőit értékeltem ki. A részletek közlése nélkül a 3.1.15. ábra mutatja a spline kiértékelés eredményét. A lineáris tartományon a mintapéldában két mért pont állt rendelkezésre. Nagy bizonyossággal feltételezhetjük, hogy az lineáris tartomány, ezért azon a tartományon még önkényesen plusz pontokat vehetünk fel. Az egyenes meredeksége ismert. Azért célszerű kiegészítő pontokat felvenni, mert ezzel a spline függvény illesztését befolyásoljuk, így az a lineáris szakaszon jobban rásimul a mért pontokra. A $H = f(t)$ függvény második deriváltja a határreteg gyorsulása. A gyorsulás görbéről nagy pontossággal leolvasható, hogy a lineáris tartomány végpontja kb. 42 percnél, míg a kompressziós pont (K_0) kb. 240 percnél van a mintapéldában (3.1.15. ábra). Az automatizált ülepitőhengerrel elvégzett mérések kiértékelése során az ülepedési zónák jellemzésére az un. hátráltatott ülepedési sebességet és a maximális szilárdanyag fluxust, míg a tömörödési zónák jellemzésére az elért maximális betömörödött térfogati koncentrációt határoztam meg. A szuszpenziós határreteg alatti rész térfogati koncentrációját a 3.1.22a. összefüggéssel,

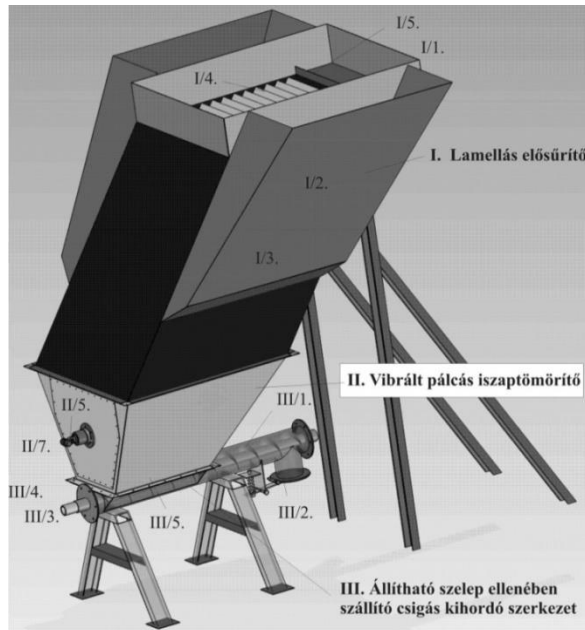
$$C_z = \frac{H_0 \cdot C_0}{H + v \cdot t} \quad D = \frac{1 - C_z}{\rho_s \cdot C_z} \quad S = \rho_s \cdot C_z \cdot v \quad (3.1.22)$$

a hígítást a 3.1.22b., míg a szilárdanyag fluxusát a 3.1.22c. összefüggéssel számítja ki a kiértékelő program. A hátráltatott ülepedési sebességet a sebesség idő görbéről olvastam le a lineáris ülepedés tartományán mért sebességek átlagaként. A maximális szilárdanyag fluxus a fluxus - idő diagram maximális értéke, az elért maximális betömörödött térfogati koncentráció, pedig a $H = f(t)$ görbe, t tart végtelenhez tartozó H értékéből egyszerűen számítható.

3.1.8. A PÁLCÁS-LAMELLÁS ZAGYSŰRÍTŐ BERENDEZÉS ÉS IPARI ISZAPMENTESÍTŐ TECHNOLÓGIA PROTOTÍPUSA

A 3.1.7. fejezetben bemutatott vibrált pálcarendszerrel felszerelt automatizált ülepitőhengerben modell anyaggal (üveghomok) és élővizi iszap mintákkal alapvizsgálatokat végeztem. Az alapvizsgálatok eredményei alapján új zagysűrítő berendezést terveztem. A pálcás-lamellás zagysűrítő felépítése látható a 3.1.16. és 3.1.17. ábrákon. A Miskolci Egyetem - Hydrosteel Kft. - I.Control Kft. összetételű konzorcium a terveim alapján ipari méretű prototípust készített (Faitli és szerzőtársai, 2008). Az automatizált ülepitőhengerben elvégzett vibrációs kísérletek két legfontosabb konklúziója az volt, hogy a hátráltatott ülepedés tartományában nagyobb koncentrációk esetén hatékonyabb volt a vibráció, ez azt jelenti, hogy elősűrítő alkalmazása szükséges, ill. a kompressziós pont után a zagy tömörítésére nagyon hatékony a megfelelő paraméterű vibráció. Az elősűrítő (I) egy lamellákkal ellátott tartály, amely kialakításában különbözik a hagyományos lamellás zagysűrítőktől. A lamellás sűrítőknél az ülepedés úthosszát csökkentjük le. Azért, hogy az elősűrített zagy teljes keresztmetszetben a vibrált pálcás iszap-tömörítő egységbe kerülhessen, a hagyományos

kialakítású lamellás sűrítőt úgy módosítottam, hogy két oldalról, két külön tartályból, alakos nyílásokon (I/3) keresztül jut az iszap a lamellákra (I/4).



I/1. A lamellás elősűrítő tartálya

I/2. Feladó tartályok

I/3. Alakos lyukak

I/4. Lamellák

I/5. Bukógát

II/1. A pálcás iszaptömörítő tartálya

II/2. Alakos főtengely

II/3. Pálcák

II/4. Szerelhető fedőlemez

II/5. Állítható excenter

II/6. Rugó

II/7. Motor

III/1. Szállító csiga

III/2. Állítható nyitás – nyomású szelep

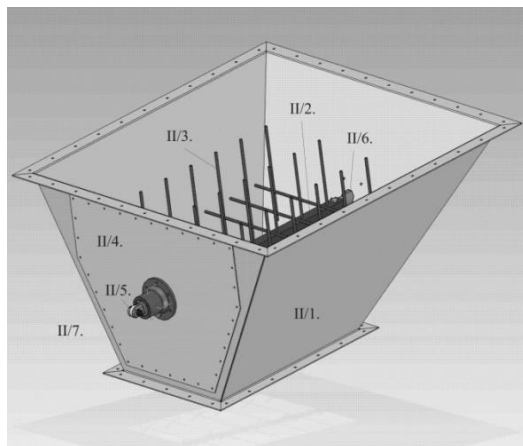
III/3. Hajtómű

III/4. Frekvenciaváltó

III/5. Holttér nélküli nyomástávadó

3.1.16. ábra. A pálcás – lamellás zagysűrítő felépítése

A megtervezett tartály vetületi mérete 1,2 x 1,2 m, a lamellák távolsága 5,8 cm, a dőlésszög 55°. A felfelé áramló víz a lamellák felső széle melletti 3 cm magas bukógáton átjutva távozik. Az ülepedő szemcséknek nem kell hosszú utat megtenniük a lamellás sűrítőben, ez esetben maximum 10 cm - t, mert a lamellákra ülepednek, ahol lecsúsznak. A legyártott pálcás - lamellás zagysűrítő teljes magassága 3 m. Az elősűrített iszap a pálcás tömörítő (II) részbe jut, amely alatt a csigás kihordó szerkezet (III) helyezkedik el. A pálcás-lamellás zagysűrítő vibrációs tartálya három oldalának a függőleges síkkal bezárt szöge 53-57°-os, a negyedik oldalfal függőlegesen van kialakítva, és fedőlemezrel van ellátva.



3.1.17. ábra. A vibrált pálcás iszaptömörítő felépítése

A pálcás-lamellás zagysűrítőben a sűrítés folyamata szabályozott, úgy, hogy a szabályozott feladás mellett a tartály aljába épített holtter nélküli nyomástávadó segítségével közvetve mérjük az iszaptömörítő tartályban kialakuló koncentrációt, majd ennek függvényében szabályozzuk a tömörített zagy kihordását.

A kihordócsiga (III/1) effektív hossza 1440 mm, a külső átmérője 150 mm, a magátmérő 63 mm. A pálcarendszert (II/3) a forgató motor tengelyére ékelt excenter tárcsa (II/5) rezgeti az ellenoldali rugóval szemben (3.1.17. ábra).

A szinuszos vibráció amplitúdója 0 ... 1,5 mm között állítható, míg a frekvencia a beépített motornak megfelelően 100 ... 2000 1/min között frekvenciaváltóval szabályozható.

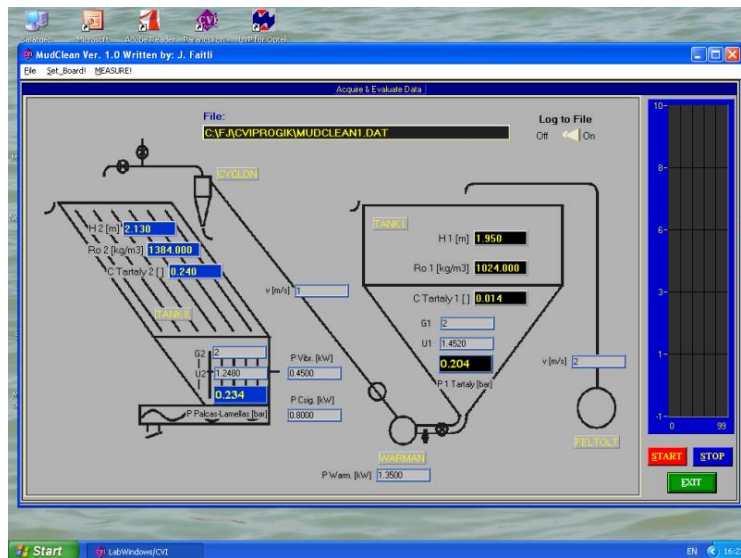
A pálcás-lamellás zagysűrítő kifejlesztése lehetővé tette egy olyan technológia kidolgozását, amely egy hagyományos kotróhajóhoz kapcsolt vízen úszó osztályozó és zagysűrítő technológia, amelynek a segítségével a leválasztott homok és víz közvetlenül visszavezethető az élővízbe, a finomszemcsés iszap víztartalma jelentősen csökkenthető, a sűrített iszap mechanikus módszerrel rakodható és szállítható. Az iszapmentesítő technológia osztályozó és zagysűrítő egységéből a Miskolci Egyetem – Hydrosteel Kft. – I.Control Kft. összetételű konzorcium ipari méretű prototípust készített. A munkában, mint szakmai témavezető a technológia eljárástechnikai tervezését, a beüzemelés és az alkalmazott ipari méretű üzemi kísérletek irányítását végeztem. A technológiát a Lasselsberger Hungária Kft. nyékládházai bányáüzemében a mosóvíz elvezető felszíni csatorna mellé telepítettük. A legyártott technológia fényképét a 3.1.18. ábra a mérésadatgyűjtő program fő ablakát - benne a technológia folyamatábrájával - a 3.1.19. ábra mutatja.



3.1.18. ábra. Az üzembe helyezett osztályozó és zagysűrítő technológia a kezelői konténerrel

Élővízi iszapmentesítés esetén különösen előnyös az, ha a homok frakciót ($> 100 \mu\text{m}$) el tudjuk választani az iszap frakciótól és vissza is vezetjük azt a vízbe. Számos helyen az élővíz minőségének a megőrzése érdekében külön pótolják a homokot. A hidrociklon - megfelelő méretezés alapján - alkalmas eszköz, kb. $100 \mu\text{m}$ -nél való szétválasztásra, viszont közel állandó feladást igényel. Ezért szükséges a $3 \times 3 \text{ m}$ befoglaló keresztmetszetű, 55° kúpszögű, $7,8 \text{ m}^2$ hasznos sűrítő felületű, kb. 12 m^3 -es homogenizáló tartály és külön zagyszivattyú alkalmazása. A homogenizáló tartályba a kotort iszapot az élővízre telepített alkalmazás esetében a hidraulikus kotróhajó fő szivattyúja szállítja. Az ipari kísérletek során erre egy külön forgólapátos zagyszivattyút alkalmaztam, ami a finom iszapot és finom homokot tartalmazó elfolyó előkészítőművi mosóvizet szállította a homogenizáló tartályba. A homogenizáló tartályból a zagyt egy másik zagyszivattyú szállította a hidrociklonra. Az osztályozó üzemben megépített technológia esetében a hidrociklon durva terméke, azaz a leválasztott homok ($> 100 \mu\text{m}$) a technológia egyik terméke. Ez a homokbánya szempontjából

fontos termék, mert az osztályozott homok termékeikben kevés a finomhomok tartalom, és ha az elfolyó bányavízből vissza tudnak nyerni, akkor az előnyös a számukra.



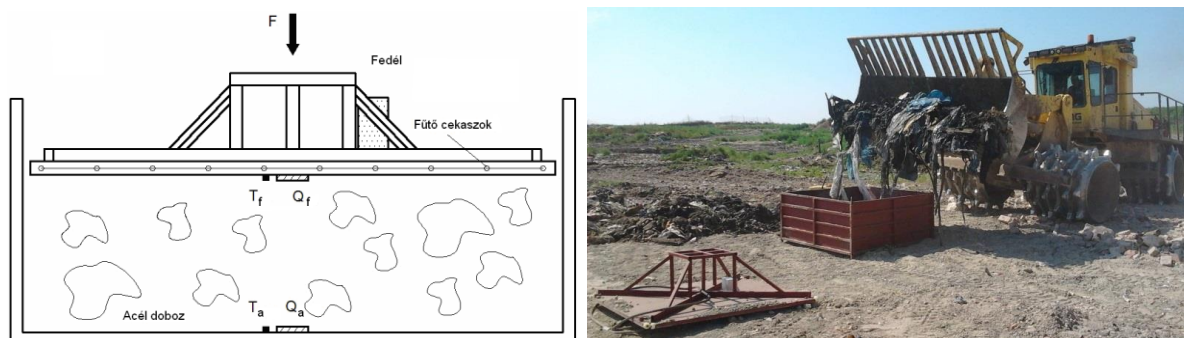
3.1.19. ábra. A MudClean Ver. 1.0 mérésadatgyűjtő program fő ablaka

A hidrociklon finom terméke volt a pálcás-lamellás zagysűrítőre vezetve, amely azt „lapátolható” állagúra sűrítette. A 3.1.19. ábrán az általam írt mérésadatgyűjtő és vezérlő program fő ablaka látható, amelyben az osztályozó üzemben alkalmazott hidrociklonnal felépített technológia vázlatát és a mért paramétereket is felvannak tüntetve.

3.1.9. TEREPI ÉS LABORATÓRIUMI HŐVEZETÉSMÉRŐ BERENDEZÉSEK TÖBBFÁZISÚ DISZPERZ ANYAGOK EREDŐ HŐTANI JELLEMZŐINEK A MÉRÉSÉRE

A nagytömegű lerakott hulladékok hógazdálkodásának a megalapozása érdekében, ez esetben a többfázisú durva diszperz rendszer jellemző hőtani (hővezetési tényező, fajhő, hődiffuzivitás) és fő fizikai (halmazsűrűség, nedvességtartalom és porozitás) jellemzőinek az ismeretére van szükség. A települési szilárd hulladék igen heterogén anyag, a hőtani és fizikai jellemzők még lerakóról - lerakóra és lerakón belül is jelentősen változnak, ezért nem lehet szakirodalmi adatok alapján hazai lerakókat jellemezni, ezeket a tulajdonságokat meg kell mérni és ehhez új mérőberendezéseket építettem (Faitli és szerzőtársai, 2015c). Két berendezés készült el, a nagyméretű hővezetésmérő berendezés esetében a minta befoglaló méretei 1,8 x 1,8 x 0,8 m, míg a laboratóriumi hővezetésmérő berendezés esetében 0,4 x 0,4 x 0,06 m. A 3.1.20 ábra a nagyméretű hővezetésmérő berendezés sematikus rajzát és a gyáli VTSZH lerakón készült fényképet mutatja, amelyen a lerakón dolgozó körmös tömörítőgép éppen tölti a berendezést. A hővezetési tényező mérésére alapvetően három különféle alapelv szerint van lehetőség. Az első a tökéletest megközelítő teljes hőszigetelés, amikor hőszigetelés útján tudjuk a hőárammérő szenzoron keresztül haladó hőfluxust behatárolni, úgy hogy a hőáram fluxus vektorok egymással párhuzamosak, a szenzorra pedig merőlegesek legyenek. A második alapelv szerint az oldalirányú hőveszteséget kell pótolni egy szabályozott segéd fűtőrendszer által. A harmadik módszer szerint olyan geometriájú mérőberendezést kell építeni, amiben a teljes hőáramnak csak egy belső, jól meghatározott keresztmetszetét mérjük. A belső mért keresztmetszet lényegesen kisebb, mint a teljes

keresztmetszet, így a mért keresztmetszetben a hőáram vonalak párhuzamosak, az oldalirányú veszteségek pedig nem befolyásolják a mérést.



3.1.20. ábra. A nagyméretű hővezetésmérő berendezés sematikus rajza, illetve betöltése

A 3.1.20. és 3.1.22. ábrákon látható berendezéseket ezen elv alapján terveztem meg. Mindkét berendezés két fő része a fedél és a doboz. A nagy berendezést elsősorban települési szilárdhulladékok mérésére terveztem, ez indokolja a nagy méretet, hogy a minta jellemezze a heterogén anyagot. Korábban lerakott anyagok esetében kanalas rakodógép segítségével lehet a mintát venni és a berendezésbe tölteni. Ezt követően a fedélen található bordákon keresztül a gép kanálával, vagy más ráhelyezett súllyal elvégezhető a minta tömörítése. Elegendő idő után a fedél csavarokkal rögzíthető a mérés elkezdhető. A betöltött és összenyomott minta tömege az eszköz üres és töltött tömegének a mérése útján, míg a térfogata a hasáb alakú minta magasságának (alapterület ismert) a mérése útján határozható meg. A nedvességtartalmat, szárítószekrényben 105 °C-on tömegállandóságig való szárítással és egy mikrohullámú (Hydro-probe) nedvességtartalom-mérő műszerrel mértem. A fedélbe khantál huzalból fűtőszálakat készítettem, amelyeket kerámiagyöngy szigetelésben rögzítettem a fedélhez. A fűtőszálakat közvetlenül a 230 V effektív hálózatba lehetett bedugni, kapcsolhatóan állandó 440 W vagy 1760 W fűtőteljesítménnyel. A hőáram mérésére 2 db AHLBORN FQA018C, 100×100 mm felületű, 2 mm vastag hőárammérő lapot építettem be. A hőárammérő lap nagyszámú sorba kapcsolt hőelemet tartalmaz, a kimenő mV nagyságrendű feszültség jel közvetlenül a felületegységen áthaladó hőmennyiséggel arányos. A hőárammérő lapok gyárilag kalibráltak (9,4 W/m² / 1 mV). Egy hőárammérő lap a fedél közepére ($Q_{\text{felső}}$) és egy másik lap a doboz aljának a közepére ($Q_{\text{alsó}}$) került beépítésre. A hőmérséklet mérésére 2 db National Semiconductor gyártmányú LM35CN típusú integrált hőmérsékletérzékelőt építettem a fedélbe ($T_{\text{felső}}$) és a doboz aljába ($T_{\text{alsó}}$), közvetlenül a hőárammérő lapok mellé. Az 5-30 V táp tartományban működőképes TO92 (plastic) tokozású szenzor 10 mV/°C kimenő jelet ad 0,1 ohm kimenő impedancia mellett ($I_{\text{ki}} < 1 \text{ mA}$), ezért a kapcsolódó jelvezeték ellenállása nem befolyásolja a mérést. A szenzor -55 °C és +150 °C tartomány átfogására alkalmas. Kimenete lineáris, a mérési hiba kisebb, mint 0,5 °C. A 3.1.22. ábra a laboratóriumi hővezetésmérő berendezést mutatja. Ez a berendezés elvében megegyezik a nagyméretű berendezéssel. Ezt a berendezést elsősorban épületi hőszigetelő anyagok, pl. geopolimer és polisztirol habok tesztelésére készítettem, és amellyel számos mérést végeztünk az intézetünkben folyó kutatómunka keretében (Magyar-Szabó-Faitli,

2017). A laboratóriumi berendezés házát és fedelét vörösrézből alakítottam ki a jobb hővezetés biztosítása érdekében.



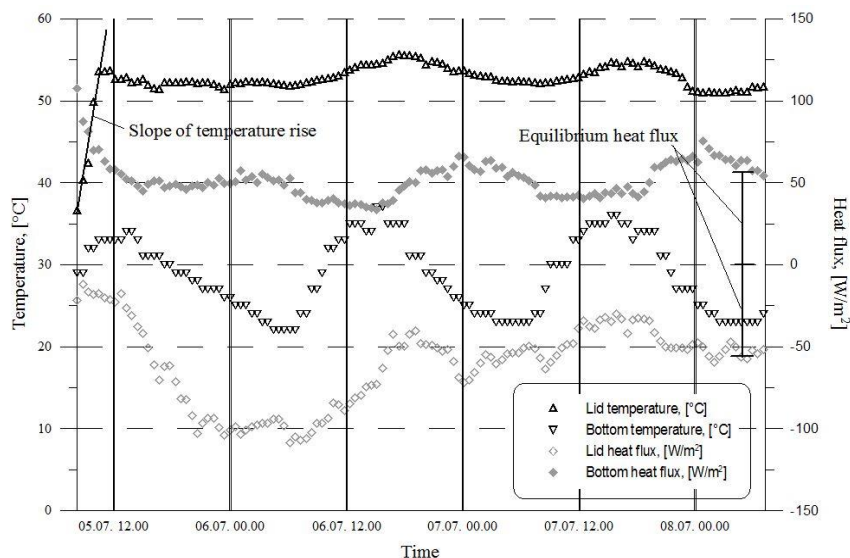
3.1.22. ábra. A laboratóriumi méretű hővezetésmérő berendezés

A fűtőszálak elektromos táplálását ez esetben nem közvetlenül a 230 V effektív feszültségű hálózatról, hanem 0...80 V között változtatható kimeneti feszültségű laboratóriumi tápegységgel oldottam meg, így a berendezés rugalmasan igazítható az eltérő tulajdonságú vizsgálati anyagokhoz. Mivel a fűtőszálak árama és feszültsége a stabil táp következtében állandó, így a fűtőteljesítmény (P) is közel állandónak tekinthető egy-egy mérés során.

Kiértékelő protokoll a hővezetésmérő berendezésekhez

A bemutatott hővezetésmérő berendezések új berendezések ezért nyilvánvalóan a mérési eredmények kiértékelési módszertanát ki kellett dolgozni. A kidolgozott módszertant egy példán keresztül mutatom be. A 3.1.21. ábra az m0705 azonosítójú mérés adatait mutatja, amelyet 2013. június 5-8-án végeztem el Gyálon a települési szilárdhulladék lerakó III-as üteméből, 0,5 m mélységből vett kb. 2 m³ laza térfogatú VTSZH mintán. Látható, hogy a mérés több mint 72 óráig tartott, amelyre azért volt szükség, hogy a kvázi-egyensúlyi állapot beálljon. A külső légköri hőmérséklet, - amelyet rögzítettünk - a napi hőingásnak megfelelően nyilván változik, ezért stacionér állapot nem állhat be. Ez megnehezíti a kiértékelést. A 3.1.21. ábrán a fedél és doboz aljának a hőmérséklete és a rajtuk keresztül áramló hőfluxus látható az idő függvényében. A fedélen (lid) keresztúláramló hő előjele negatív, ez esetben ez azt jelenti, hogy a hő a hulladéktesbe áramlik. Ezzel szemben a doboz alján keresztúláramló hő előjele pozitív, ami ez esetben azt jelenti, hogy a hő a hulladéktesből távozik. Mivel a hőáramsűrűség szenzorok több száz sorbakapcsolt hőelemből állnak, így a kimenő feszültség előjele jelzi a hőáram irányát. A 3.1.21. ábrán elsőként azt figyelhetjük meg, hogy a hulladékmintából a hő elkezd távozni, kb. 12 óra elteltével a távozó hőfluxus állandósul, majd kb. 30 óra elteltével lecsökken, és újra állandósul. A vett minták szemmel láthatóan is gőzölögtek, ill. a hőmérséklet-monitoring rendszer (3.1.10. fejezet) adatai szerint is melegek voltak, így ez indokolja a kezdeti lehülésre utaló hőáramot, mert a hulladék melegebb volt, mint a környezet. Ezzel szemben a fedél hőmérséklete intenzíven emelkedik és kb. 4 óra múlva kvázi állandósul, majd követi a napi hőingást. Amikor a fedélbe épített fűtőszálakból származó hő megérkezik a doboz aljához a hőáramsűrűségmérő érzékelőn keresztül áramló hő elkezd növekedni. Stacionér állapot nem tud kialakulni, azonban kvázi-stacionér állapot igen, mert a hulladéktest mért 10 x 10 cm keresztmetszetű „virtuális” csatornájában (a hőáramsűrűség érzékelők által meghatározott felület és hasáb) egyensúlyi hőáram (Q) és egyensúlyi hőmérséklet különbség (ΔT) alakul ki. Ezen a központi virtuális csatornán keresztül a hőáram vektorok párhuzamosak, amit az

bizonyít, hogy az ide be- és az innen kilépő hőáram megegyezik. A hővezetés L hossza egyszerűen mérhető, mert ez a hőáramsűrűség érzékelők közötti távolság.



3.1.21. ábra. Az m0705 azonosítójú mérés adatai

időpont: 2013. június 5 - 8.; minta származása: III lerakó ütem; mélység: 0.5 m; fedél fűtőteljesítmény: 440 W; nedves minta teljes tömege: 660 kg; betöltött és összenyomott minta térfogata: 1.67 m³; nedvességtartalom: 31.7 m/m %

Az eredő hővezetési tényező (a heterogén háromfázisú durva diszperz rendszer „eredő” jellemzője) egyszerűen számítható (3.1.22. egyenlet):

$$\lambda = \frac{Q \cdot L}{\Delta T} \quad (3.1.22)$$

A megépített mérőberendezésekkel és az eddig bemutatott kiértékelési protokoll alapján a vett minta, eredő hővezetési tényezőjét, halmazsűrűségét és nedvességtartalmát meg lehet határozni, ezek mért mennyiségek. Ezen kívül a mérés adataiból becslést adhatunk a fajhőre és a hődiffuzivitásra a következő módon. A fűtőrendszer bekapcsolását követően a fedél hőmérséklete a 3.1.21. ábra szerint - közel lineáris módon - meredeken elkezd emelkedni, majd elér egy kvázi stacionér meleg állapotot. A gyáli mérések esetében, 440 W fűtőteljesítmény mellett a fedél hőmérséklete az 50 - 60 °C, míg 1760 W fűtés mellett a 130 - 140 °C hőmérséklet tartományra állt be. A 100 °C-nál magasabb hőmérsékletű mérések eredményét nem vettem figyelembe, mivel itt a párolgás miatt nehezen leírható jelenségekkel is számolni kell. A doboz aljának a hőmérséklete maradt a környezeti hőmérséklettel közel megegyező nagyságrendű. A nagyméretű hővezetésmérő berendezés 20 cm magas lábakon állt, ezért a doboz alja vissza tudott hűlni a környezeti levegő hőmérsékletére. Az egyértelmű, hogy a bekapcsolást követően a fedél hőmérséklet-emelkedésének meredeksége ($\Delta T/\Delta t$) arányos a betöltött minta fajhőjével. Azonban a kísérleti berendezés nem alkalmazható közvetlenül a fajhő (C_m) mérésére, mert a betáplált hőnek csak egy része áramlik a mintába és melegíti fel azt, a hő többi része gyakorlatilag magát a berendezést-, illetve a környezetet fűti. A kérdés az, hogy a bevitt hő hányadrésze fűti a mintát és hányadrésze a berendezést és a

környezetet? Az elvégzett nagyszámú mérés adatai alapján megfigyeltem, hogy a nagy berendezés esetében, jellemzően a hő 1/2,95-öd, míg a laboratóriumi berendezés esetében 1/3,75-öd része melegítette a mintát. Ez a szám a berendezések jellemző állandója (I - gépállandó). A berendezésre vonatkozó állandó (I)-, a minta tömegének (m_m)-, illetve halmazsűrűségének (ρ_B) ismeretében az eredő fajhő és az eredő hődiffuzivitás (κ) a következőképpen írható fel (3.1.23. egyenlet):

$$C_m = \frac{P \cdot I}{m_m \frac{\Delta T}{\Delta t}} \quad \kappa = \frac{\lambda}{\rho_B \cdot C_m} \quad (3.1.23)$$

3.1.10. A GYÁLI HULLADÉKLERAKÓBA ÉPÍTETT HŐMÉRSÉKLET ÉS DEPÓNIAGÁZ MONITORING RENDSZER

A hulladéklerakók hógazdálkodásának a megalapozását célzó kutatásaim keretében hőmérséklet és depóniagáz monitoring rendszert terveztem, készítettem és irányítottam a beépítést, amelyet a Depóniahő projekt konzorciuma (.A.S.A. Magyarország Kft., Budapesti Gazdaságtudományi és Műszaki Egyetem, MTA TAKI Talajtani kutatóintézet és Miskolci Egyetem) a gyáli települési szilárdhulladék lerakóban valósított meg.



3.1.22. ábra. Az .A.S.A Magyarország Kft. gyáli hulladéklerakója

A 3.1.22. ábra a gyáli korszerű, szorítótöltéses művelésű lerakót mutatja. A hőmérséklet-eloszlás mérésére 100 db National Semiconductor LM35CN típusú hőmérséklet érzékelőt szereltem vízzáró tokozatba és 10 db 16 m-es kábelre forrasztottam őket, méteres osztással.

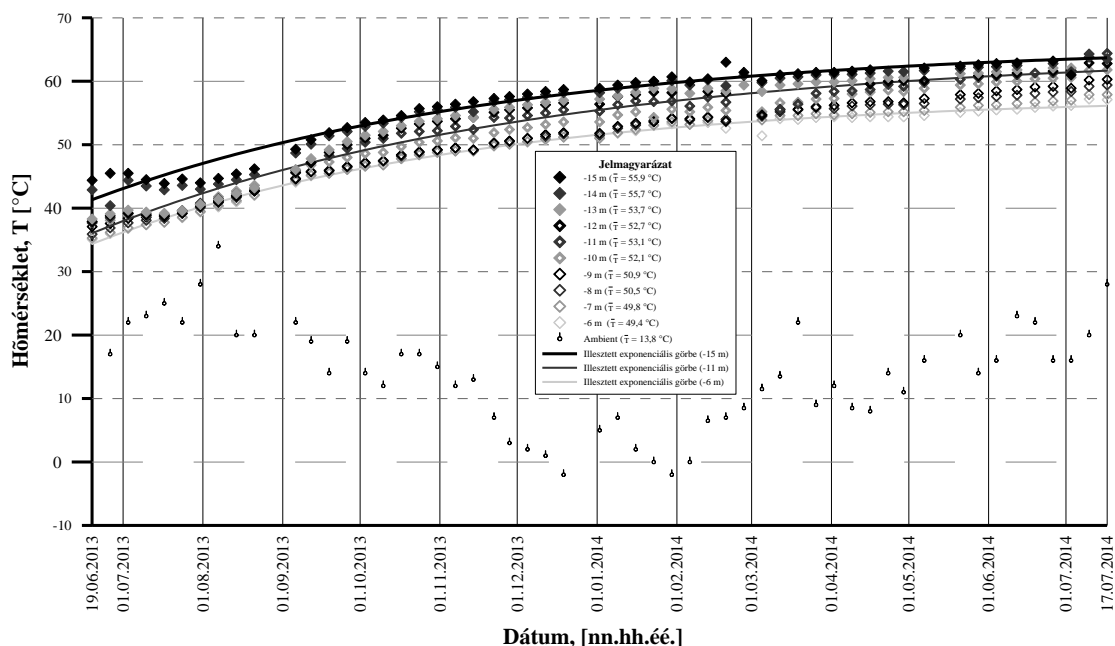
A mérés elvégzésére egy váltókapcsolóval felszerelt akkumulátoros kéziműszert készítettem, amellyel rácsatlakoztatás után az egyes hőérzékelők jele egymás után kiolvasható volt (3.1.23. ábra bal oldali képe). A hőmérsékletérzékelők elhelyezése a depótestet alkotó agresszív közegben nagy kihívást jelentett. Ezért KPE csőből készült védőburkolatot alkalmaztam, amely megvédte az érzékelőket. A KPE védőburkolat hőtehetetlensége nem okozott problémát, mert a lerakó belsejében a hőmérséklet lassan változik, elegendő idő volt arra, hogy az érzékelő átvegye a környezete hőmérsékletét. A kialakított 10 db monitoring egység mindegyikére három darab depóniagáz mintavevő csonkot szereltem. Ezek szűrővel ellátott kb. 1 m hosszú perforált KPE csőszakaszok voltak, amelyeket külön műanyag csővel vezettem ki a felszínre a KPE védőburkolatban. A depóniagáz mintavétel során egy kézi

gázelemző készüléket kellett adott kivezetéshez csatlakoztatni, majd a mérés során a depóniagázt el kellett szívni. Az elkészített 10 db monitoring egységet a Depóniagáz projekt konzorciuma építette be a 3.1.23. ábra jobb oldalán látható fűróberendezés által készített lyukakba.



3.1.23. ábra. Hőmérséklet leolvasás egy monitoring kútnál és a furatok kialakítása a depótestben.

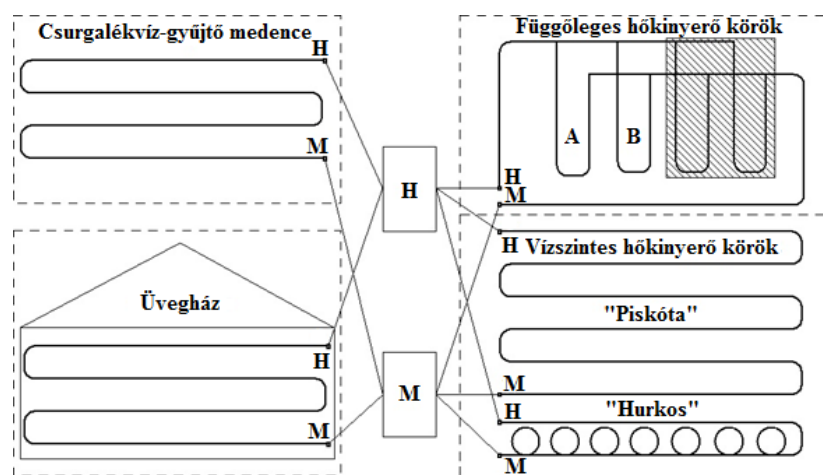
Az elmúlt évtizedek során a hulladékot különböző lerakó ütemekbe rakták le, így alakult ki a vizsgálatkori állapot. A különböző ütemekben különböző korú, azaz különböző bomlási állapotban lévő hulladék volt. A lerakó vizsgált négy ütemében több mint három éven keresztül, hetente történt az adatok leolvasása. Az egyes ütemekben a lerakott hulladék korának megfelelően emelkedő, stagnáló és csökkenő tendencia is tapasztalható volt. Példaként a 3.1.24. ábra a IV/3. jelű hőmérséklet monitoring kút exponenciálisan emelkedő hőmérsékleti adatait mutatja (Faitli és szerzőtársai, 2017a).



3.1.24. ábra. A IV/3. hőmérséklet monitoring kút adatai

3.1.11. A GYÁLI HULLADÉKLERAKÓBA ÉPÍTETT FÉLŰZEMI MÉRETŰ HŐCSERÉLŐ TECHNOLÓGIA

A Depónia hő projekt konzorciuma (.A.S.A. Magyarország Kft., Budapesti Gazdaságtudományi és Műszaki Egyetem (BME), MTA TAKI Talajtani kutatóintézet és Miskolci Egyetem) félüzemi méretű függőleges és vízszintes elrendezésű hőkinyerő és hőhasznosító technológiát épített a gyáli települési szilárdhulladék lerakóba (Faitli és szerzőtársai, 2017a). A technológia megvalósításában, mint a Miskolci Egyetem témavezetője vettem részt, így ez közös eredmény. Ezt követően a kísérleteket irányítottam, majd a közös kiértékelést követően a 4.6. fejezetben bemutatott általánosított tudományos eredmények a saját eredményeim. Meg kell említenem, hogy ebbe a munkába bekapcsolódott Magyar Tamás PhD hallgató, akinek a témavezetője voltam (Magyar, 2017). Közösén dolgoztunk a témában, Ő jellemzően a manuális kutatómunkát, míg én az elméleti modellalkotó és irányítómunkát és az elektronikai és programozási munkákat végeztem. Az elméleti eredmények megértéséhez szükség van a kísérleti berendezés ismeretére ezért azt röviden bemutatom.



3.1.25. ábra. A megépített hőcserélő technológia sematikus rajza

A 3.1.25. ábra a Depónia hő projekt keretében, kb. 3 km KPE csővezeték felhasználásával 2014 nyarára elkészült komplett hőcserélő- és hasznosító rendszer sematikus ábráját mutatja. A technológia fő elemei a vízszintes és a függőleges elrendezésű hőcserélők,

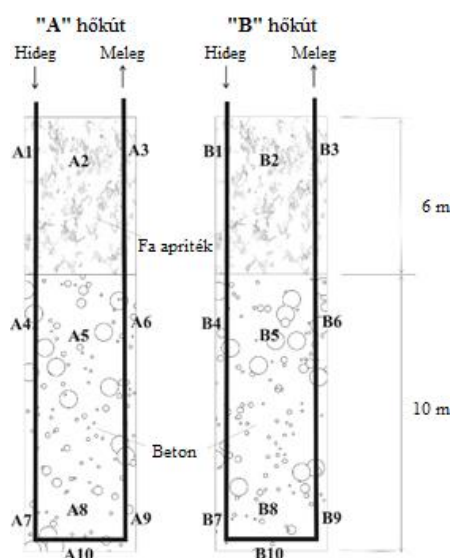
az összekötő hőszigetelt csővezetékrendszer szerelvényekkel, a gépészeti berendezések (gerincezetékek, szivattyúk, szerelvények, stb.) fém konténer házban, a hő hasznosítására szolgáló elemek, mint az üvegház - téli üzemben és a csurgalékvíz medencébe épített csővezeték - nyári üzemben (3.1.28. ábra), ill. a számítógépes mérésadatgyűjtő rendszer, amelyet ez esetben a BME készített. A vízszintes hőcserélő körök kialakítása során a rendelkezésre álló 800 m²-es területet két részre osztottuk. A rézsűhöz közelebbi 4 × 40 m-es felületre "hurkos"-, míg a fennmaradó 16 × 40 m-es felületre "piskóta" típusú csővezetéket telepítettünk (3.1.26. ábra). A vízszintes csővezetéket homokágyba fektettük, amelyhez elsőként sík felszínt alakítottunk ki. A csővezeték hálózatot úgy alakítottuk ki, hogy a csővezeték legmagasabb pontja a rézsűre került. Ehhez képest a hőcserélő és a szivattyú irányában is monoton csökkenő magasságú a csővezeték. A függőleges hőcserélő kutak létesítése során 800 mm átmérőjű fúró szerszámmal felszerelt fúró berendezést alkalmaztunk (3.1.23. ábra). A hőmérséklet monitorozása során megállapítottuk, hogy a lerakott hulladék

alsó 10 m-e a jó hőtermelő réteg. Ebben a rétegben jó hőátadást kell biztosítani, míg a felső 6 m-es rétegben már gondoskodni kell a cső szigeteléséről.



3.1.26. ábra. A “piskóta” és a “hurkos” típusú hőcserélő körök

A függőleges hőcserélőt csak úgy lehet kialakítani, hogy ugyanabba a furatba kell az előremenő hideg csőágat és a visszatérő meleg csőágat is elhelyezni. A megtervezett függőleges hőcserélő kidolgozott koncepcióját, illetve a hőmérsékletmérő szenzorok elhelyezkedését a 3.1.27. ábra mutatja. A módszer két alapvető megfigyelésen alapul. Az előremenő és visszatérő csőágak a furat szélénél helyezkednek el, így a távolság közöttük az elérhető legnagyobb. A hulladék és a csővezeték között a hőtermelő szakaszon jó hő kapcsolatot kell biztosítani, amelyre alkalmas a betonnal való kitöltés. A betonnal való kitöltés a rendszer mechanikai stabilitását is biztosítja. A beton hővezetési tényezője 1,09 W/mK, amely kétszer nagyobb, mint a hulladéké vagy a KPE csőé. A felső szakaszon hőszigetelő anyagot kell alkalmazni. A fa hővezetési tényezője 0,14 W/mK, azaz kb. negyede a hulladékénak. A lerakón található - 2 cm-nél durvább - komposzt maradvány anyag, amely nagy fa tartalmú. Ez a maradvány anyag alkalmas a felső 6 m-es réteg kitöltésére.



3.1.27. ábra. Függőleges hőcserélő építése, illetve a hőmérsékletmérő szenzorok elhelyezkedése az “A”- és “B” jelű kutakban



3.1.28. ábra. Az üvegházba és a csurgalékvíz medencébe épített hőcserélők segítségével hasznosítható a kinyert hő

A rendszer rugalmasságát az biztosítja, hogy a fém konténerben, mint gépházban elhelyezett két acél gyűjtőcsőbe csatlakozik minden bejövő- (vízszintes hőcserélők (“piskóta” és “hurkos”) és a függőleges hőcserélők) és elmenő (üvegház, csurgalékvíz medence) csővezetékpár (3.1.28. ábra). Az egyes rendszerek csapok és szelepek működtetésével be-, illetve kikapcsolhatók.

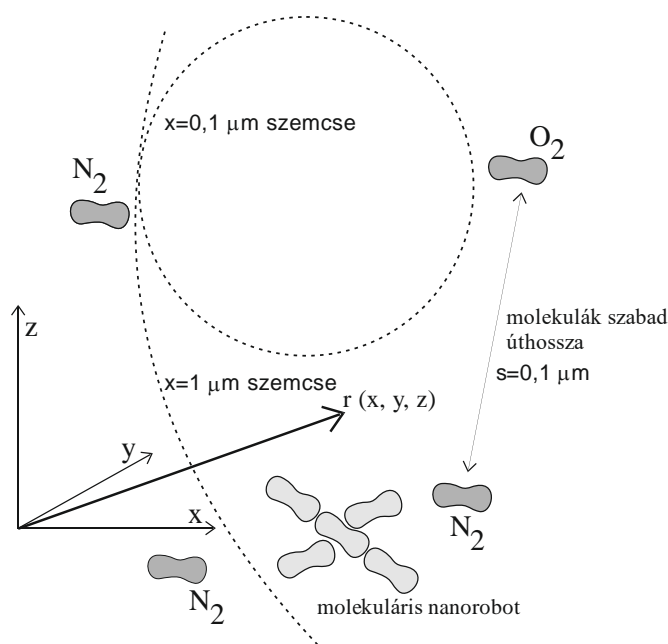
3.2. A kísérletekhez alkalmazott anyagok

A kísérletekhez alkalmazott két legfontosabb anyag a homok és a pernye volt. Számos kísérletben alkalmaztam fehérvárcsurgói üveghomokot modell anyagnak és nyékládházai homokot valódi anyagnak. Szén- és ligniteróműi pernyéket és salakokat (Visonta, Tatabánya, Berente; Ashtech - India, Neyveli - Japán, Narva - Törökország, Nikola Tesla – Szerbia, Jacksonville – USA, Craiova 2, Isalnita, Rovinari, Turceni – Románia) és hulladékégetői pernyéket (Dorog, Tiszaújváros) vizsgáltam. Vizsgáltam vörös iszapokat (Almásfüzitő, India); flotációs meddő anyagokat (GyöngyöSOROSZI); bentonitokat (Mád, Genova), perliteket (Pálháza) és magnetitet. Vizsgáltam valódi iszap mintákat (Tihany-Balaton, Siófok-Balaton, Tokaj-Bodrog). Vegyesen begyűjtött friss és már korábban lerakott települési szilárdhulladék mintákat vizsgáltam a gyáli hulladéklerakón.

4. EREDMÉNYEK

4.1. A kontinuitási elmélet

A kitűzött tudományos kutatási cél elérése érdekében, amely szerint arra kerestem a választ, hogy adott durva diszperz rendszer diszperzitás jellemzői hogyan befolyásolják az eljárást, amely azt feldolgozza, elsőként vizsgáljunk meg egy egyfázisú közeget és két teoretikus eljárást. A vizsgált közeg legyen a normálállapotú levegő (20 °C, 1 bar), az eljárások pedig (1) amikor egy ember sétál a levegőn, illetve (2) amikor molekulákból összeállított nanorobot van a levegőben. A gázhalmazállapot jellemzői jól ismertek, a levegőt alkotó elemi részecskék, a gázmolekulák véletlenszerű hőmozgást végeznek, amelynek az eredménye a kialakuló gáz állapot, azaz a nyomás, a sűrűség és a hőmérséklet.



4.1.1. ábra. A levegő mikroszerkezete

A 4.1.1. ábra mutatja a levegő elvi mikroszerkezetét. A molekulák szabad úthossza a normálállapotú levegőben kb. $s = 0,1 \mu\text{m}$ és a molekulák között nincsen anyag, vagyis az ábrán ábrázolt r helyvektor éppen a semmibe mutat. Akkor hogyan tudjuk értelmezni a sebességvektort ebben a pontban, ami az áramlástan célja? Az áramlástan csak úgy tudja ezt a problémát kezelni, hogy az egyfázisú közeget kontinuumként modellezi. Ezért kezdődik minden áramlástan könyv úgy, hogy a vizsgált közeg folytonosan kitölti a teret.

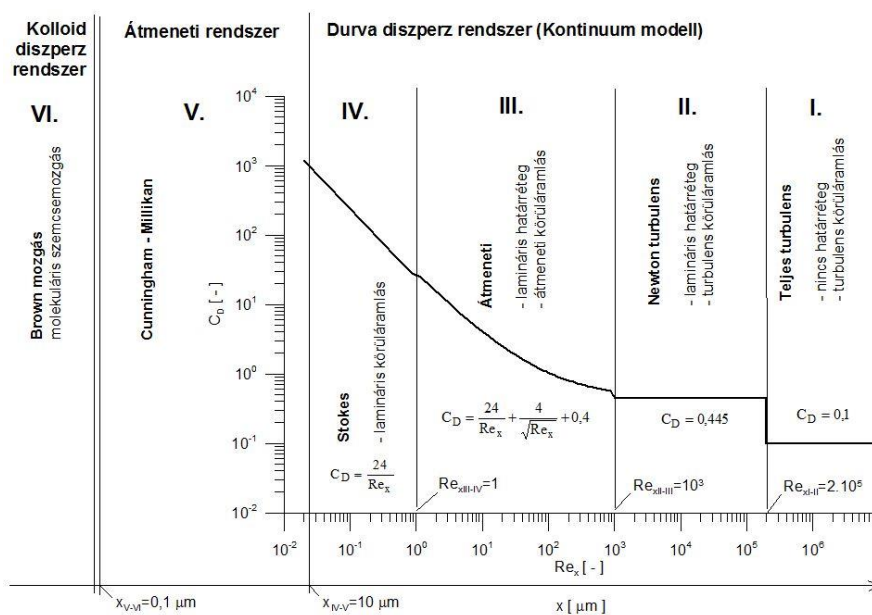
A 4.1.1. ábrán - szaggatott vonallal ábrázolva - egy $0,1 \mu\text{m}$ -es gömb alakú szemcse helyezkedik el két gázmolekula között, ill. egy $1 \mu\text{m}$ -es szemcse kontúrja is fel van tüntetve. Az ábrán jelölt gázmolekulák mérete nem arányos a valós méretükkel, mivel a valóságban a méretük több nagyságrenddel kisebb, egyebekben az elvi ábra méretarányos. A méretarányok érzékeltetik azt az ismert tényt, hogy a jellemzően $0,1 \mu\text{m}$ -nél kisebb szemcsék mozgására hatással van a molekulákkal való ütközés, mert ez alatt az impulzusok összemérhető nagyságrendűek. Ez magyarázza a jól ismert Brown mozgás jelenséget, azaz a nanoméretű szemcse arra mozdul, amerre az ütközés taszítja. Ezzel szemben, - a 4.1.1. ábrán már jól értelmezhetően - az $1 \mu\text{m}$ -es szemcse mozgására már nincs közvetlen hatása a gázmolekulával való ütközésnek. Ezért kell a $0,1 \mu\text{m}$ alatti kolloid- és a $0,1 \mu\text{m}$ feletti jellemző méretű durva diszperz rendszereket egymástól megkülönböztetni, mert mások a fellépő erők, amelyek befolyásolják a diszperz rendszer viselkedését. Most vizsgáljuk meg, hogy a két felvett teoretikus eljárásban hogyan viselkedik a normálállapotú levegő. Amikor valaki sétál a levegőn, akkor a diszperz rész egy „szemcséből” áll. Az ember mérete sok-sok

nagyságrenddel nagyobb, mint a levegő elemi diszkrét részecskéi, azaz a gázmolekulák, ezért a sétáló ember nem érzi az igen nagyszámú ütközést a molekulákkal, de azt igen, hogy egy közegben van, ha épp meglegyezi magát. Ezért a mérnöki gyakorlatban, - amikor ez a nagyságrend érvényes - jól alkalmazható az áramlástani megközelítés, azaz a levegő valóban kontinuumként viselkedik. A második esetben azonban, amikor egy molekuláris nanorobot kerül a levegőbe, a helyzet ezzel teljesen ellentétes. Intenzív kutatások folynak nanoméretű részecskék, „bottom-up” módszerrel való előállítására számos, - pl. orvosi, kozmetikai, felületkezelési – alkalmazás számára. Ebben az esetben a nanorobot impulzusa nyilvánvalóan összemérhető a molekulákéival és ütközési jelenségek játszódnak le, azaz a gázmolekulák, mint diszkrét elemek befolyásolják a rendszer viselkedését. Hogyan lehetséges, hogy ugyanaz a normálállapotú levegő egyszer kontinumszerűen, másszor pedig diszkrételemszerűen viselkedik? Az igazi kérdés az az, hogy a diszperz rendszerekben az elemi- és véges kiterjedésű diszperz részecskék mikor viselkednek diszkrételemszerűen, vagy kontinumszerűen? A későbbiekben bemutatott szemcsemozgási és hidraulikus szállítási vizsgálataim alapján a következő elméletet állítottam fel. *Durva diszperz rendszerek kontinuum- vagy diszkrételemszerű viselkedése attól függ, hogy a diszperz rendszer, illetve az eljárás (berendezés, jelenség) karakterisztikus mérete milyen egymáshoz képest.* A Mátrai Erőmű hidraulikus szállítási technológiájának a tervezése során a 80 %-os szemcseméretet használtuk a szemcsés anyagalmaz egyparaméteres jellemzésére, mert a biztonság érdekében, egy jól mérhető nagyobb szemcse fizikai jellemzőivel modelleztük a halmazt. Ezért a diszperz rendszer vizsgált részét leegyszerűsítve jellemezhetjük a 80 %-os szemcsemérettel. A nehezebb kérdés az az, hogy az eljárásnak, jelenségnek vagy a berendezésnek mi a jellemző mérete, mert ha attól lényegesen kisebb a diszperz rész karakterisztikus mérete, akkor abban a berendezésben kontinuumként viselkedik a diszperz rendszer. A vizsgálataim alapján azt állítom, hogy az eljárás (berendezés, jelenség) jellemző mérete a lamináris alapréteg vastagsága egy szemcse, őrlőtest, csőfal vagy berendezés fala mentén. Amennyiben a diszperz rész adott szemcséi beleférnek a lamináris alaprétegbe, akkor a diszperz rendszer e része kontinuumként viselkedik a vizsgált eljárásban, ha nem akkor pedig diszkrételemszerűen. Ebből az következik, hogy a mechanikai eljárás-technika ipari alkalmazásaiban előforduló tipikus cső- és gépméretes esetén a szilárd-folyadék diszperz rendszereket a következő nevezetes szemcseméret nagyságrendek mentén célszerű megkülönböztetni. A kolloid diszperz rendszerek jellemző felső határa kb. 0,1 μm . A mechanikai eljárás-technika területén még a nyugalomban lévő kolloid szuszpenziók is jellemzően kontinuumként viselkednek. A főleg kolloid rendszerekre kidolgozott bimodális modell (Sengun és Probst, 1989) szerint, szubmikronos méretű szemcsék képesek nagyobb méretű szemcséket (kisebb, mint kb. 10 μm) stabilizálni, amelyek így nehezebben ülepednek le. A szubmikronos szemcsék - jellemzően akár - nem-newtoni reológiai viselkedést okozhatnak, míg a „durva” 1-10 μm -es szemcsék nagyobb szuszpenzió viszkozitást eredményeznek. A Sengun és Probst (1989) féle bimodális modell igen jó összhangban van a kontinuitási elmélettel. A 0,1 ... 50 - 160 μm tartományon célszerű a mozgásban lévő szilárd-folyadék keverékeket szuszpenzióknak nevezni, mert a mérnöki gyakorlatban ezek jellemzően kontinumszerűen viselkednek. Az ettől nagyobb szemcséket tartalmazó keverékeket pedig zagynak, mert azok jellemzően diszkrételemszerűen viselkednek. A többfázisú diszkrét rendszerek viselkedése meghatározza

a berendezés - eljárás működését és amennyiben az itt bemutatott hipotézis alapján azt jellemezni tudjuk, akkor az meghatározza a tervezésükre szolgáló módszertant is, és ez az elmélet ipari alkalmazási jelentősége.

4.2. Új eredmények a szemcsemozgás tudományterületen

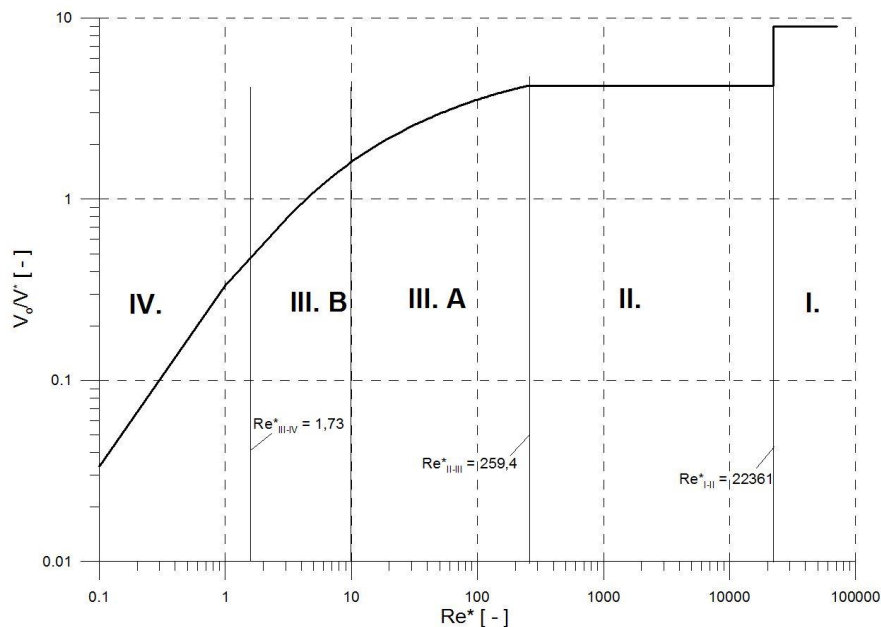
Egyedi gömb alakú szemcsék, newtoni közegekben, falhatás nélküli, a gravitáció hatására kialakuló süllyedési végsebességének a számítására szolgáló összefüggéseket a 2.1.1. Szemcsemozgás fejezetben foglaltam össze. Az un. hagyományos számítási módszert, - amely szinte kizárólagosan alkalmazott Magyarországon - a 4.2.1. ábrán összegeztem (Faitli, 2015).



4.2.1. ábra. A süllyedési végsebesség hagyományos számítása (gömb alakú szemcse, gravitációs erőtér, nincs falhatás, newtoni közeg, a szemcse körüli áramlást jellemző Reynolds szám: $Re_x = x \cdot v_o \cdot \rho / \mu$)

Látható, hogy a jellemzően $0,1 \mu\text{m}$ -nél kisebb szemcsék molekuláris mozgást (VI - Brown mozgás) végeznek, nem számítható a süllyedési végsebesség. E méret felett, a süllyedő szemcse körül különféle áramlás alakulhat ki, ezért körüláramlási tartományokat kell megkülönböztetni. Amennyiben a körüláramlás lamináris, a Stokes tartományon (IV) a közegellenállási tényező - szemcse Reynolds szám összefüggés lineáris. Növekvő szemcseméretnél a lamináris alaprétgtől kifelé átmeneti lamináris - turbulens áramlás alakul ki, ez az un. átmeneti tartomány (III), ahol a Kaskas egyenlet (4.2.1. ábra) alkalmazható. Ezt követően itt az áramlás turbulenssé válik, de a lamináris alapréteg megmarad, ez az un. Newton turbulens tartomány (II). Még nagyobb szemcsék esetén felbomlik a lamináris alapréteg, ez a teljes turbulens tartomány (I). A Cunningham - Millikan (V) tartományon a molekuláris mozgás és a kontinumszerű közeg hatása egyaránt érvényesül, de itt még lehet süllyedési végsebességet számítani. Wilson és szerzőtársai (2002, 2003, 2010) a csőáramlás leírására használt modellek alapján új módszert vezettek be a süllyedési végsebesség

számítására a közepes felületi nyírófeszültségre alapozva. A 2.1.1. fejezetben bemutatott összefüggéseket a teljes turbulens tartománnyal kiegészítettem, majd excelben beprogramoztam és a relatív süllyedési végsebesség - nyírási Reynolds szám diagramot újra kiszámítottam (4.2.2. ábra).

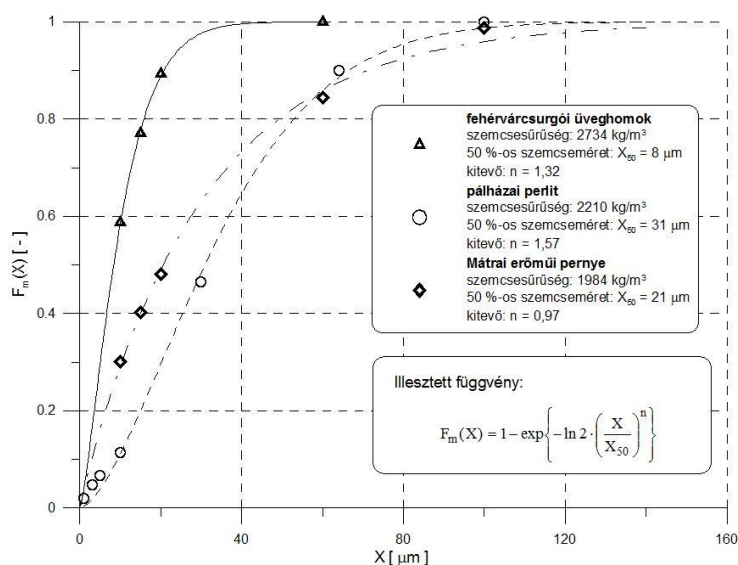


4.2.2. ábra. A süllyedési végsebesség új számítása
(gömb alakú szemcse, gravitációs erőtér, nincs falhatás, newtoni közeg)

Megállapítottam, hogy a hagyományos és a Wilson módszer gyakorlatilag azonos süllyedési végsebesség értékeket ad, azonban a Wilson módszernél nem kell az átmeneti tartományon iterálni.

A szemcsemozgás vizsgálatával eltöltött évtizedes kutatómunkám fő célja az volt, hogy kísérleti úton igazoljam az elsőként a csővezetékre kidolgozott kontinuitási elméletemet egy másik nevezetes rendszerre is. A munkahipotézisem szerint, ha egy nagy gömb alakú szemcse finom szemcsékből és vízből készített finom szuszpenzióban süllyed, akkor attól függ a kialakuló jelenség, hogy a nagy szemcse körüli lamináris alaprétegbe belefér-e a finom szemcse, vagy nem. Ha igen, akkor a finom szemcsékből és vízből álló szuszpenzió, mint kontinuum folyási paramétereit és sűrűsége alapján az egyfázisú folyadékokra vonatkozó módszer szerint számíthatjuk a nagy szemcse süllyedési-végsebességét. Ha nem, akkor a finom és a nagy szemcsék között a hátráltatott ülepedés jelensége lép fel, amely a koncentrációtól nagymértékben függ. Ezen túlmenően a nem-newtoni közegekben való szemcsemozgás alapjelenségét kívántam vizsgálni. Ezért építettem meg a 3.1.8. és 3.1.9. ábrákon látható kísérleti berendezést, amellyel több mérésorozatot végeztem el (Faitli, 2015 és 2017). Az első mérésorozat célja a berendezés tesztelése és a falhatás leírása volt. A mérőberendezés és az induktív golyóelhaladás érzékelő kifejlesztése során a megválasztott mérőcső átmérője és golyómérete miatt jelentős falhatás lépett fel. Az érzékelő a 28 mm-nél kisebb golyók elhaladását már nem érzékelt megbízhatóan. Ezért, elsőként három anyagban, - amelyek newtoni folyási viselkedésűek - vízben, különféle koncentrációjú fehérvárcsurgói

üveghomok - víz és pálházai perlit - víz szuszpenziókban, szobahőmérsékleten végeztem méréseket. A mérések során a mérőberendezésbe töltött közeg hőmérséklete jellemzően 22 °C-ra állt be.



4.2.3. ábra. A vizsgált szilárd anyagok empirikus szemcseméret eloszlásfüggvényei

A homok és perlit laboratóriumi piknométerben mért szemcsesűrűségei és 200 mm-es laboratóriumi szitasorozattal mért empirikus szemcseméret eloszlásfüggvényei a 4.2.3. ábrán láthatók. A 4.2.1. táblázatban láthatók a newtoni közegekben elvégzett mérések eredményei. A kísérletekhez használt négy acélgolyó „szemcsesűrűsége” minden esetben 7800 kg/m³ volt. Minden mérést a 120 mm belső átmérőjű csőben végeztem el.

A mérőcsőbe különféle koncentrációban töltöttem be a szuszpenziókat, amelyek folyási viselkedését előzőleg csőreométerben megmértem. A mérőberendezéssel az un. (V_{owm}) falhatással érintett, mért süllyedési végsebességet határoztam meg. Ezt követően a 4.2.1. és 4.2.2. ábrán közölt módszerek szerint kiszámítottam a mérésekkel azonos szemcse- és közegjellemzők alapján az elméleti, falhatás nélküli (V_{oc}) süllyedési végsebességet. A 4.2.1. és 4.2.2. ábrán közölt hagyományos és a Wilson féle új számítási módszer azonos eredményt adott, mivel a módszerek egymásba átszámíthatók. A 4.2.1. táblázatban látható, hogy a szemcse körüli áramlást jellemző Reynolds szám értékek a 2000 - 114000 tartományra estek, azaz minden mért pont a II. Newton turbulens körüláramlási tartományra esett. A falhatással érintett és nem érintett süllyedési végsebességekből a 4.2.1. összefüggés segítségével kiszámítottam a p kitevő értékét.

$$p = \ln \left(1 - \frac{V_{owm}}{V_{oc}} \right) / \ln \left(\frac{X}{D} \right) \quad (4.2.1)$$

Megállapítottam, hogy a többszörösen mért, összesen 38 különféle paraméterű mérés átlagos p kitevő értéke 1,7; ezért a Finkey és Munroe falhatás összefüggések 4.2.2. egyenlet szerinti korrigálását javasolom.

$$V_{ow} = \left[1 - \left(\frac{X}{D} \right)^{1,7} \right] \cdot V_o \quad (4.2.2)$$

4.2.1. táblázat. Newtoni közegekben mért süllyedési végsebesség értékek
(álló betű: mért-, dőlt betű: számított érték)

	X [m]	C _k [-]	ρ _s [kg/m ³]	ρ _k [kg/m ³]	μ _k [Pas]	V _{owm} [m/s]	V _{oc} [m/s]	Re _x [·10 ⁴]	p [-]	V _{om} [m/s]
vízben	0,04	0	0	1000	0,001	2,33	2,83	11,3	1,579	2,76
	0,038	0	0	1000	0,001	2,31	2,76	10,5	1,577	2,69
	0,03	0	0	1000	0,001	2,18	2,45	7,4	1,59	2,41
	0,028	0	0	1000	0,001	2,16	2,37	6,6	1,665	2,36
homok – víz szuszpenzióban	0,04	0,29	2734	1503	0,012	1,87	2,22	1,1	1,682	2,21
	0,038	0,29	2734	1503	0,012	1,81	2,16	1,0	1,583	2,12
	0,03	0,29	2734	1503	0,012	1,75	1,92	0,7	1,749	1,93
	0,028	0,29	2734	1503	0,012	1,7	1,86	0,7	1,686	1,86
	0,04	0,26	2734	1451	0,008	1,9	2,27	1,6	1,651	2,25
	0,038	0,26	2734	1451	0,008	1,85	2,21	1,5	1,578	2,16
	0,03	0,26	2734	1451	0,008	1,75	1,96	1,1	1,61	1,93
	0,028	0,26	2734	1451	0,008	1,7	1,9	1,0	1,547	1,86
	0,04	0,22	2734	1381	0,006	2,01	2,34	2,2	1,783	2,37
	0,038	0,22	2734	1381	0,006	1,98	2,28	2,0	1,763	2,3
	0,03	0,22	2734	1381	0,006	1,79	2,02	1,4	1,567	1,98
	0,028	0,22	2734	1381	0,006	1,77	1,96	1,3	1,604	1,93
	0,04	0,17	2734	1295	0,004	2,1	2,43	3,1	1,817	2,48
	0,038	0,17	2734	1295	0,004	2,06	2,37	2,9	1,769	2,39
	0,03	0,17	2734	1295	0,004	1,9	2,1	2,0	1,696	2,1
	0,028	0,17	2734	1295	0,004	1,87	2,03	1,8	1,746	2,04
perlit – víz szuszpenzióban	0,04	0,44	2210	1532	0,065	1,9	2,19	0,2	1,84	2,25
	0,038	0,44	2210	1532	0,065	1,84	2,14	0,2	1,709	2,14
	0,03	0,44	2210	1532	0,065	1,71	1,9	0,1	1,661	1,88
	0,028	0,44	2210	1532	0,065	1,68	1,84	0,1	1,678	1,83
	0,04	0,34	2210	1411	0,041	2	2,31	0,3	1,828	2,36
	0,038	0,34	2210	1411	0,041	1,94	2,25	0,3	1,724	2,25
	0,03	0,34	2210	1411	0,041	1,8	2	0,2	1,661	1,98
	0,028	0,34	2210	1411	0,041	1,72	1,93	0,2	1,524	1,88
	0,04	0,27	2210	1327	0,023	2,1	2,39	0,6	1,92	2,48
	0,038	0,27	2210	1327	0,023	2,01	2,33	0,5	1,726	2,34
	0,04	0,18	2210	1218	0,014	2,2	2,52	0,9	1,878	2,6
	0,038	0,18	2210	1218	0,014	2,1	2,46	0,8	1,671	2,45
	0,03	0,18	2210	1218	0,014	2	2,18	0,6	1,799	2,21
	0,028	0,18	2210	1218	0,014	1,94	2,11	0,5	1,731	2,12
	0,04	0,13	2210	1157	0,009	2,2	2,6	1,4	1,704	2,6
	0,038	0,13	2210	1157	0,009	2,15	2,53	1,2	1,649	2,51
	0,03	0,13	2210	1157	0,009	2,01	2,25	0,9	1,614	2,22
	0,028	0,13	2210	1157	0,009	1,97	2,17	0,8	1,638	2,15

Ezzel az új falhatás összefüggéssel a falhatással érintett mért süllyedési végsebességéből (V_{owm}) kiszámítottam a falhatás nélküli mért süllyedési végsebesség (V_{om}) értékeket is. A newtoni szuszpenziókban elvégzett méréseim alapján azt a következtetést vontam le, hogy a kontinuitási elméletem jól leírja a jelenséget, mivel a más eszközzel mért szuszpenziós viszkozitás és sűrűség alapján az egyfázisú közegekre (kontinuumra) vonatkozó számítás igen jól illeszkedik a mérésekre.

A süllyedési végsebesség vizsgáló berendezéssel (3.1.8. és 3.1.9. ábrák) és a négy acélgolyóval méréseket végeztem nem-newtoni finom szuszpenziókban is. A fehérvárcsurgói üveghomok-víz szuszpenzió 33 térfogat % koncentrációban már pszeudoplasztikus folyási viselkedésűvé vált (4.2.3. ábra), a mért K konzisztencia tényező és n hatványkitevő reológiai paramétereiket a 4.2.2. táblázat tartalmazza. A Mátrai Erőműből származó szénerőműi pernye-víz finom szuszpenziók Bingham plastikus folyási viselkedésűek voltak, a mért τ_0 nyugalmi határfeszültség és η plastikus viszkozitás reológiai paramétereiket szintén a 4.2.2. táblázat tartalmazza.

4.2.2. táblázat. Nem-newtoni közegekben mért süllyedési végsebesség értékek

(álló betű: mért-, dőlt betű: számított érték)

	X [m]	C_k [-]	ρ_s [kg/m ³]	ρ_k [kg/m ³]	η_k [Pas]	τ_{0k} [Pa]	V_{owm} [m/s]	V_{om} [m/s]	τ_e [Pa]	$(du/dz)_e$ [1/s]	μ_e [Pas]	V_{oc} [m/s]
pernye-víz	0,04	0,28	1984	1276	0,024	2,5	2,15	2,54	142	5822	0,0244	2,43
szuszpenzióban	0,038	0,28	1984	1276	0,024	2,5	1,76	2,05	135	5525	0,0245	2,39
	0,03	0,28	1984	1276	0,024	2,5	1,48	1,64	107	4340	0,0246	2,12
	0,028	0,28	1984	1276	0,024	2,5	1,45	1,58	99	4044	0,0246	2,05
	0,04	0,23	1984	1226	0,008	1,7	2,24	2,65	143	17702	0,0081	2,51
	0,038	0,23	1984	1226	0,008	1,7	2,06	2,4	136	16806	0,0081	2,45
	0,03	0,23	1984	1226	0,008	1,7	1,82	2,01	107	13223	0,0081	2,17
	0,028	0,23	1984	1226	0,008	1,7	1,66	1,82	100	12327	0,0081	2,1
	0,04	0,19	1984	1187	0,005	1,4	2,26	2,67	144	28553	0,005	2,56
	0,038	0,19	1984	1187	0,005	1,4	2,23	2,6	137	27111	0,0051	2,49
	0,03	0,19	1984	1187	0,005	1,4	1,9	2,1	108	21344	0,0051	2,22
	0,028	0,19	1984	1187	0,005	1,4	1,88	2,05	101	19903	0,0051	2,14
	0,04	0,15	1984	1148	0,003	1,2	2,5	2,96	145	47938	0,003	2,61
	0,038	0,15	1984	1148	0,003	1,2	2,47	2,88	138	45521	0,003	2,54
	0,03	0,15	1984	1148	0,003	1,2	2,15	2,37	109	35853	0,003	2,26
	0,028	0,15	1984	1148	0,003	1,2	2,14	2,34	102	33436	0,003	2,18
		X [m]	C_k [-]	ρ_s [kg/m ³]	ρ_k [kg/m ³]	K_k [Pas ⁿ]	n_k [-]	V_{owm} [m/s]	V_{om} [m/s]	τ_e [Pa]	$(du/dz)_e$ [1/s]	μ_e [Pas]
homok – víz	0,04	0,33	2734	1572	0,011	0,93	1,81	2,14	136	17331	0,0078	2,16
szuszpenzióban	0,03	0,33	2734	1572	0,011	0,93	1,46	1,61	102	12998	0,0078	1,87

A második mérésorozatban a nem-newtoni szuszpenziókban elvégzett szemcsemozgási mérések kiértékelése azért nehéz, mert valójában két alapvető ismeretlen jelenséggel álltam szemben: az egyik a falhatás nem-newtoni közegben, a másik pedig a szemcsemozgás nem-newtoni közegben. Ezek közül a falhatás esetében, a newtoni közegekben elvégzett mérések végeredményeként kapott, $p = 1,7$ kitevőjű falhatás összefüggés segítségével határoztam meg a becsült, falhatás nélküli süllyedési végsebességet (V_{om}). Wilson és szerzőtársai (2003) modellje szerint tetszőleges nem-newtoni folyási viselkedésű közeg nyírási diagramján a $0,3 \cdot \bar{\tau}$ referencia nyírófeszültség értéknél kell az általuk bevezetett newtoni egyenértékű viszkozitást leolvasni. Ezt követően a süllyedési végsebesség a newtoni közegekre ismert módon számítható. Ha jobban belegondolunk ez a referencia nyírófeszültség inkább egy egyensúlyi feszültség, ugyanis stacioner szemcsemozgáskor, amikor a szemcse a süllyedési végsebességével süllyed, akkor tetszőleges közegben is egy egyensúlyi feszültségnek és egyensúlyi sebességgradiensnek kell kialakulnia. A nyírófeszültség és a sebességgradiens a

szemcse felületén változó, azonban a teljes felületi integrál kiadja az egyensúlyi értékeket. Ha ilyen szemmel nézzük a Wilson féle numerikus módszer által eredményezett 0,3-as szorzót, akkor helyette a 3-al való osztás sokkal logikusabb, mint egy fizikai jelenséget leíró szám. Helyezzük egymás mellé a Stokes süllyedési végsebesség képletét és a Wilson referencia feszültség általam logikai úton módosított képletét (4.2.3. egyenlet).

$$V_o = \frac{(\rho_s - \rho_f) \cdot g \cdot X^2}{18 \cdot \mu} \qquad 0,3 \cdot \bar{\tau} \cong \frac{G - F_A}{3 \cdot A} = \frac{(\rho_s - \rho_f) \cdot g \cdot X}{18} \qquad (4.2.3)$$

Következik, hogy a IV. Stokes tartományon az egyensúlyi sebességgradiens (4.2.4. egyenlet) és nyírófeszültség (4.2.5. egyenlet) igen egyszerűen számítható.

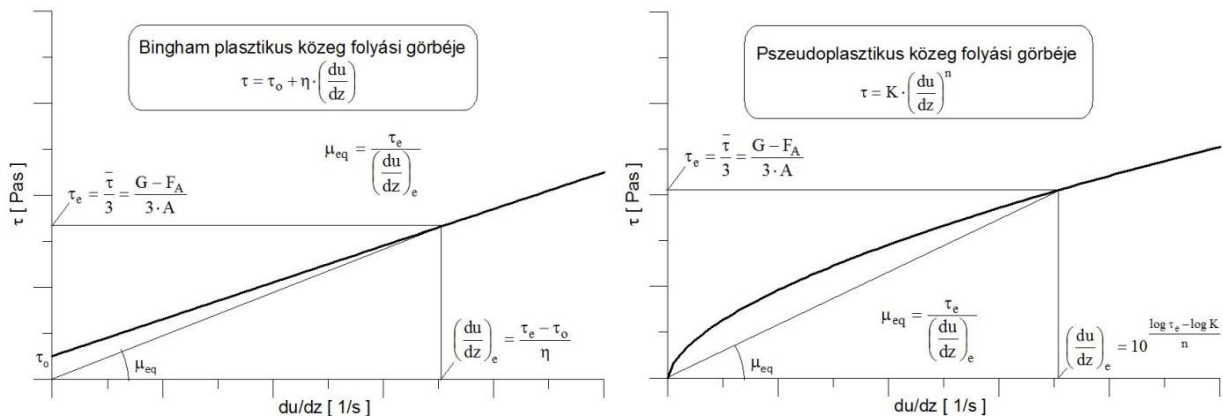
$$\left(\frac{du}{dz}\right)_e = \frac{V_o}{X} \qquad (4.2.4)$$

$$\tau_e = \frac{V_o \cdot \mu}{X} = \frac{\bar{\tau}}{3} \qquad (4.2.5)$$

Tehát, a végsebességgel süllyedő szemcse abban a feszültségállapotban mozog, amelyet nevezünk úgy, hogy „egyensúlyi közepes felületi nyírófeszültség”, ami az „egyensúlyi közepes sebességgradienshez” tartozik (4.2.6. egyenlet):

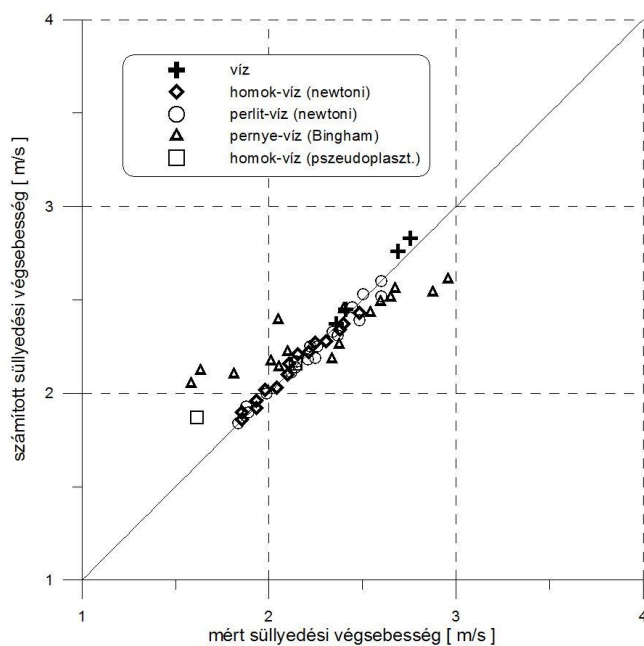
$$\tau_e = \frac{\bar{\tau}}{3} = \frac{G - F_A}{3 \cdot A} = \frac{(\rho_s - \rho_f) \cdot g \cdot X}{18} \qquad (4.2.6)$$

Az egyensúlyi közepes felületi nyírófeszültség (4.2.6. egyenlet), adott süllyedési végsebesség számítási feladat esetén egyből kiszámítható, - mert minden alapadat rendelkezésre áll ilyenkor - amelyhez a newtoni egyenértékű viszkozitás meghatározható és a süllyedési végsebesség számítható. Ez egy igen egyszerű és univerzális módszer, mivel tetszőleges folyási viselkedésű közeg esetén alkalmazható. A 4.2.4. ábra mutatja a newtoni egyenértékű viszkozitás kiszámításának a módszerét Bingham plasztikus és pszeudoplasztikus közegek esetén. A 4.2.2. táblázatban közölt számított értékeket eszerint számítottam ki.



4.2.4. ábra. A newtoni egyenértékű viszkozitás meghatározása

Érdekes eset az, amikor egy Bingham plasztikus közegbe helyezett szemcse esetén az egyensúlyi közepes felületi nyírófeszültség kisebb, mint a közeg nyugalmi határfeszültsége, mert ilyenkor a szemcse nem kezd el süllyedni. Newtoni közegek esetén a referencia pont bárhol lehetne, mivel a látszólagos viszkozitás mindenhol megegyezik. A 4.2.2. táblázatban közölt nem-newtoni közegben végzett mérési eredményekből látszik, hogy az egyensúlyi közepes sebességgradiens értékei a 4000 ... 50000 1/s tartományra estek, ami igen nagy nyírési sebességet jelent. Ennek az a következménye, hogy az ún. nem-newtoni hatás nem domináns.



4.2.5. ábra. A mért és számított süllyedési végsebesség

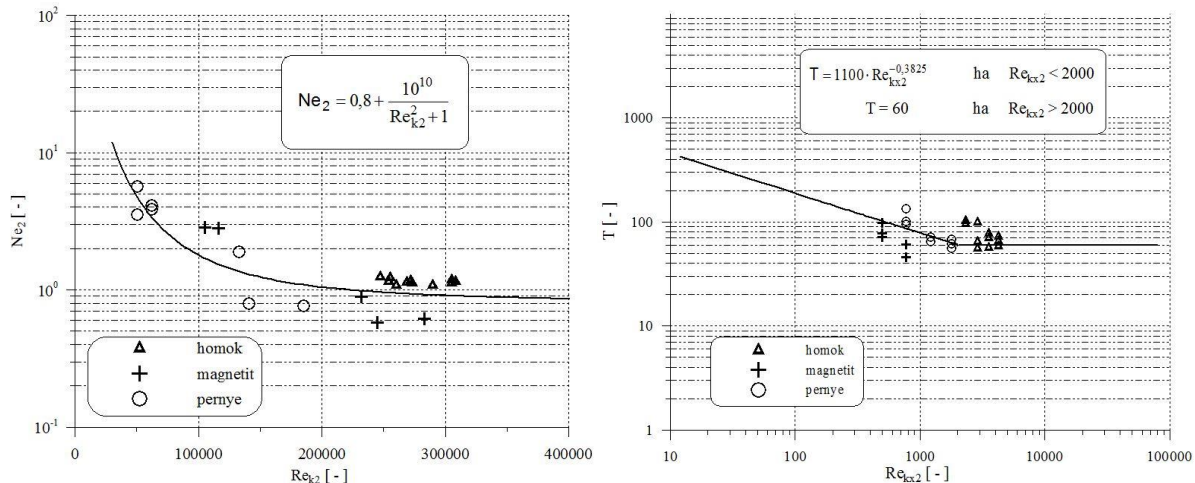
Az értekezésben közölt új modellek és számítási módszerek hitelesítése érdekében mind az 56 különféle paraméterű és többszörösen megismételt süllyedési végsebesség mérés, mért és számított értékeit összevettem a 4.2.5. ábrán. A newtoni közegben elvégzett mérési eredmények nagyon jól illeszkednek a 45 fokos egyenesre, a nem-newtoni mérések már kissé szórnak. Véleményem szerint a falhatás az, amelynek a leírása nem-newtoni közegben bonyolultabb, mint ahogy azt feltételeztem, azaz egyszerűen általánosítottam a newtoni közegekre kapott falhatás összefüggést.

A kísérleti eredmények igazolták a kontinuitási elméletet, mert a vizsgált rendszerben a süllyedő golyóhoz képest a finom szemcsékből készített szuszpenzió egyfázisú közegként (kontinuumként) viselkedett, saját eredő folyási viselkedéssel és sűrűséggel volt jellemezhető. A nagy golyó süllyedési végsebességét az egyedi szemcsékre vonatkozó módszerrel és nem a hátráltatott ülepedésre vonatkozó - a koncentrációt figyelembe vevő - módszerrel lehetett kiszámítani. Ez szolgál empirikus bizonyítékként. A nem-newtoni szemcsemozgással kapcsolatban új számítási eljárást és modellt dolgoztam ki. *Megállapítottam, hogy tetszőleges közegben állandó sebességgel süllyedő szemcse körül az ún. „egyensúlyi közepes nyírófeszültség” és „egyensúlyi közepes sebességgradiens” alakul ki. Az előbbi a mozgásra kényszerítő erő, - azaz a gravitációs erő mínusz a felhajtó erő - osztva a teljes szemcséfelület háromszorosával. Az „egyensúlyi közepes felületi nyírófeszültség” alapján a newtoni egyenértékű viszkozitás meghatározható és a süllyedési végsebesség nem-newtoni közegben ennek az ismeretében úgy számítható, mint newtoni közegekben.*

4.3. Szuszpenziókészítés

4.3.1. SZAKASZOS ÜZEMŰ SZUSZPENZIÓKÉSZÍTÉS

A szakaszos üzemű szuszpenziókészítés szakirodalmi összefoglalója (3.1.5. fejezet) alapján megállapítottam, hogy annak ellenére, - hogy számos modell és elmélet létezik a témában - kísérletek nélkül nem lehet ezek felhasználásával berendezést tervezni. Ezért készítettem el a 3.1.10. ábrán látható kísérleti propeller keverőberendezést (Faitli - Tarján, 2003). Ezzel a berendezéssel szisztematikus vizsgálatokat végeztem homokkal (szemcsesűrűség: 2714 kg/m^3 , $X_{80} = 584 \mu\text{m}$), magnetittel (szemcsesűrűség: 4695 kg/m^3 , $X_{80} = 100 \mu\text{m}$) és szénérőművi pernyével (szemcsesűrűség: 1850 kg/m^3 , $X_{80} = 350 \mu\text{m}$). Az adagolási térfogati koncentrációt a 0,1 – 0,4 tartományon változtattam. A töltési térfogat minden esetben 12 l, a töltési magasság pedig 18,6 cm volt. A koncentráció mellett a keverőlapát függőleges pozícióját is változtattam. A kevertési állapotot a tartályban a 3.1.12. ábrán látható új fejlesztésű vákumos mintavevő eszközzel vizsgáltam. A vizsgálatok alapján Tarján Iván Professor Úrral közösen módszert dolgoztunk ki az üzemi méretű keverők méretezésére. Adott tervezési feladat előtt a kísérleti berendezéssel (3.1.10. ábra) méréseket kell végezni, a kiválasztott keverőlapát típushoz a $Re_{kx2} - T$ és $Re_{k2} - Ne_2$ diagramokat kell megmérni. A módszer nagy előnye az, hogy az alkalmazásához már nem kell a hasonlósági törvényeket - a labor és az üzemi méret tekintetében - felírni. A kísérletekhez használt három anyagra (homok, magnetit, pernye) és egy háromlapátos axiális propeller esetére megmértem a $Re_{kx2} - T$ és a $Re_{k2} - Ne_2$ diagramokat, amelyek a 4.2.6. ábrán láthatók.



4.2.6. ábra. A propellerkeverő méretezési alapidagramjai

Az eljárástechnikai tervezés kidolgozott új folyamatát a következőkben mutatom be. A propellerkeverővel célként megvalósítani kívánt keverékállapot az un. 90 %-os szuszpenziós kritérium. Ez azt jelenti, hogy olyan fordulatszámot célszerű választani, amely esetén a keverés miatt feláramló szemcsék a folyadékmagasság 90 %-ig emelkednek fel. Tételezzük fel, hogy az összes szemcse egyenletesen oszlik el a keverőben a betöltött anyag 90 %-os magasságáig, a felső 10 %-ban pedig nincsenek szemcsék. A 90 %-os szuszpenzió (röviden nevezzük így) térfogati koncentrációja és a bekeverési koncentráció közötti kapcsolat (4.3.1. egyenlet):

$$C_{V2} = \frac{\bar{C}_V}{0,9} \quad (4.3.1)$$

A továbbiakban jelöljük 2-es index-el a cél keverékállapot paramétereit, legyen n_{S2} a 90 %-os propeller fordulatszám és P_2 a teljes keverőteltjesítmény ehhez a fordulatszámhoz tartozóan. Az eljárástechnikai méretezés célja a típus és a geometriai méretek meghatározásán kívül e két műszaki paraméter meghatározása. A $H/D = 1$ arány szokásos megválasztásával a keverőtartály átmérője (4.3.2. egyenlet):

$$D = \left(\frac{4 \cdot V}{\pi} \right)^{\frac{1}{3}} \quad (4.3.2)$$

A d/D geometriai méretarány célszerű megválasztása után kiszámíthatjuk a keverőlapát külső átmérőjét. A 90 %-os szuszpenziót alkotó szemcsehalmaz körüli áramlásra jellemző Reynolds szám definíciója (4.3.3. egyenlet):

$$Re_{kx2} = \frac{v_{oH2} \cdot d \cdot \rho_2}{\mu_2} \quad (4.3.3)$$

Az Re_{kx2} definíciója vegyes, mivel a szemcsehalmaz süllyedési végsebessége a sebesség paraméter, viszont a keverőlapát átmérője a hossz paraméter. A 90 %-os szuszpenzió fizikai jellemzőit mérésrel, esetleg számítással határozhatjuk meg. Ipari szuszpenzióképzési feladatoknál a koncentráció általában nem olyan nagy, hogy a 90 %-os szuszpenzió már a zónás ülepedés tartományába essen, ill. jellemzően ezek még newtoni folyási viselkedésű közegek. A 90 %-os szuszpenziót alkotó összes szemcse, jellemző süllyedési végsebességét becsülhetjük, pl. a Richardson - Zaki egyenlettel (2.1.12), vagy megmérhetjük ülepítő hengerben. A kidolgozott méretezési módszer alapelve az, hogy a keveréshez szükséges teljesítmény egyik része az ún. süllyedési teljesítmény. Tételezzük fel, hogy akkora teljesítményt kell a szuszpenzióban való tartáshoz bevinni, mint amekkora a lefelé süllyedő szemcsék mozgási teljesítménye. A süllyedési teljesítményt kiszámíthatjuk a 4.3.4. összefüggés segítségével.

$$P_S = \Delta\rho \cdot g \cdot V \cdot \bar{C}_V \cdot v_{oH2} \quad (4.3.4)$$

A rendelkezésre álló teljesítménydiagram (4.2.6. ábra) ismeretében T értékét leolvashatjuk és kiszámíthatjuk az összes szükséges keverési teljesítményt (4.3.5. egyenlet).

$$P_2 = T \cdot P_S \quad (4.3.5)$$

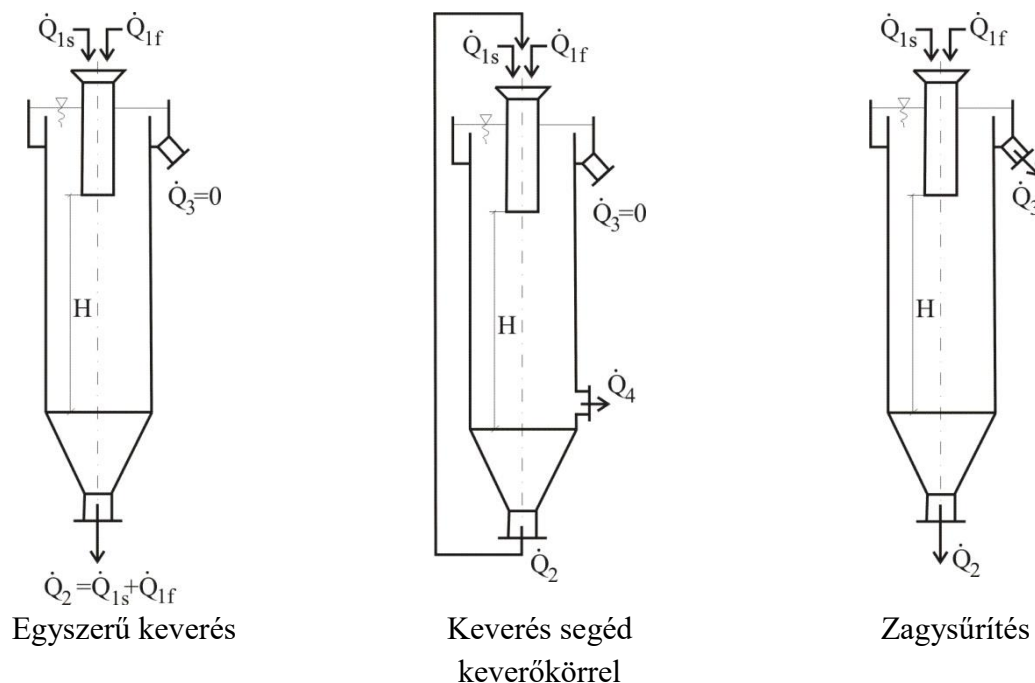
P_2 ismeretében meghatározható a keverő Newton-teljesítményszámának (Ne_2) és a szuszpenziós fordulatszám köbének (n_{S2}^3) a szorzata (4.3.6. egyenlet):

$$n_{S2}^3 \cdot Ne_2 = \frac{P_2}{\rho_2 \cdot d^5} \quad Re_{k2} = \frac{n_{S2} \cdot d^2 \cdot \rho_2}{\mu_2} \quad (4.3.6)$$

A keverési Reynolds szám (Re_{k2}) jól ismert. A keverési Reynolds szám és a Newton-teljesítményszám közötti kapcsolat a mért diagram formájában áll a rendelkezésünkre, ezért a 90 %-os szuszpenziós fordulatszámot iterációval lehet meghatározni. Az iteráció adott lépésében elsőként felvesszük a szuszpenziós fordulatszámot (n_{S2}), majd a 4.3.5. és 4.3.6. egyenletekkel egyaránt kiszámítjuk a teljes keverési teljesítményt (P_2). Amennyiben a két érték közötti eltérés kisebb, mint az elvárt iterációs pontosság az iterációt abba hagyhatjuk. A mért $T = f(Re_{kx2})$ diagram ismerete és megbízhatósága a feltétele a kapott fő műszaki jellemzők elfogadhatóságának. A kisminta-, vagy modelltörvény felírása, alkalmazása ekkor nem szükséges. A szakaszos üzemű propellerkeverők eljárástechnikai méretezésére kidolgozott módszert az egyetemi oktatásban rendszeresen alkalmazom.

4.3.2. FOLYAMATOS SZUSZPENZIÓKÉSZÍTÉS TARTÁLYBAN FÜGGŐLEGES ÁTÁRAMLÁSSAL

„Az áramlástechnikai keverőberendezés eljárástechnikai méretezésének a célja meghatározni a szemcsés szilárdanyag és folyadék tömegáramát, vagyis a berendezés kapacitását és hozzá a termékként előállított szuszpenzió koncentrációját, úgy, hogy a keverőtartályban ne lépjen fel eltömődés vagy kihígulás” (2.1.2. fejezet). A kitűzött tudományos céloom egy ismert méretezési módszertan validálása volt, ezért készítettem el a 3.1.11. és 3.1.12. ábrákon látható kísérleti berendezést (Tarján - Faitli, 2001). A megépített áramlástechnikai keverőberendezés egy túlfolyással ellátott, célszerűen kialakított tartály, amelyből az összekevert szuszpenziót, vagy sűrített zagyot szivattyúval szállítjuk el. Ezzel a berendezéssel alapvetően három üzemállapot valósítható meg (4.3.1. ábra).

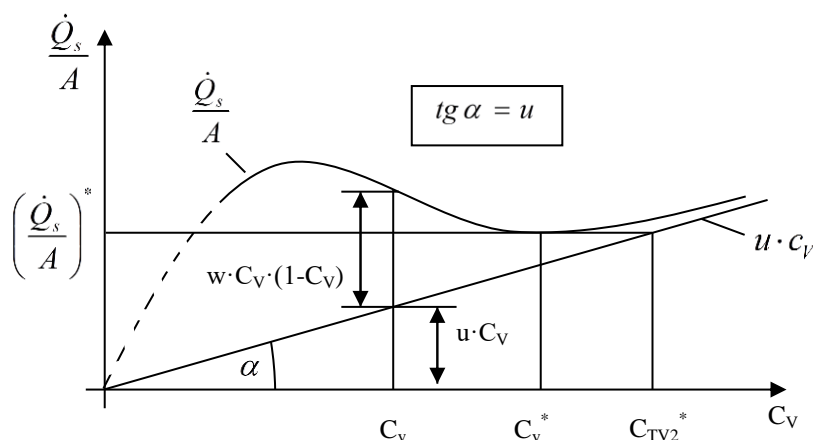


4.3.1. ábra. Függőleges átáramlású áramlástechnikai keverő üzemállapotai

Egyszerű keverés estén a felül beadagolt szilárd és folyadék anyagáramok összegével pontosan megegyezik a tartály aljáról szivattyúval elszállított keverék térfogatárama. Kialakítható keverő segédkör, amikor pusztán a szemcsék „megdolgozása” érdekében a keverőtartály alsó kifolyását visszavezetjük a feladáshoz és egy célszerűen kialakított új csonkon keresztül vezetjük el a keveréket. Amennyiben úgy állítjuk be az anyagáramokat, hogy a derült folyadék a túlfolyón keresztül távozik, akkor zagysűrítés is megvalósul. Szisztematikus kísérleteket végeztem el három különféleképp osztályozott kvarchomok mintával (a: 0,40 ... 1,00 mm, $\rho_s = 2650 \text{ kg/m}^3$; b: 0,40 ... 0,63 mm, $\rho_s = 2603 \text{ kg/m}^3$, c: 0,63 ... 1,00 mm, $\rho_s = 2612 \text{ kg/m}^3$) az „egyszerű keverés” vizsgálatára, amikor a kísérleti berendezésben a teljes szilárd-folyadék anyagáramot visszajárattam a szivattyúval. A kísérletek során, az adagolási koncentrációt és a szivattyú fordulatszámát, közvetve a szállított keverék térfogatáramát változtattam. A keverőtartály adott keresztmetszetében, adott időpillanatban a koncentrációtól (C_V) függ, hogy mekkora a szilárd fázis un. előresietési sebessége (w) a folyadék sebességéhez képest. Korábban már beláttuk, hogy a fizikai paraméterek ismeretében ez számítható, vagy ülepítőhengerben mérhető. Levezethető a 4.3.1. összefüggés, ami a méretezés alapja (Tarján, 1984).

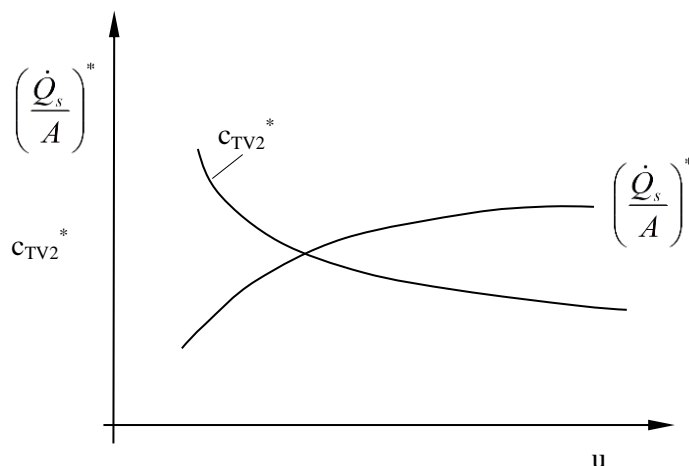
$$\frac{\dot{Q}_s}{A} = u \cdot C_V + w \cdot C_V \cdot (1 - V_V) \quad (4.3.1)$$

A 4.3.1. egyenlet segítségével az áramlástechnikai keverőberendezés A felületén keresztül átáramló szilárd anyag térfogatárama, azaz a szilárd anyag fluxusa kiszámítható. Amennyiben egy adott C_V koncentrációhoz ki tudjuk számítani a szemcsehalmaz együttülepedő süllyedési végsebességét, akkor a méretezés a tervező asztalon is elvégezhető. A méretezés során a 4.3.1. egyenlettel meghatározott fluxus görbét számítjuk ki, számos felvett u szuszpenziós sebességhez. Adott u szuszpenziós sebességhez kiszámítva a helyi koncentráció függvényében a felületre vonatkoztatott szilárd anyag térfogatárama (fluxus) a következőképp ábrázolható (4.3.2. ábra).



4.3.2. ábra. Áramlástechnikai keverő fajlagos kapacitása a helyi koncentráció függvényében

Amennyiben a szivattyú beállított fordulatszáma által meghatározott u szuszpenziós sebesség extrém kicsi, akkor a szemcsék előresietése dominál. Amennyiben extrém nagy, akkor pedig a szemcsék előresietése elhanyagolható, a helyi és a szállítási koncentráció megegyezik. A 4.3.2. ábráról leolvasható az adott u sebességhez tartozó két legfontosabb műszaki paraméter, a $(\dot{Q}_s/A)^*$ maximális fajlagos kapacitás és a C_{TV2}^* szállítási koncentráció a kifolyásban, azaz a keverőberendezés termékének a koncentrációja.



4.3.3. ábra. A maximális fajlagos kapacitás és szállítási koncentráció a szuszpenziós sebesség függvényében

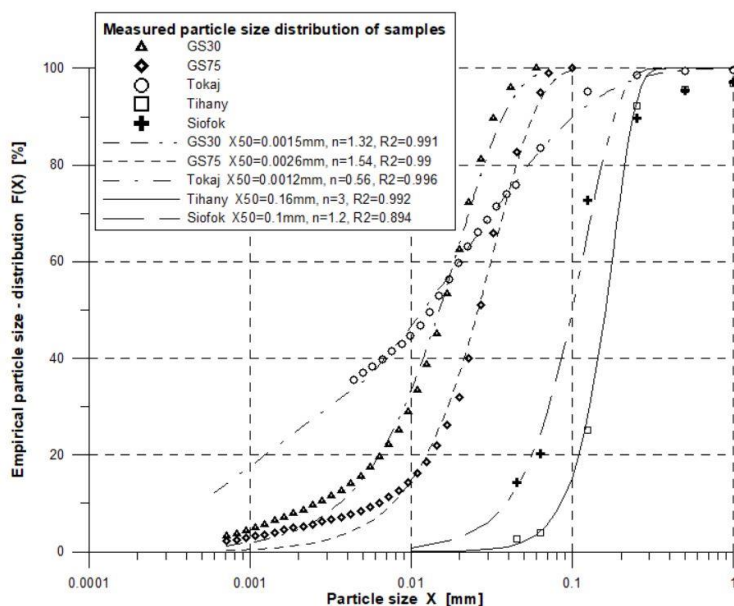
Ha a számítást néhány diszkrét u szuszpenziós sebesség értéknél elvégeztük, akkor meghatározható a méretezés végeredménye, a 4.3.3. ábra. Bármely kiindulási (bekeverési) átlagos térkoncentrációnál meghatározható az a szuszpenziósebesség (u) amelynél dugulás következik be. Ezt az alkalmazott szivattyútípus (térfogat-kiszorításos, forgólapátos) is befolyásolja.

A szuszpenziósebesség növelésekor egyensúlyi, zavartalan üzemviszonyok érhetők el. Igen nagy szuszpenziósebességeknél a kiáramlási koncentráció a beadagolási átlagos koncentrációval lesz azonos. A folyamatos üzemű szuszpenzióképzés eljárás-technikai méretezésére bemutatott módszert az elvégzett kísérletekkel validáltam. A szemcsemozgási vizsgálataim és eredményeim felhasználhatók a w süllyedési végsebesség (4.3.1. egyenlet) kiszámítására, amely ennek a módszernek a kulcsfontosságú eleme. Ezt a módszert az egyetemi oktatásban rendszeresen alkalmazom.

4.4. Élővizek iszapmentesítése, gravitációs zagysűrítés

A gravitációs zagysűrítés a hidromechanizáció számos alkalmazásában szerepet játszik. Két fontos alkalmazás az élővizek iszapmentesítése és a víz alóli kitermelésű homokbányák finom homok tartalmának a visszanyerése. Ez az a két terület, amelyeken kutatómunkát végeztem a témában. A hazai élővizek közül kiemelt jelentőségű a Balaton, ill. a Tisza és a Bodrog. Azt tűztem ki célul, hogy a felmerült alapötlet, - mely szerint a vibráció befolyásolja az ülepedést - tudományos alapvizsgálatokat végzek, majd az eredmények alapján új iszapsűrítő és homokleválasztó technológiát tervezek (Faitli és szerzőtársai, 2008). Megépítettem a 3.1.14. ábrán látható nagyméretű automatizált ülepítőhengert. Az alapvizsgálatokhoz egy modell anyagot (üveghomok) és valódi iszap anyagokat használtam. A modell anyaggal szemben az volt az elvárás, hogy inert és finom szemcsézetű anyag

legyen, azért hogy a vele elvégzett mérések reprodukálhatók legyenek. Kb. 2 x 100 kg mintát vettem a fehérvárcsúrgói üveghomok bánya előkészített termékeiből, amelyeket GS30 és GS75-el jelölök. A jelölés arra utal, hogy a minták 90 %-a finomabb, mint 30, ill. 75 μm . Kb. 3 x 600 liter sűrített iszap mintát vettem élővízi iszapokból, amelyek jelölése jelzi a mintavétel helyszínét (Tihany-Balaton, Siófok-Balaton, Tokaj-Bodrog). Megfelelő mintaelőkészítést követően számos részmintát képeztem az alap- és a technológiai vizsgálatok számára. A minták empirikus szemcseméret-eloszlásfüggvényét részben nedves kézi szitálással (45 μm felett) és részben egy Horiba LA950-V2 lézeres szemcseméretelemző készülékkel (45 μm alatt) végeztem el. A 4.4.1. ábra mutatja a mért empirikus szemcseméret-eloszlásfüggvényeket.



4.4.1. ábra. Üveghomok és élővízi iszapminták mért szemcseméret összetétele

A Tihany minta szemcseméret összetétele a legszűkebb ($n = 3$), míg a Tokaj mintáé a legszélesebb ($n = 0,56$). A Tokaj minta tartalmazta a legtöbb finom szemcsét, 37 m/m %-a finomabb volt, mint 5 μm . A szemcsesűrűséget (ρ_s) 500 cm^3 -es piknométerben mértem denaturált alkoholban és desztillált vízben. Ezeket a méréseket négyszer megismételtem, a 4.4.1. táblázatban az átlagokat tüntettem fel. Az üveghomok minták, valójában egykomponensű anyagok, ezért a nyers minta szemcsesűrűségét mértem csak meg. Ellenben az iszapminták szemcsesűrűségének a változása a szemcseméret függvényében fontos információt hordoz az anyagról, ezért minden egyes szitált diszkrét szemcseméret frakció szemcsesűrűségét megmértem. A mért szemcsesűrűség értékeket a 4.4.1. táblázat mutatja. A legfinomabb szemcsézetű anyag a Tokaj minta volt, a mért szemcsesűrűség értékek agyagásványokra utalnak a finom szemcseméreteknél. A Tihany és Siófok minták közepes méretű szemcsefrakciói jellemzően homokok, de a durva szemcseméret frakciók mért kicsi szemcsesűrűség értékei vagy CaCO_3 , vagy szerves anyagokra utalnak.

A mért szemcseméret-eloszlás pontokra a jól ismert Rosin-Rammler függvényt:

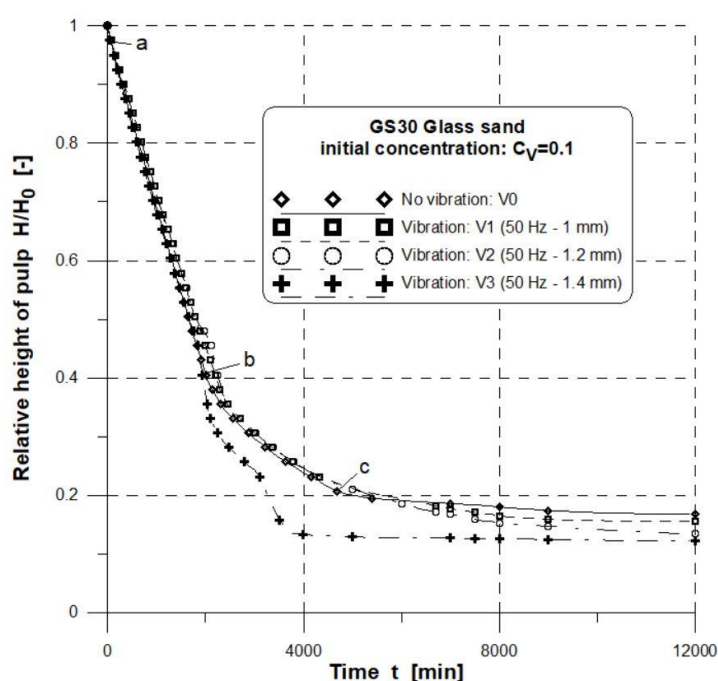
$$F_X = 1 - \exp(-\ln 2 \cdot (X/X_{50})^n) \quad (4.4.1)$$

illeszttem. Annak ellenére, hogy a korrelációs együttható (R^2) értékek magasak, amely matematikai értelemben jó illeszkedést jelez, jól látható, - hogy a finom és durva szemcseméret tartományon egyaránt - az illeszkedés nem jó.

4.4.1. táblázat. Az iszap és üveghomok minták mért szemcsesűrűség értékei

GS30 kg/m ³	GS75 kg/m ³	Szemcseméret frakció	Tokaj kg/m ³	Tihany kg/m ³	Siófok kg/m ³
2530	2532	0-45 µm	2171	1901	2162
		45-63 µm	2263	2693	2585
		63-125 µm	2442	2662	2607
		125-250 µm	2421	2625	2483
		250-500 µm	2014	2552	2510

A kiválasztott modell anyaggal (üveghomok) elvégzett kísérletek eredményei közül a 4.4.2. ábra a GS30 minta ülepedését mutatja a vibráció függvényében, 0,1 kiinduló térfogati koncentráció esetében.



4.4.2. ábra. A GS30 üveghomok minták ülepedése a vibráció függvényében

Ezt a kísérletsort egy 33,3 cm magas, 8,8 cm átmérőjű szabványos ülepitőhengerben végeztem, amelybe 4 db 1 cm átmérőjű 32 cm hosszú vibrált pálca került. A vibráció nélküli ülepedési görbe jól követi a szakirodalomban (2.1.3. fejezet) jól ismert függvényt. Egy rövid átmenet után az (a) ponttól kezdődően kialakul a hátráltatott ülepedés zónája, a szuszpenziós határréteg állandó sebességgel süllyed egészen a (b) pontig. Az átmeneti zóna után a (c) pontot követően a leülepedett zóna tömörödése következik be.

A 4.4.2. ábra alapján számos következtetést levonhatunk a vibráció ülepedésre gyakorolt hatásáról. Az első az az, hogy az intenzív vibráció (V3) hatására az ülepedési görbe teljesen más lefutású, mint a hagyományos görbe, elsősorban a kompressziós zónában. Jól ismert, hogy vibrációval jól tömöríthetők a szemcsés diszperz rendszerek, pl. a kőműves vibrációval tömöríti a bekevert betont. Az eredmény a lényegesen nagyobb koncentráció, mivel a szemcsék jobb térkitöltést eredményező orientációt vesznek fel. Másrészt az is megfigyelhető, hogy a tömörödés maga is hamarabb következett be, viszont a hátráltatott ülepedés zónájában a vizsgált rendszerben a vibráció szinte nem befolyásolta az ülepedési sebességet. A lineáris magasság – idő tartomány (hátráltatott ülepedés zónája), mind a négy esetben jól látható és az is, hogy ezt a vibráció szinte nem befolyásolta. A 3.1.7. fejezetben bemutatott és - általam újra beprogramozott spline interpoláción alapuló módszer - hatásosan alkalmazható a kiértékelésre, mert a spline függvény minden ponton áthalad és az első és a második

deriváltjának esetleges kiugró értéke azonnal jelzi, ha hibás mérési pont van. A 4.4.2. táblázat a GS30 minta nevezetes ülepedési paramétereit mutatja.

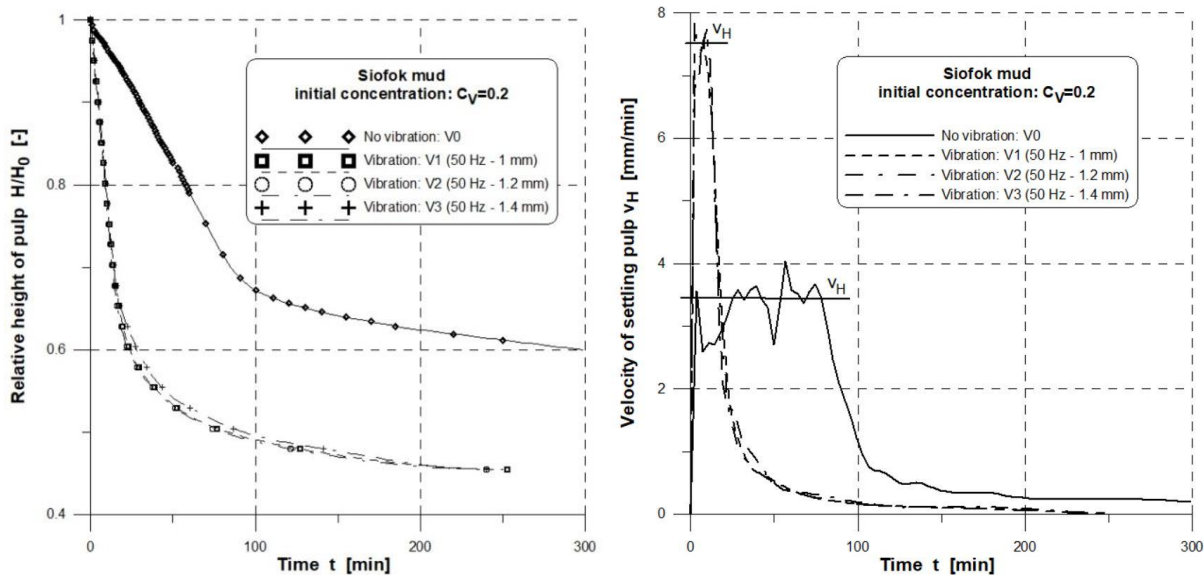
4.4.2. táblázat. A GS30 minta nevezetes ülepedési paramétereit
(8,8 cm átmérőjű szabványos mérőhengerben mérve)

Minta	Kiindulási térfogati koncentráció [-]	Vibráció	Hátráltatott ülepedési sebesség [mm/min]	Maximális szilárd fluxus [kg/m ² h]	Végso térfogati koncentráció [-]
GS30	0,1	V0	0,1	1,8	0,61
GS30	0,1	V1 (50 Hz-1 mm)	0,095	1,5	0,64
GS30	0,1	V2 (50 Hz-1,2 mm)	0,09	1,6	0,73
GS30	0,1	V3 (50 Hz-1,4 mm)	0,15	1,9	0,81
GS30	0,2	V0	0,025	1,1	0,46
GS30	0,2	V1 (50 Hz-1 mm)	0,025	1,2	0,6
GS30	0,2	V2 (50 Hz-1,2 mm)	0,027	1,5	0,86
GS30	0,2	V3 (50 Hz-1,4 mm)	0,025	1,2	0,86
GS30	0,3	V0	0,0095	0,9	0,52
GS30	0,3	V1 (50 Hz-1 mm)	0,011	1,0	0,55
GS30	0,3	V2 (50 Hz-1,2 mm)	0,014	1,3	0,62
GS30	0,3	V3 (50 Hz-1,4 mm)	0,011	1,1	0,66

A kiindulási koncentráció lényegesen befolyásolta az ülepedést. Nagyobb kiindulási koncentráció esetén kisebb volt a hátráltatott ülepedési sebesség és a maximális szilárd fluxus is. Ez nyilvánvaló, mivel nagyobb koncentrációhoz kisebb együttülepedő süllyedési végsebesség tartozik, mert a több szemcse jobban hátráltatja egymás mozgását. A hátráltatott ülepedési sebesség és a maximális szilárd fluxus az ülepedési görbe ülepedési zónáinak a jellemzői. A 4.4.2. táblázat adatai alapján is az látható, mint a 4.4.2. ábrán, hogy ezeket a paramétereket a vibráció nem nagyon befolyásolta. Ezzel szemben az ún. végső koncentráció (a leülepedett zóna koncentrációja elegendően hosszú idő után), - amely a kompressziós zónák kiválasztott jellemzője - erőteljesen függ a vibrációtól. Nagyobb vibrációs amplitúdó nagyobb végső koncentrációt eredményezett. Az elért legnagyobb koncentráció 0,86 V/V, ami igen nagy érték. Ez nyilvánvalóan függ a szemcsés anyag szemcseméret- és alakeloszlásától, mert ettől függően tömöríti be az anyagot a vibráció. A vibráció során a szemcséknek egyre több esélye van olyan orientációt felvenni, ami jobb térkitöltést eredményez, amelyből aztán már nem képesek kimozdulni. A szabadon leülepedett végső koncentráció csak 0,52 - 0,61 V/V volt, amelyet jelentősen megnövelt a vibráció. A GS75 minta eredményei tendenciájukban teljesen hasonlóak voltak, azokat itt nem közlöm.

Az élővizi iszapokkal elvégzett kísérletek eredményei közül a 4.4.3. és 4.4.4. ábrák a Siófok minta ülepedési görbéit mutatják. A vibrálás nélküli, 0,2 V/V kezdeti koncentrációjú, Siófok iszap tesztet a 3.1.14 ábrán látható nagy ülepitőhengerben, míg a vibrált tesztet a 8,8 cm átmérőjű szabványos ülepitőhengerben végeztem el. Ezért a 4.4.3. ábrán látható jelentős különbség akár a vibráció, akár a mérőhenger méretének a következménye is lehet. Sajnos nem áll több mérés a rendelkezésemre, ezért erre a kérdésre nem lehet itt válaszolni. A 4.4.3b.

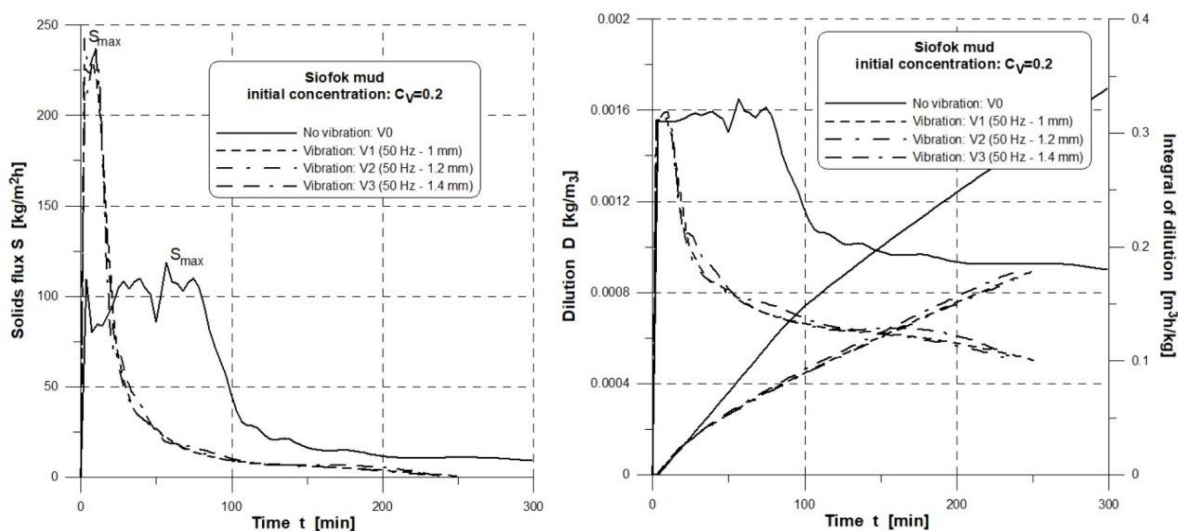
ábrán látható, hogy a hátráltatott ülepedés sebességét, a mért $v - t$ görbe érintett szakaszán egy kiegyenlítő egyenessel határoztam meg.



4.4.3. ábra. A Siófok minta ülepedési görbéi

4.4.3a. ábra. A relatív szuszpenziós magasság az idő függvényében, 4.4.3b. A süllyedő határreteg sebessége az idő függvényében

Annak ellenére, hogy a 4.4.3a. ábrán a hátráltatott ülepedés tartományán a sebesség - idő függvény lineárisnak látszik, a spline interpoláció és az első derivált megmutatja az apró mérési hibákat, vagyis a mért sebesség nem teljesen konstans, pedig a valódi itt általában az. Az első derivált változása miatt a fluxus (4.4.4a. ábra) és a hígítás (4.4.4b. ábra) is követi ezt a tendenciát. Viszont, pont ez a jelenség mutatja meg azt, hogy a spline interpolációs technika mennyire hatékony a kiértékelésben. Mivel ezeknek a kísérleteknek a számszerű eredményeit nem használtam fel méretezésre, statisztikai kiértékelést itt nem végeztem.



4.4.4. ábra. A Siófok minta ülepedési görbéi

4.4.4a. ábra. A szilárd anyag fluxusa az idő függvényében, 4.4.4b. A hígítás és a hígítás integrálja az idő függvényében

A 4.4.3. táblázat az élővízi iszap minták nevezetes ülepedési paramétereit mutatja.

4.4.3. táblázat. Az élővízi iszap minták nevezetes ülepedési paramétereit
(A vibráció a 8,8 cm átmérőjű szabványos mérőhengerben, a többi a nagy mérőhengerben mérve)

Minta	Kiindulási térfogati koncentráció [-]	Vibráció	Hátráltatott ülepedési sebesség [mm/min]	Maximális szilárd fluxus [kg/m ² h]	Végző térfogati koncentráció [-]
Tokaj	0,1	V0	0,8	9,94	0,189
Tokaj	0,2	V0	0,012	0,43	0,22
Siófok	0,1	V0	14,41	230	0,35
Siófok	0,2	V0	3,5	119	0,38
Siófok	0,2	V1 (50 Hz-1 mm)	7,57	232	0,44
Siófok	0,2	V2 (50 Hz-1,2 mm)	7,87	243	0,44
Siófok	0,2	V3 (50 Hz-1,4 mm)	7,73	234	0,44
Siófok	0,3	V0	2,7	116	0,45
Tihany	0,1	V0	11,62	256	0,41
Tihany	0,2	V0	4,3	153	0,39
Tihany	0,3	V0	1,9	91	0,41

Az élővízi mintákkal elvégzett kísérletek megerősítették az üveghomok vizsgálatok eredményét, azaz a vibráció ennél az anyagnál is csak nagyon kis mértékben befolyásolta az ülepedést az ülepedő zónákban, de erőteljesen befolyásolta a tömörödést a kompressziós zónákban. Az ülepedő zónákban a szemcsék vagy a szemcse flokkok még lefelé mozognak. A vibráció számos hatást gyakorolhat ezekre a részecskékre, amelyek némelyike lassíthatja, míg mások gyorsíthatják az ülepedést. A túl erős vibráció keverést okozhat. Az intenzív vibráció megbonthatja a flokkokat és az így keletkező kisebb részecskék lassabban ülepednek. Mérsékelt mértékű energia bevitel csökkentheti a szemcsék körüli hidrodinamikai ellenállást, ill. a szemcse-fal kölcsönhatásokat így az ülepedés gyorsulhat, miközben a nagyobb energiabevitel elegendő kinetikus energiát adhat a keveredéshez. Az elvégzett kísérleti munka eredményei alapján nem lehet válaszolni ezekre az elméleti kérdésekre, de ez nem is volt cél. A cél az volt, hogy az alapvizsgálat támpontot adjon egy új vibrációt alkalmazó zagysűrítő eljárás technikai tervezéséhez. A konklúzió az az, hogy az új zagysűrítő álljon két részből, azaz szükség van egy elősűrítőre. Az elősűrítő részt a gravitációs ülepedés ülepedési zónáinak a megvalósítására kell tervezni. A kiválasztott elősűrítő egy módosított kialakítású lamellás zagysűrítő lett. A második fokozatban vibrált pálcarendszer alkalmazható a kompressziós zónák megvalósítására, a tömörödés intenzifikálására. Ezeknek az elveknek a felhasználásával terveztem meg a 3.1.16. és 3.1.17. ábrákon látható pálcás-lamellás zagysűrítőt.

A pálcás-lamellás zagysűrítőből, elősűrítő tartályból, két zagyszivattyúból és hidrociklonból álló iszapmentesítő technológiából, - az eljárás technikai terveim alapján - a Miskolci Egyetem - Hydrosteel Kft. - I.Control Kft. összetételű konzorcium ipari méretű prototípust készített (3.1.18. és 3.1.19. ábrák) (Faitli és szerzőtársai, 2008). Magyarországon és Európa számos más országában is nagy problémát okoz az élővizek, különösképp az állóvizek eliszaposodása. Korábban a legnagyobb megoldatlan műszaki problémát a zagysűrítés jelentette, az általánosan alkalmazott technológia az volt, hogy a mechanikusan,

vagy hidraulikusan kitermelt iszapot kiszállították a parton kialakított zagytérre, majd az iszapot – igen hosszú idő alatt – ott víztelenítették. Ez értékes területeket igényelt, pl. a Balaton partján ez jelentős nehézségekbe ütközik. Másrészt ez a technológia nem képes leválasztani a kotort iszap homoktartalmát, amit pedig általában nem kívánatos eltávolítani az élővizekből. A homoktartalommal kapcsolatos másik probléma, hogy a Miskolc környéki kavicsbányák közös jellemzője, hogy az ásványvagyon szegény az ún. finom homok (100 - 500 μm) frakcióban, amelyet gyakran más forrásból biztosítanak a termékeikhez. Többek között ez volt az az ok, amiért a nyékládházai homok-előkészítőmű elfolyó mosóvizére telepítettük a prototípus technológiát. A mosóvíz csatorna kb. 1 - 2 m/m %-ban tartalmaz finom szemcsés anyagot, azaz nagyon híg szuszpenzióról beszélhetünk. A mosóvíz szilárdanyag tartalma finom szemcsészetű, jellemzően 95 %-ban finomabb, mint 250 μm , a szilárd rész finom iszap (< 70 μm) tartalma, pedig tipikusan 60 – 65 %. Modell üzemi méretű kísérletek elvégzését tűztem ki célként a megépített technológiával a finom homok leválasztására és az iszap ún. „lapátolható állagúra” való besűrítésére. Többhónapos előkészületeket követően 2008. április - július során került sor, számos üzemi mérésre a 3.1.18. ábrán bemutatott, beüzemelt technológiával, amelyben a hidrociklont elsőként osztályozó üzemben alkalmaztam. Az üzemi mérések első célja a rendszer anyagáramainak kimérése, beállítása volt, majd számos mérést végeztem el, amelyben változtattam a feladó Warman zagyszivattyú tengelyfordulatszámát és a hidrociklon cserélhető alsó kifolyását (apex). Az első nyilvánvaló megfigyelés az volt, hogy a Warman szivattyú fordulatszámának a növelésével nőtt a ciklonra feladott szuszpenzió térfogatárama és a felvett villamos teljesítmény is, a ciklon két termékének mennyisége pedig úgy változott, hogy az alsó kifolyás térfogatárama egyre csökkent, a koncentrációja pedig egyre nőtt. A zagyszivattyú utáni fejnnyomás, - azaz a hidrociklon nyomásesése - viszont csökkent a zagyszivattyú fordulatszámának a növelésével, mivel a forgólapátos szivattyú jelleggörbéje nem merev, a nagyobb szállított mennyiséghez kisebb nyomásesés tartozik. A kezdeti mérésekből a legjellemzőbb 6 üzemállapotot kiragadtam és a főbb paramétereket a 4.4.4. táblázatban összefoglaltam:

4.4.4. táblázat. Zagysűrítő és osztályozó technológia üzemi mérési eredményei
(hidrociklon osztályozó üzemmódban)

Apex átmérője	Ciklon feladás térfogat- árama	Sebesség a feladó csőben	Sebesség a ciklon torokban	Ciklon alsó térfogat- árama	Ciklon fej- nyomás	Telje- sítmény	Szilárd kihozatal	Iszap kihozatal	Elválasz- tási szem- cseméret
[mm]	[l/s]	[m/s]	[m/s]	[l/s]	[bar]	[kW]	[%]	[%]	[μm]
20	1,7	0,73	2	0,4	7,4	1,2	54	35	85
20	2,7	1,1	3	0,35			62	46	75
20	4,9	2	5,5	0,14	3,9	1,9	73	55	68
36	5,4	2,2	5,5	0,8	3,5	1,87	74		
52	4,3	1,75	4,8				nincs osztályozás		
52	5,5	2,22	6				72	65	62

A ciklon feladó cső belső átmérője 56 mm, a keresztmetszeti szuszpenziós átlagsebességet ebben a csőben indukciós és ultrahangos áramlásmérővel mértem meg. Ebből számítottam ki

a ciklon feladás térfogatáramát. A ciklont úgy terveztem, hogy a spirális bevezető cső végén, azaz a ciklon torokban a keresztmetszet 2,73-ad része a feladó cső keresztmetszetének, így a sebesség a kontinuitási törvény következtében 2,73 szoros. A ciklon alsó termékének térfogatáramát mérőhengerrel mértem meg. A Warman szivattyú által felvett villamos teljesítményt egy mű csillagpont és teljesítménymérő segítségével mértem meg. A Warman zagyszivattyú nyomócsövénél a nyomást (ciklon fejnyomás) a teljesítményből és a térfogatáramból számítottam ki. A szilárdanyag kihozatalt (a ciklon teljes leválasztási hatásfoka) kétféleképp is meghatároztam. Egyrészt, a ciklon feladásából és mindkét termékéből mintákat vettem mérőhengerbe. Az így mért szuszpenziós sűrűségből kiszámítottam a koncentrációkat, továbbá a térfogatáramokat is megmértem mérőhengerrel és stopperrel vagy az áramlásmérőkkel. A mérlegegyenletekből a teljes szilárdanyag kihozatalt (a szilárd anyag tömegárama az alsó termékben / a feladásban) ki tudtam számítani. A teljes szilárdanyag kihozatalt az egyes üzemállapotokban, a ciklon minden áramából vett minták nedves szitaelemzésével is meghatároztam. A hidrociklon két termékre bontja a feladott szilárd anyagot, ez egy kéttermékes szétválasztás, a szétválasztásra jellemző függvény a Tromp függvény, amely azt mutatja, hogy adott szűk szemcsefrakció hány százaléka kerül az alsó termékbe. Értelmezés szerint, az elválasztási szemcseméret (X_C) az 50 %-os kihozatalhoz tartozó szemcseméret. Mivel a mérésekből a ciklon mindhárom áramában ismertem a szemcseméret eloszlásokat a feladat a lineáris egyenletrendszer megoldása volt, amely végeredménye az ún. legvalószínűbb tömegkihozatal. A mért térfogatáramok és szuszpenziós sűrűségekből kiszámított, ill. a szitálásból nyert eredményekből a lineáris egyenletrendszer megoldásával meghatározott teljes szilárdanyag kihozatalok nagyon jó egyezést mutattak. A teljes kihozatal ismeretében a Tromp függvényeket kiszámítottam. A 4.4.4. táblázatban bemutatott üzemi mérések alapján számos megfigyelést tettem. Megállapítottam, hogy a ciklon felső terméke a mérések zömében, gyakorlatilag már csak finom iszapot ($< 70 \mu\text{m}$) tartalmazott. A rendkívül kicsi apex-el (20 mm) felszerelt ciklon már kis feladott térfogatáram esetén is jól sűrített. A besűrített koncentráció 30 térfogat % volt, ami a kiinduló 1 - 2 térfogat % -os feladás mellett rendkívül jó eredmény. Ebben az üzemállapotban a kihozatal mégsem volt jó, mivel az alsó termék térfogatárama nagyon lecsökkent. A nagy apex-el (52 mm) felszerelt ciklon kis feladási térfogatáram mellett (4,3 l/s) úgy viselkedett, mint egy egyszerű T elágazás, a két termék szemcseméret-eloszlása gyakorlatilag megegyezett, a ciklonban nem alakult ki légmag, nem volt osztályozás. Viszont a nagyobb Warman fordulatszámmal (5,5 l/s feladás) elvégzett mérés során az elért kihozatal és az elválasztási szemcseméret is jó volt. Mivel a ciklon ellenállása így lényegesen lecsökkent, a Warman zagyszivattyú nagyobb mennyiséget tudott szállítani, a hidrociklon kapacitása megnőtt, azonban a felső terméke még így sem érte el a pálcás – lamellás zagysűrítő tervezett kapacitását (0,6 ... 1 l/s).

A fenti mérések bebizonyították, hogy a megépített hidrociklon jól működött iszapsűrítésre és finomhomok leválasztásra. Azonban, - osztályozó üzemben alkalmazva - a megépített ciklon kapacitása kicsinek bizonyult, amikor az alsó terméke, - a finom homokban dúsított termék - visszakerül az élővízbe és a felső termékét vezetjük a pálcás-lamellás zagysűrítőbe. Ezért üzemi kísérleteket végeztem sűrítő üzemben alkalmazott hidrociklonnal is, amikor úgy kell a hidrociklon üzemét beállítani, hogy a felső terméke derített víz legyen, ami visszakerül az élővízbe, az alsó elősűrített terméket pedig a pálcás-lamellás zagysűrítőbe

vezetjük. Ehhez a technológia kapcsolását átépítettük. A 4.4.5. ábrán látható két fénykép mutatja a hidrociklon osztályozó üzemű (4.4.5a. ábra) és sűrítő üzemű (4.4.5b. ábra) beépítését.



4.4.5. ábra. A hidrociklon kétféle beépítési módja

4.4.5a. ábra (bal). Osztályozási üzem mód, 4.4.5b. ábra (jobb). Sűrítési üzem mód

A módosított technológia nem igényelt plusz motort és az energia igénye is azonos volt. A sűrítő üzemű hidrociklon technológiával számos kísérletet végeztem el, amelyeknek az volt a célja, hogy a hidrociklon üzemét úgy állítsam be, hogy a felső terméke kevés szilárd anyagot tartalmazzon és a kapacitása is elegendően nagy legyen. Ehhez a hidrociklon alsó kifolyásához néhány új apex-et kellett készíteni. 2008. 06. 17-én végeztem el azt az üzemi méretű kísérletet, amikor néhány órás folyamatos próbaüzemben a jellemzően 1-2 m/m% szilárdanyag koncentrációjú mosóvizet „lapátolható állagú” 65 - 70 m/m% koncentrációra sűrítettem be.



4.4.6. ábra. A sűrített iszap (lapátolható állagú)

A 4.4.6. ábra mutatja a sikeres üzemi kísérlet során besűrített iszapot. A hidrociklon alsó kifolyására 36 mm átmérőjű apex-et készítettünk. A mérés kezdetén bekapcsoltam a csiga hajtóművét (3.1.18. ábra) és folyamatosan monitoroztam az áramfelvételét. A pálcás – lamellás zagysűrítő kb. egy óra alatt telt meg, ami azt jelenti, hogy a tartózkodási idő is egy óra, tehát a hidrociklon alsó termékének térfogatarama pontosan az erre tervezett 0,8 l/s volt.

Ezt a mérőhengeres mérés is megerősítette. Amikor a pálcás-lamellás zagysűrítő tartálya megtelt, megjelent a túlfolyás és a technológia normál üzemben működött. A sűrített iszap koncentrációja elérte a 65 - 70 tömeg % -ot, míg a túlfolyás mért koncentrációja 0,2 térfogat

% volt. A túlfolyásból vett minta szemcseméret elemzése szerint a szilárdanyag 99,5 %-ban finomabb volt, mint 70 μm . A szállítócsiga motorjának áramfelvétele normál értéken maradt, a csiga stabilan dolgozott.

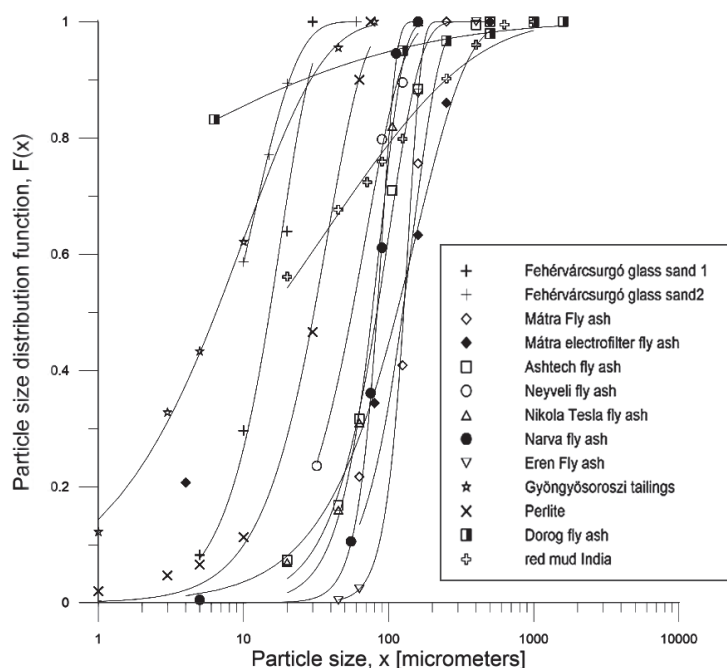
A kidolgozott új zagysűrítő és osztályozó technológia gazdaságosságának a megítélésére elvégeztem egy összehasonlító számítást, amellyel a hagyományos iszapmentesítő technológiát, -a hidraulikusan kitermelt iszapot a kotróhajóról csővezetéken szállítják a parton lévő zagytározóba -, hasonlítom össze az új technológiával, amikor a kotróhajó által vontatott pontonokra van építve a bemutatott zagysűrítő és osztályozó technológia. Az új technológia általános előnyei nyilvánvalóak: a homok és a víz nagy része közvetlenül a kotróműről visszakerül az élővízbe, a helyszíni gyors zagysűrítés miatt csak a sűrített iszapot kell a partra kiszállítani. A homok eltávolítása általában kedvezőtlen, a frissen besűrített iszap pedig megteremti a lehetőséget számos iszaphasznosítási alkalmazás számára. Ezeket nem vizsgálom, csak a két azonos kapacitású technológia teljesítményszükségletét hasonlítom össze. Első lépésben összefoglalom a megépített prototípus fő paramétereit. A mérések alapján a technológia kapacitása 10,4 l/s, átszámítva 40 m³/h zagy, amely valós körülmények között jellemzően 5 térfogat % szilárdanyagot tartalmaz. A pálcás-lamellás zagysűrítő kimért kapacitása 0,8 l/s, a tartály térfogata 2160 l, a tartózkodási idő ~1 óra. A beépített ciklon mérései alapján, a 10/1 arányú két termék (felső/alsó) jó üzemállapota a ciklonnak, még nem túl nagy fejnomás (5 bar) és kb. 20 – 30 térfogat % alsó termék koncentráció mellett. A teljes szilárdanyag kihozatal ~70 %, a ciklon kapacitása 8,8 l/s. Ekkor a 12000 l-es homogenizáló tartály túlfolyása mindössze 1,6 l/s. A hidrociklont működtető zagyszivattyú teljesítménye (5 bar; 8,8 l/s) 4,4 kW. A csigás kihordó mért teljesítménye 1,5 kW, a vibrátoré 0,5 kW. A csigás kihordó szerkezetre ettől nagyobb teljesítményű hajtóművet kell beépíteni, az esetlegesen szükséges nagy indító nyomaték érdekében, de az üzemi átlagos energia felvétel nem nagy. Így az új technológia teljesítményszükséglete kb. 7 kW. A hagyományos iszapmentesítő technológia teljesítmény szükségletét a csővezetéki szállítás fajlagos nyomásvesztésének a kiszámításával határoztam meg, azonos szuszpenziós paraméterek mellett. A számítást a 3.1.3. fejezetben bemutatott általam írt RHEOLOGY szoftverrel végeztem. Paraméterek: 40 m³/h kapacitás, 5 térfogat % iszap koncentráció a feladásban, 70 mm belső csőátmérő, 2,7 m/s keresztmetszeti átlagsebesség, 4 mPas szuszpenzió viszkozitás (a 3.1.1. fejezetben bemutatott csőreométerben mértem meg), 1081 kg/m³ szuszpenzió sűrűség. Az adatok alapján a Reynolds szám 51910, az áramlás turbulens, a Fanning cső súrlódási tényezőt a Colebrook egyenlet iterálásával számítva $f = 0,014$, a felvett csőérdesség 2 mm, a fajlagos nyomásvesztés pedig 3290 Pa/m. A fajlagos teljesítményszükséglet 35 W/m. Amennyiben azt is figyelembe vesszük, hogy az új technológia teljes szilárdanyag kihozatala kb. 70 %, akkor az következik, hogy az új technológia 7 kW-os teljesítményigénye, azonos paraméterek mellett kb. 300 m csőszállításra elegendő, ami azt jelzi, hogy az új technológia energetikai szempontból is előnyös.

4.5. Hidraulikus szállítás tervezése

Magyarországon a hidraulikus szállítás két legfontosabb alkalmazása a különféle hőerőművi pernyék csővezetéki szállítása és a felhagyott mélyművelésű bányák hidraulikus tömedékelése. Ezen kívül rövidebb csővezetékek léteznek nedves technológiát alkalmazó előkészítőművekben, például betonok szállítására. A 4.1. fejezetben bemutatott kontinuitási elméletem szerint, egy csővezetékben azok a szemcsék, - amelyek jellemzően beleférnek a csőfal menti lamináris alaprétegbe - a szállító közeggel, a vízzel kontinuum viselkedésű közeget, nevezzük úgy, hogy finom szuszpenziót alkotnak. Az ettől durvább szemcsék diszkrételemszerűen viselkednek a csőben. Az eltérő viselkedést eltérő nyomásvesztégszámítási módszertannak és eltérő mérés technikának kell követnie. Megállapítottam, hogy a hazai ipari alkalmazások esetében a pernyékre 160 μm és homokokra 50 μm az a határ szemcseméret, amely alatt ezekben a csővezetékben ezek a keverékek kontinumszerűen viselkednek. Erre alapozva kidolgoztam a következő anyagvizsgálati módszertant, amellyel egy hidraulikus szállítási feladat méretezése előtt az alapadatokat ki lehet mérni. Elsőként a közeg és a szilárd anyag fizikai jellemzőit (sűrűség-, szemcseméret- és szemcsesűrűség-eloszlás) kell megmérni a jól ismert eszközökkel. A közeg az esetemben mindig víz volt. Ezt követően a szilárd anyagból a határszemcse méreténél finomabb frakciót kell készíteni osztályozással, például szitálással. A finom frakció esetében külön reológiai vizsgálatokat kell végezni, amikor különféle diszkrét koncentrációjú szuszpenziókat készítünk és azok folyási viselkedését megmérjük alkalmas eszközben. Megállapítottam, hogy a rotációs reométerek csak korlátozottan alkalmasak erre a célra, mert nem tudjuk nyomon követni, hogy mi történik a szemcsékkel a Couette térben, a henger-henger mérőrendszerben. Ezért építettem meg a 3.1.1. és 3.1.2. ábrákon látható csőreométereket (Faitli – Gömbkötő, 2015a). A durva szemcsék diszkrételemszerű viselkedésének a jellemzésére a teljes szilárd anyaggal félüzemi kísérleteket kell végezni hidraulikus szállítási mérőkörrel, amikor szintén a koncentrációt növeljük szisztematikusan a mérések során. Ezért, számos hidraulikus mérőkört építettünk, amelyek közül a 3.1.3. ábra mutat egy előnyös kialakítást (Faitli, 2000).

A kontinuum viselkedésű szilárd-folyadék keverékek vizsgálatára a rotációs reométert (Anton-Paar Physica MCR 51) elővizsgálatokra alkalmaztam, mert kicsi a szükséges minta mennyisége (50 cm^3). Számos esetben nem volt egyértelmű, hogy a mért forgatónyomaték a reológia vagy pl. az ülepedés következtében alakult-e ki. Ebből következik, hogy ismeretlen anyag esetében nem lehet a rotációs reométerrel eldönteni a kontinuum vagy diszkrételemszerű keverékviselkedést. Ezért az eljárás technikai tervezéshez szükséges reológiai paramétereket mindig a csőreométer (3.1.1. ábra) segítségével mértem meg, a jellemzően 100 liter mennyiségű mintákon. A világ számos pontjáról Miskolcra szállított finom szemcsés anyagok és víz keverékeinek a folyási viselkedését vizsgáltam, mint pl.: szén- és ligniterőművi pernyék és salakok (Visonta, Tatabánya, Berente; Ashtech - India, Neyveli - Japán, Narva - Törökország, Nikola Tesla – Szerbia, Jacksonville – USA, Craiova 2, Isalnita, Rovinari, Turceni – Románia); homokok - üveghomokok (Fehérvárcsurgó); hulladékégetői pernyék (Dorog, Tiszaújváros); vörös iszapok (Almásfüzitő, India); flotációs meddő anyagok (Gyöngyösoroszi); bentonitok (Mád, Genova), perlitek (Pálháza), stb. Számos szilárd anyag

reológiai viselkedéséről ad számot a Faitli és Gombkötő (2015a) cikk. A következőkben néhány jellemző példát mutatok be.



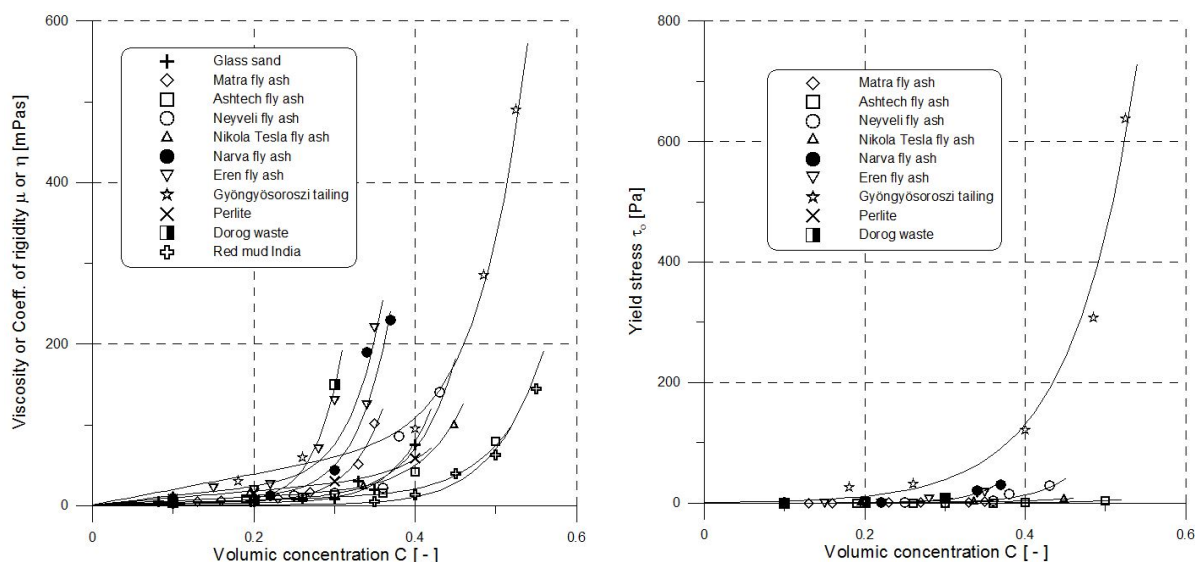
4.5.1. ábra. Szilárd anyagok empirikus szemcseméret-eloszlás függvényei

A vizsgált anyagok első csoportját az jellemezte, hogy a bekeverés után stabil, egy adott nyírási sebességhez tartozóan időben állandó látszólagos viszkozitású szuszpenziók alakultak ki, amelyek jellemzően 20 térfogat % koncentráció alatt newtoni, míg a felett nem-newtoni folyási viselkedésűek voltak. A 4.5.1. ábra néhány vizsgált szilárd anyag minta szemcseméret-eloszlásfüggvényét mutatja. Látható, hogy ezek finom szemcsészetű anyagok, ezért szuszpenziókról beszélhetünk és mérhető a keverék eredő reológiai viselkedése.

Az időfüggetlen reológiai viselkedésű szuszpenziók esetében megfigyeltem, hogy newtoni viselkedés esetében az abszolút viszkozitásnak, Bingham plasztikus viselkedés esetében a plasztikus viszkozitásnak (más néven merevségi tényezőnek) a növekedése a koncentráció függvényében mindig hasonlóképp alakult. A szakirodalomban jól ismert az Einstein összefüggés (Tarján, 1997), amely szerint híg szuszpenziók abszolút viszkozitása lineárisan növekszik a koncentráció növelésével. Ezt követően azonban, egy adott koncentráció felett a viszkozitás exponenciálisan növekszik és gyakran a szuszpenzió folyási viselkedése nem-newtonivá válik. A 4.5.2. ábra mutatja a 4.5.1. ábrán bemutatott szilárd anyagok mért reológiai paramétereit a koncentráció függvényében. A 4.5.2. ábrán, 0 és a mért maximális koncentráció között ábrázoltam a függvénykapcsolatot. Szuszpenziók reológiai viselkedéséről a szabadon leülepedett maximális koncentrációig beszélhetünk, a felett már agglomerációs jelenségek játszódnak le. A 4.5.2a. ábrán jól látható kétféle, azaz a kezdeti lineáris és a későbbi exponenciális viszkozitásváltozás (abszolút viszkozitás vagy plasztikus viszkozitás) leírására bevezettem a 4.5.1a. összefüggést, a Bingham plasztikussá váló szuszpenziók nyugalmi határfeszültségének a jellemzésére pedig a 4.5.1b. összefüggést.

$$\eta = \mu_0 \cdot (1 + K_1 \cdot C + K_2 \cdot C^{K_3}) \quad \tau_0 [Pa] = K_4 \cdot e^{K_5 \cdot C} \quad (4.5.1)$$

A 4.5.1. egyenletekbe a szuszpenzió térfogati koncentrációját dimenzió nélküli alakban kell behelyettesíteni és ebben az esetben a nyugalmi határfeszültséget Pa dimenzióban kapjuk meg. μ_0 a tiszta közeg (víz) abszolút viszkozitása.



4.5.2. ábra. Szilárd anyagok mért reológiai paramétereai a koncentráció függvényében

4.5.2a. ábra. Az abszolút viszkozitás vagy plasztikus viszkozitás a koncentráció függvényében.

4.5.2b. ábra. A nyugalmi határfeszültség a koncentráció függvényében

A 4.5.1a. és b. egyenleteket ráillesztettem a mért pontokra, amelyeket a 4.5.2a. és b. ábrákon ábrázoltam. A függvényillesztés eredményét a 4.5.1. táblázat tartalmazza.

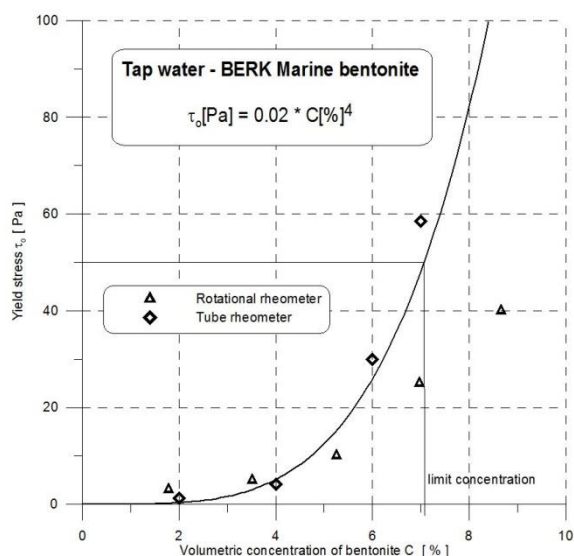
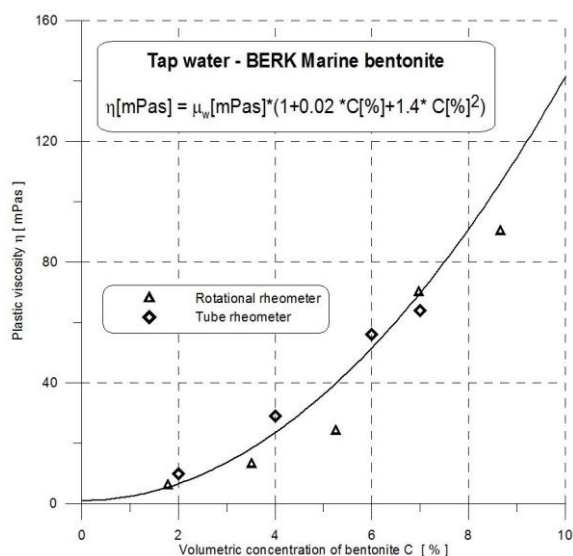
4.5.1. táblázat. Finom szemcsés anyagokból és vízből készített szuszpenziók folyási jellemzői

Szilárd anyag	Mért max. térf. konc.	K_1	K_2	K_3	R^2	K_4	K_5	R^2
Fehérvárcsurgó, glass sand	0,4	12	280000	9	0,988	-	-	-
Mátra, fly ash	0,35	20	1100000	9	0,986	0,002	21	0,866
Ashtech, fly ash	0,5	30	30000	9	0,930	0,0002	19,8	0,980
Neyveli, fly ash	0,43	30	220000	9	0,917	0,002	22	0,955
Nikola, fly ash	0,45	50	110000	9	0,999	0,04	11,4	0,991
Narva, fly ash	0,37	50	1700000	9	0,903	0,002	26,5	0,951
Eren, fly ash	0,35	110	2100000	9	0,875	0,002	26,5	0,925
GyöngyöSOROSZI, tailing	0,53	190	120000	9	0,998	1	12,2	0,979
Perlite	0,4	85	80000	9	0,995	-	-	-
Dorog, fly ash (az 1. percben)	0,3	20	7000000	9	0,999	0,009	22	0,996
Red mud (az 1. percben)	0,55	1	35000	9	0,989	-	-	-

A 4.5.2. ábra és a 4.5.1. táblázat alapján látható, hogy az itt vizsgált finom szemcsésűtű fehérvárcsurgói üveghomok és a perlit víz szuszpenziók 40 térfogat % koncentrációig newtoni folyási viselkedésűek voltak. A széneróműi pernye (Mátra, Ashtech, Neyveli, Nikola, Narva, Eren) és a gyöngyöSOROSZI flotációs meddő szuszpenziók, - jellemzően 15-25 térfogat % koncentráció felett Bingham plasztikus folyási viselkedésűvé váltak. A kiszámított determinációs együttható (R^2) értékek a 4.5.1a. és b. összefüggés esetében is jó illeszkedést jeleznek a mért pontokra. A vizsgált finom szemcsés anyagok második csoportja esetében a látszólagos viszkozitás a nyírás sebességén kívül az anyag előéletétől, vagyis közvetve az időtől is függött. KülöNFéle koncentrációjú veszélyes hulladékégetői pernye (Dorog fly ash) és vörös iszap szuszpenziók folyási viselkedését mértem meg rotációs reométerben. Egy adott fordulatszámra járva a reométert a mért nyomatók növekedett, azaz reopektikus folyásúak ezek a szuszpenziók. A 4.5.2. ábrán közvetlenül a bekeverés utáni (kb. 1 percen belül) mérési

eredményeket tüntettem fel a későbbi időpontban mérteket nem. A különféle koncentrációjú frissen bekevert vörös iszap szuszpenziók newtoni folyási viselkedésűek voltak, míg a dorogi hulladékégetői pernye szuszpenziók Bingham plasztikussá váltak 20 térfogat % koncentráció felett. Ezek szerint a vörös iszap szuszpenziók reopektikus – newtoni, míg a hulladékégetői pernye szuszpenziók reopektikus – Bingham plasztikus folyadékok.

A szuszpenziós folyási jelleg meghatározására irányuló vizsgálataim harmadik csoportjába a különféle bentonitokkal és vizekkel elvégzett kísérletek tartoznak. A reológiai vizsgálatok a genovai (Olaszország) alagútúrúhoz kapcsolódtak. Amennyiben a mechanikus alagútúrú berendezés azbeszt tartalmú kőzeteket jöveszt, akkor a kőzet érintkezhet a levegővel és veszélyes anyagok keletkezhetnek. Amennyiben a jövesztett kőzetet csővezetékben tengervízzel szállítják el és felhasználják azt tengeri műtárgyak, pl. kikötő építésére, akkor az azbeszt tartalmú kőzet nem érintkezik a levegővel. Amennyiben a csővezetékben a tengervíz a szállító közeg, akkor a jellemzően 70 mm nagyságrendű kőzetdarabok szállítására nagy, akár 5-7 m/s átlagsebességű keverékáramlást kell létrehozni. Mivel a turbulens áramlás áramlási súrlódási vesztesége a sebesség közel 7/4-ik hatványával arányos, ezért ennek a szállításnak az energia igénye túl nagy. A megoldás lehet bentonit adagolása és Bingham plasztikus szuszpenzió létrehozása, azért hogy a közeg nyugalmi határfeszültsége tartsa meg az ülepedő szemcséket, így a szállítási sebesség lényegesen lecsökkenthető. Ezért kétféle kereskedelmi forgalomban kapható bentonittal (BERK Marine és BERK 100) és kétféle vízzel (tengervíz, csapvíz) végeztem reológiai vizsgálatokat rotációs- és az általam fejlesztett cső reométerekben. Megállapítottam, hogy a két-két anyagból négyféleképpen összekeverhető variációk közül egy esetben, a tengervíz-BERK 100 bentonit esetében nem képezhető Bingham plasztikus szuszpenzió, ebben az esetben a bentonit homokszerűen viselkedett. Ellenben a másik három variáció mindegyike esetében a következő jelenség játszódott le a bekeverést követően.



4.5.3. ábra. BERK Marine bentonit - csapvíz szuszpenziók mért reológiai paramétereit

4.5.3a. ábra. A plasztikus viszkozitás a koncentráció függvényében

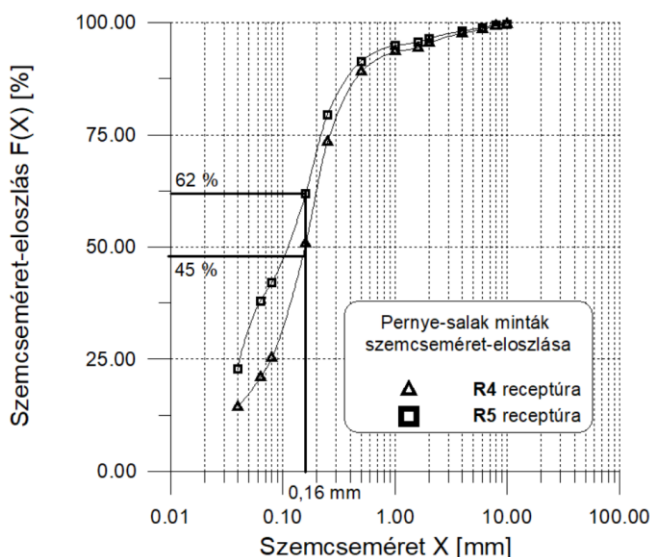
4.5.3b. ábra. A nyugalmi határfeszültség a koncentráció függvényében

A bekeverést a csőreométerben a legnagyobb csigaszivattyú fordulatszám (60 Hz) mellett végeztem, miközben folyamatosan mértem a nyomásesést a mérőcsöveken. A bekeverést követően kb. 30-50 percig gélesedési folyamat játszódott le, miközben a nyomásesés folyamatosan nőtt, majd állandósult és onnantól kezdve még a legkisebb koncentráció (1 térfogat %) esetében is stabil nem ülepedő Bingham plasztikus szuszpenzió alakult ki. Az ülepedést ülepitőhengerben vizsgáltam. Egy alkalommal a bekevert szuszpenziót két hétig a csőreométerben hagytam, majd minden gond nélkül az áramlás újraindítható volt. Példaként a csapvíz-BERK Marine bentonit szuszpenziók mért reológiai paramétereit mutatja a koncentráció függvényében a 4.5.3. ábra. A 4.5.3a. ábrán jól látható, hogy ez esetben a cső- és a rotációs reométeres mérések jól egyeznek, ellenben a nyugalmi határfeszültség mért értékei a rotációs reométerben kisebbek. Ez annak a következménye, hogy a Couette részben a nem-newtoni közeg sebességprofilja módosul, így nem érvényesek a mérőszoftver által kijelzett nyírási sebesség értékek. A mért reológiai paraméterekre ráillesztettem az általam bevezetett összefüggéseket (4.5.1a. és b.), az eredmények a 4.5.2. táblázatban láthatók. A különbség az, hogy a kicsi koncentráció értékek miatt, ebben az esetben térfogat %-ban helyettesítettem be a koncentráció értékeit.

4.5.2. táblázat. Bentonit-víz szuszpenziók folyási jellemzői

Anyagok	Mért max. térf. konc.	K ₁	K ₂	K ₃	K ₄	K ₅
csapvíz-BERK Marine bentonit	0,08	0,02	1,4	2	0,02	4
tengervíz-BERK Marine bentonit	0,05	0,02	12	2	12	2
csapvíz-BERK 100 bentonit	0,06	4	0,4	2	2,8	2

Az elmúlt 30 év során számos félüzemi és üzemi méretű hidraulikus szállítási vizsgálatot végeztem. A 3.1.3. ábrán látható az általam épített félüzemi méretű hidraulikus szállítás vizsgáló kísérleti állomás egy előnyös kialakítása. Számos más kialakítású mérőkört is építettünk (Faitli, 2000). *Megállapítottam, hogy a keverékáramlás jellemzői akkor mérhetőek, ha mind a szilárd anyag, a víz és a keverék térfogatáramát külön-külön meg tudjuk határozni.* A 3.1.3. ábrán látható mérőkörben ezt úgy oldottam meg, hogy indukciós áramlásmérővel mértem a víz keresztmetszeti átlagsebességét, a 3.1.3. ábrán látható saját fejlesztésű új eszközzel mértem a szállítási koncentrációt és a 3.1.5. ábrán látható saját fejlesztésű eszközzel mértem a helyi koncentrációt. Félüzemi méretű hidraulikus szállítási vizsgálatokat végeztem erőműi pernye – salak anyagokkal (Tatabánya, Mátrai Erőmű, Neyveli – Japán, max. 56 térfogat % koncentrációig), homok és kavics anyagokkal (Nyékládháza) és gyöngyösoroszi flotációs meddővel (max. 48 térfogat % koncentrációig). Ipari méretű hidraulikus szállítási kísérletekben vettem részt a mátraszentimrei felhagyott szulfidos ércbánya üzemi tömedékelése során.



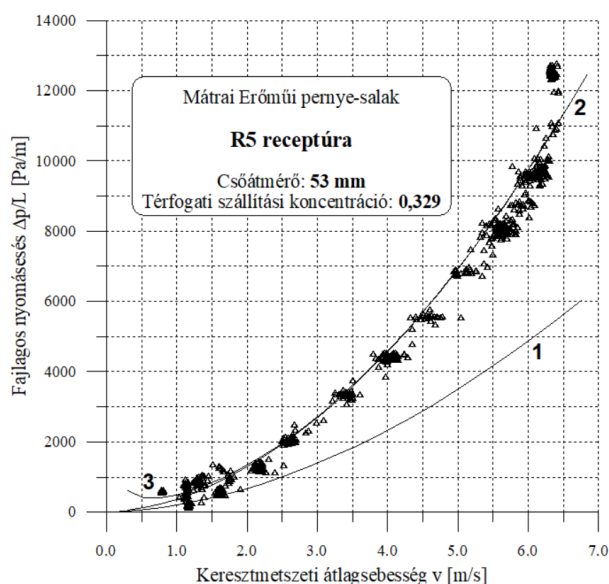
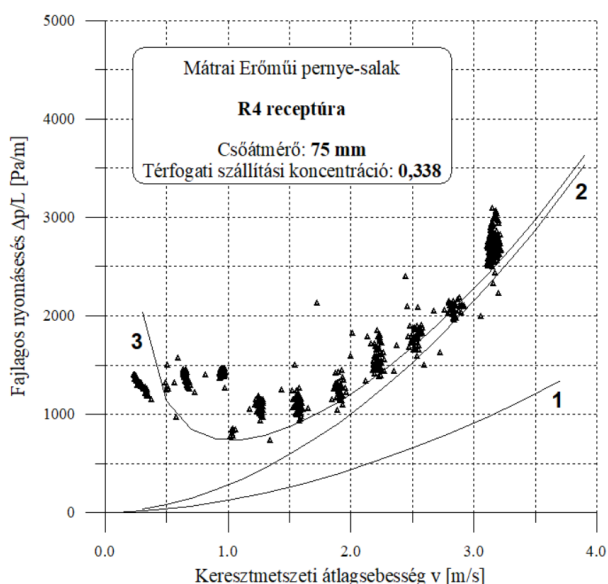
4.5.4. ábra. Pernye-salak minták szemcseméret eloszlása

A kísérletek során alkalmaztam forgólapátos, membrándugattyús- és csigás térfogatkiszorításos zagyszivattyúkat egyaránt. Példaként a Mátrai Erőmű R4 és R5 jelű, különféle receptúra (4.5.3. táblázat) szerint összekevert maradvány anyagainak mért nyomásvesztés gőrbéit mutatom be. A 4.5.4. ábra a két anyag mért szemcseméret-eloszlását mutatja. Látható, hogy az R4 anyag a durvább szemcsézetű, 45 %-a volt finomabb, mint 160 µm. A finomabb szemcsézetű R5 anyag 62 %-a volt 160 µm-nél finomabb.

4.5.3. táblázat. Pernye-salak keverékek fizikai jellemzői

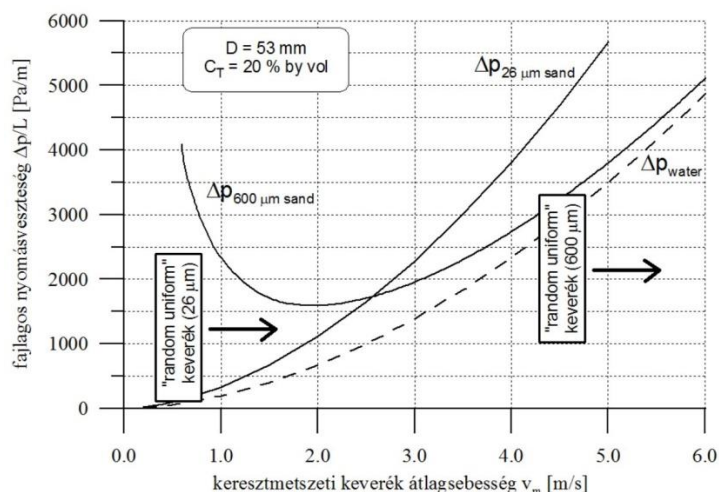
Receptúra	Összetétel				Átlagos keverék anyagjellemzők		
	Salak [tömeg %]	ECO-pernye [tömeg %]	Ljungström-pernye [tömeg %]	Filter-pernye [tömeg %]	Átlagos anyagsűrűség [kg/m ³]	x ₈₀ [mm]	< 160 µm hányada [%]
R4	31,58	15,79	52,63	0	2244	0,46	45
R5	9,38	4,69	15,63	70,31	2171	0,25	62

A 4.5.5. ábra az R4 és R5 jelű anyagkeverékek mért és számított nyomásvesztés gőrbéit mutatja.



4.5.5. ábra. Nyomásvesztés görbék 4.5.5.a. ábra. Az R4 anyag 33,8 térfogat % koncentrációjú zagy nyomásesés görbéje 75 mm-es csőben, 4.5.5.b. ábra. Az R5 anyag 32,9 térfogat % koncentrációjú zagy nyomásesés görbéje 53 mm-es csőben

Az elvégzett kísérleteim alapján megállapítottam, hogy a csőben áramló szilárd – folyadék keverék diszperzitás jellemzői, azaz elsősorban a kontinumszerű, vagy diszkrételemszerű viselkedés határozza meg a kialakuló keverékáramlás jellemzőit, amit természetesen követnie kell a műszaki jellemzők számítására szolgáló módszertannak. A kontinuitási elméletem szerint a kialakuló kontinuum vagy diszkrételemszerű viselkedést a diszperz rendszer és az eljárás jellemző méreteinek az aránya határozza meg. Ebből következik, hogy a szemcseméret a legfontosabb jellemző és a kialakuló függőleges menti koncentráció-eloszlás már következmény (Faitli, 2011 és 2012a). Ebből pedig az következik, hogy a korábban alkalmazott „homogén-heterogén” keverékáramlási osztályozás (Govier és Aziz, 1972; Durand és Condolios, 1952; Tarján és Debreczeni, 1989; Ihle és Tamburrino, 2012; Wasp és munkatársai, 1977; Vlasák és munkatársai, 2014) nem megfelelő. Ennek az állításnak a megvilágítására összehasonlítok két keverékáramlást. Mindkét esetben azonos anyagok (homok-víz), azonos koncentrációban (20 térfogat %), azonos csőben (53 mm csőátmérő) áramlanak, az egyetlen különbség a monodiszperz rendszerek szemcsemérete, ami egyszer 26 μm , másszor 600 μm .

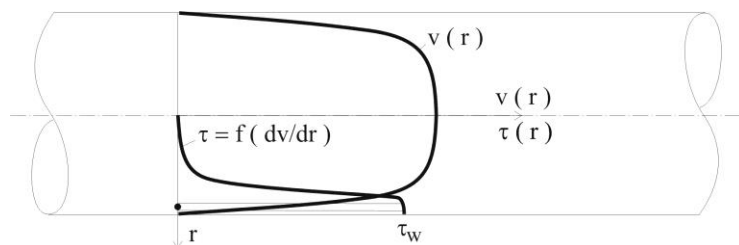


4.5.6. ábra. Tipikus nyomásvesztés görbék

A 4.5.6. ábra mutatja a kétféle szemcseméretű, - de azonos paraméterű - csőáramlás számított nyomásvesztés görbéit. A mérési eredményeim ezzel a két görbével összhangban voltak, itt a modell illusztrálására használok a teljesen azonos „elméleti” csőáramlásokat. A tiszta víz nyomásvesztés görbéje - kis sebességek esetén - a lamináris tartományon egyenes ($Re < 2320$), a meredekség az abszolút viszkozitással arányos.

Ipari méretű csővezetékben ehhez nagyon kicsi sebességek tartoznak, olyannyira, hogy az üzemi sebességtartományban ábrázolva a nyomásvesztés a lineáris szakasz szinte nem is látszik. Turbulens áramlásban és sima falú csőben a nyomásvesztés a sebességnek közel a második (7/4) hatványával arányos, a nyomásvesztés görbe hatványfüggvény. Amennyiben a szilárd anyagot kis szemcseméretben (pl. 26 μm -es homok) keverjük be, az így képzett kétfázisú keverék nyomásvesztés görbéje teljesen hasonló a vízéhez, csak nagyobb meredekségű a nagyobb abszolút viszkozitással arányosan. Abban az esetben, ha az azonos mennyiségű szilárd anyagot nagyméretű szemcsék formájában (pl. 600 μm -es homok) keverjük be, a nyomásvesztés görbe tipikus Durand és Condolios függvény (Durand és Condolios, 1952) alakú. Egészen nagy sebességek esetén a folyadékáram képes a finom és a durva szemcséket egyaránt szuszpendálni, így mindkét esetben szimmetrikus a koncentráció eloszlás, a korábbi minősítés szerint mindkettő homogén keverékáramlás, azonban egyértelmű hogy a két eset teljesen eltérő jellegű. A 4.5.6. ábrán jelöltem azt a sebességet, amely esetén a csőben áramló keverék már kielégíti, a véletlenszerűen homogén (random uniform) kevertségi

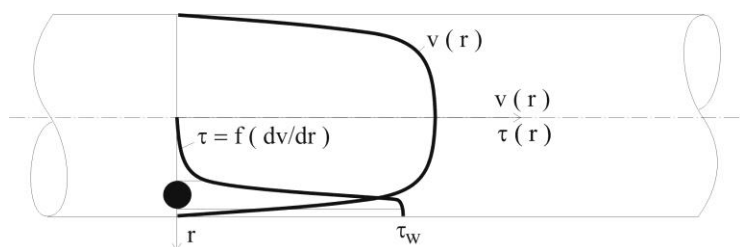
állapotot. Egy keverék akkor elégti ki a „random uniform” keverttségi állapotot, ha van egy olyan diszkrét térfogatelem, amelyet bárholonnan kiragadva azonos a koncentráció (Rumpf, 1990). Feltételeztem, hogy amennyiben a csőben a keresztmetszeti átlagsebesség legalább a szemcse süllyedési végsebességének a negyvenszerese, akkor már megfelelően felkeveri a turbulens áramlás a szilárd fázist. Látható, hogy ez a 20 μm -es szemcsék esetében 0,5 m/s, míg a 600 μm -es szemcsék esetében 4,5 m/s sebességnél következik be. A legérdekesebb megfigyelés az az, hogy nagy sebességek mellett ugyanannyi szilárd anyag lényegesen kisebb energiával szállítható nagyobb szemcseméret formájában. A nagyobb szemcsék és csökkenő sebességek esetén az ülepedés elkezdi dominálni és megjelenik az aszimmetrikus koncentráció eloszlás, esetleg a csúszó, ill. az álló anyagág. Kis sebességeknél a kisebb szemcseméretű szilárd anyag szállítható kisebb energiával. Ezt az ellentétes hatást megmagyarázza a kontinuitási elmélet. Amennyiben a határ szemcseméretnél finomabb szemcsékből készítünk szuszpenziót, az kontinumszerűen fog a csőben viselkedni függetlenül az áramlási sebesség nagyságától ($v > 0$). Ilyen esetben ez a szuszpenzió önálló egyfázisú folyadéknak tekinthető, saját folyási viselkedéssel és sűrűséggel. Nyugalomban, - természetesen - előbb-utóbb a folyadéknál nagyobb sűrűségű szemcsék leülepednek, akkor újra célszerű kétfázisú keverékként kezelni ezt a szuszpenziót. A jelenség magyarázatára a következő hipotézist állítottam fel. Turbulens csőáramlásban a fal mellett általában kialakul a lamináris alaprteg, amelyben az erősen nyírt folyadékréteg sebességprofilja lineáris, vagyis a nyírófeszültség konstans. Ha a szemcse olyan kicsi, hogy belefér ebbe a határrétegbe, azonos (közel azonos) nyíró feszültség és sebesség veszi körül és ezért nem alakul ki számottevő hidrodinamikai felhajtóerő, amely a faltól eltaszítaná, így a helyzeténél fogva a lamináris alaprtegben nagyobb fal menti nyíró feszültséget, azaz nagyobb áramlási súrlódási veszteséget okoz (4.5.7. ábra).



4.5.7. ábra. A kontinumszerű szuszpenzióáramlás elvi magyarázata

A megnövekedett nyomásvesztés annak a következménye, hogy a csőfal menti határrétegben a finom szemcsék és a víz alkotta finom szuszpenzió reológiai viselkedése megváltozik a vízhez képest, a viszkozitás megnő,

sőt akár a folyási jelleg is megváltozik és nem-newtoni folyási viselkedést mutatnak ezek az áramló szuszpenziók. A felállított modellből már következik, hogy a kontinuum viselkedésű szuszpenzióáramlás nyomásvesztését a közeg folyási viselkedését jellemző folyási modell (tipikusan: newtoni, Bingham – plasztikus, hatványfüggvénnyel leírható és reáplasztikus) és az abban szereplő reológiai paraméterek alapján számíthatjuk ki. A határ szemcseméretnél nagyobb szemcsékből készített szilárd – folyadék keverékek csőáramlása esetén az áramlás jellege egészen más, mint az előzőekben leírt finom szemcsék esetében. Ebben az esetben a durva szemcse, jellemzően nem fér bele a lamináris alaprtegbe (4.5.8. ábra).



4.5.8. ábra. A diszkrételmszerű zagyáramlás elvi magyarázata

A szemcse csőfalhoz közeli felén a nyírófeszültség nagy, a sebesség pedig kicsi, a belső felén pedig épp ellentétesen a nyírófeszültség kicsi és a sebesség nagy. Ha ezt az aszimmetrikus feszültség eloszlást kiintegráljuk a durva szemcse teljes felületére,

megkapjuk a hidrodinamikai felhajtó erőt, amely a szemcsét a faltól eltaszítja (4.5.2. egyenlet).

$$F_{HD} = \int_A \tau dA \quad (4.5.2)$$

Nagyobb sebességek esetén ez az erő egyre nagyobb, azaz a szemcse egyre kevésbé tud a fallal sűrűlni. Ez a hipotézis magyarázatot ad arra a sokszor mért tényre, - hogy nagy sebességek esetén - a durva szemcsés zagyot szinte pontosan akkora energia befektetésével lehet a csőben szállítani, mintha csak vizet szivattyúznánk. Kisebb sebességek esetén a hidrodinamikai felhajtó erő egyre kevésbé játszik szerepet, ekkor az ülepedés elkezdi dominálni és a durva szemcsék mechanikai kontaktusba kerülnek a csőfallal. A szemcsék és a csőfal között mechanikai sűrűlő erő ébred, amely a testeket normál irányban összeszorító erőtől és a súrlódási tényezőtől függ, és nem függ a testek közötti sebességkülönbségtől. Ezzel ellentétben a csőfal mellett ébredő áramlási sűrűlő veszteség függ a sebességtől. Ezek alapján a határszemcse méreténél durvább szemcsékből bekevert zagyok csőáramlását diszkrételmszerű zagyáramlásnak nevezhetjük. Ez egy valóban kétfázisú (szilárd – folyadék) mechanikai rendszer, amelyben csak a folyadék áramlásáról beszélhetünk, és amelyben a szemcsék, - mint diszkrét elemek - mechanikai erők hatására mozognak. Amikor a folyó görgeti a sziklát, jól érzékelhető ez a modell. Akkor viszont, amikor adott csővezetékben, adott sebesség mellett, állandó nyomvesztéssel, stabil üzemben szállítjuk a durva szemcsés anyagot, megtévesztő a helyzet. Olyan mintha a zagy áramolna, ráadásul a nyomásvesztésből könnyen meghatározhatunk egy látszólagos zagy viszkozitás értéket is. A kontinuitási modell alkalmazása megmutatja, hogy ez a megközelítés hibás, célszerű ezt a rendszert úgy tekinteni, hogy a folyadék áramlik a folyási viselkedése által meghatározott módon és ez szállítja a szemcséket, amelyek viselkedését és mozgását mechanikai erők alakítják. A nyomásvesztés meghatározása elméleti úton ezért rendkívül nehéz, tulajdonképp nincs ilyen a szakirodalomban. Ami viszont igen, az a rendkívül nagyszámú mérési eredmény és az azokra illesztett empirikus összefüggés. Ezeket az összefüggéseket nevezhetjük Durand és Condolios típusú összefüggéseknek (2.1.4. fejezet), mivel az eltérő anyagokkal és méretekben elvégzett hidraulikus szállítási vizsgálatok eredményeire meghatározott összefüggések közül az elsőt Durand és Condolios (1952) publikálta. A Durand és Condolios egyenletben két konstans található. A Froude szám kitevője 3, ami a görbe „görbületét” határozza meg, és egy szorzó konstans, ami a görbe magasságát határozza meg, ami 81. Az eltelt több mint 30 évben elvégzett méréseim alapján a diszkrételmszerű

zagyáramlás nyomásvesztésének a számítására jó közelítéssel alkalmaztam a Durand és Condolios egyenletet, azzal a különbséggel, hogy a két konstans (n és K) anyagtól függő paraméternek tekintetem (2.1.17. egyenlet). Az egyenletet módosított Durand és Condolios egyenletnek nevezhetjük. Az n és K anyagi paraméterek meghatározására, - adott anyagokra - félüzemi méretű hidraulikus szállítási vizsgálatokat kell végezni.

A keverékáramlási jelleg meghatározása a nyomásvesztés görbe matematikai elemzése alapján

A bemutatott modellből következik, hogy adott anyag esetén a kontinuum- és a diszkrételemszerű keverékáramlás közötti határ szemcseméretet úgy kell meghatározni, hogy szűken osztályozott szemcsefrakciókból készített keverékek nyomásvesztés görbéit mérjük meg külön - külön. A nyomásvesztés görbe alapján a következő módszer segítségével eldönthető a keverékáramlás jellege. Jelöljük ϕ -vel az ún. járulékos veszteség számot (4.5.3. egyenlet), ami egy dimenzió nélküli szám, függ a keverékáramlási sebességtől és a vízhez képest a szemcsék okozta járulékos szállítási energiaigény növekedéssel arányos:

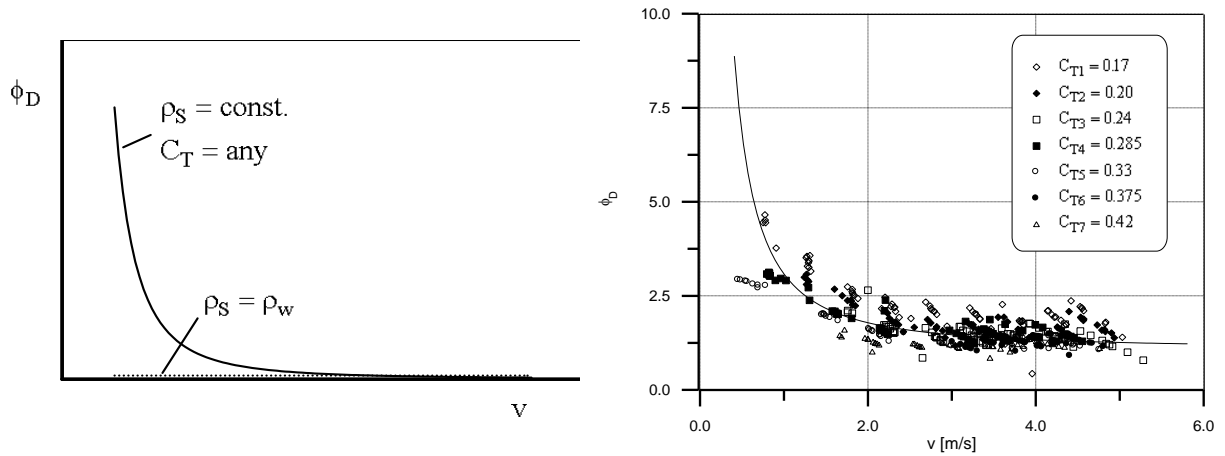
$$\phi = \frac{\Delta p - \Delta p_v}{C_T \cdot \Delta p_v} \quad (4.5.3)$$

A tiszta víz nyomásvesztését (Δp_v), - minden mért pont esetén - azonos sebességhez kell kiszámítani. A szállítási koncentráció (C_T) a mérésből ismert, így a $\phi = f(v)$, függvénykapcsolat ábrázolható.

A diszkrételemszerű keverékáramlás tipikus $\phi = f(v)$ függvénye

A durva keverékáramlásra vonatkozó, már hivatkozott Durand és Condolios típusú összefüggések mindegyike (2.1.4. fejezet) esetén a $\Delta p - \Delta p_v$ járulékos nyomásvesztés a szállítási koncentráció első hatványával arányos. Ez azt jelenti, hogy a ϕ járulékos nyomásvesztés szám nem függ a koncentrációtól, azaz adott anyag, különböző koncentrációjú keverékeinek a $\phi = f(v)$ függvénye azonos görbére esik és ez a görbe hiperbolikus alakú, és ϕ a sebesség növekedésével 0 - hoz tart. A függvény alakja és egy mért példa látható a 4.5.9. ábrán. A 4.5.9. ábrán egy konkrét mérésorozat eredményeit is ábrázoltam az elméleti függvényalak mellett, ahol jellemzően 0,9 mm-es szemcseméretű eróműi salakból készített durva keverékek különböző koncentrációjú (17 - 42 % tartományban), mért $\phi = f(v)$ értékei láthatók. A mért pontok jó közelítéssel egy görbére esnek (a folytonos vonallal jelölt függvényt K és n mérnöki szemléletű becslése alapján határoztam meg). Habár nincs ipari jelentősége, de szélső értéként vizsgáljuk meg azt az esetet, amikor a szállított szilárd anyag sűrűsége megegyezik a vízéval ($\rho_s = \rho_v$). Ilyenkor a diszkrételemszerű keverékáramlás ϕ értéke minden sebességhez 0. A kontinumszerű szuszpenzióáramlás esetén ez nem így van és ez lényeges különbség. A módosított Durand és Condolios egyenlet rendezése után adódik a 4.5.3. összefüggés, amelyből jól látszik a $\phi = f(v)$ függvénykapcsolat

hiperbolikus jellege. Az n és K anyagtól függő paramétereket a 4.5.4. összefüggésnek a mért adatokra való illesztésével határozhatjuk meg.



4.5.9. ábra. A diszkrételemszerű zagyáramlás $\phi = f(v)$ függvénye

Vizsgált anyag: salak a Mátrai Erőműből, 2243 kg/m^3 szemcsesűrűség,
0,9 mm 80 %-os szemcseméret, 53 mm-es csőátmérő

$$\phi = \frac{1}{C_D^{0,75}} \cdot \left(\frac{\rho_s}{\rho_v} - 1\right)^{1,5} \cdot K \cdot \left(\frac{\sqrt{g \cdot D}}{v}\right)^n \quad (4.5.4)$$

A kontinumszerű szuszpenzióáramlás tipikus $\phi = f(v)$ függvénye

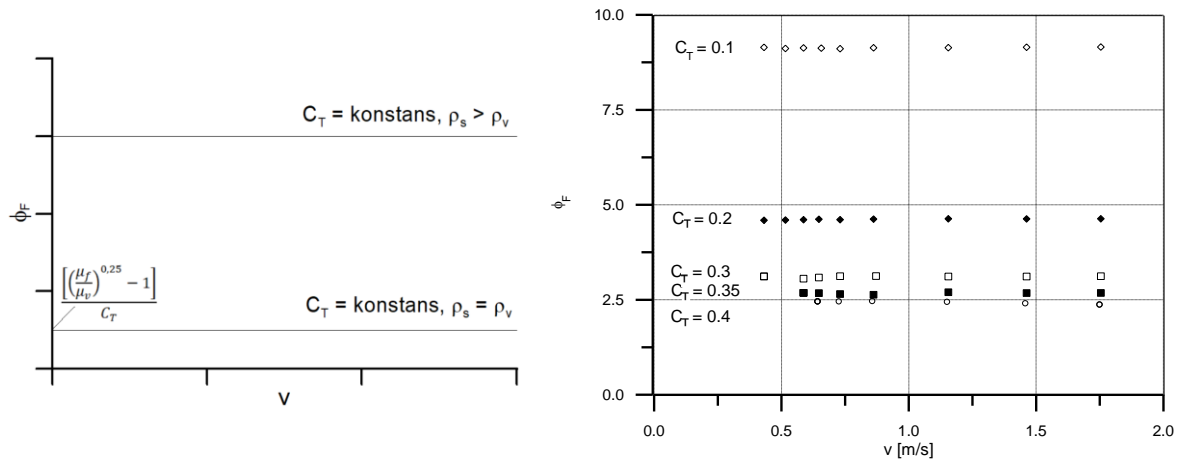
Kontinumszerű szuszpenzióáramlásban a nagyon kisméretű szemcsék a lamináris alaprétgebe kerülve megváltoztatják az áramló közeg folyási viselkedését. Az általam fejlesztett csőreométerben nagyszámú ilyen mérést végeztem el, amelyről a fejezet elején adtam számot. A kontinumszerű szuszpenzióáramlás $\phi = f(v)$ függvényét, elméleti úton akkor tudjuk egyszerűen meghatározni, ha a finom szuszpenzió newtoni folyási viselkedésű és a csőáramlásra jellemző Reynolds szám a $Re=2300 \dots 100\,000$ tartományba esik. Ez a legfontosabb tartomány az ipari alkalmazás szempontjából, mivel a sűrűzagyos ($C_T \approx 35$ térfogat %) pernye-salakszállító csővezetékben a finom szemcsék arányának megfelelően a hordozó kontinumszerű szuszpenzióáramlás koncentrációja kisebb 20 térfogat %-nál, ez a közeg még newtoni folyadék. Ezen a Reynolds szám tartományon, newtoni folyadékokra a Blasius (Tarján, 1997) egyenlet segítségével számíthatjuk a Fanning féle csősúrlódási tényezőt (4.5.5. egyenlet).

$$f = \frac{0,0791}{Re^{0,25}} \quad (4.5.5)$$

A Blasius egyenlet segítségével kifejezhetjük a finom szemcsék jelenléte miatti ϕ járulékos veszteség számot (4.5.6. egyenlet):

$$\phi_F = \frac{\Delta p_f - \Delta p_v}{C_T \cdot \Delta p_v} = \frac{\left(1 + C_T \cdot \frac{\rho_s - \rho_v}{\rho_v}\right)^{0,25} \cdot \left[\left(\frac{\mu_f}{\mu_v}\right)^{0,25} - 1\right]}{C_T} \quad (4.5.6)$$

A 4.5.6. összefüggésből jól látszik, hogy a leszűkített tartományon a kontinumszerű szuszpenzióáramlás $\phi = f(v)$ függvénye vízszintes egyenes, mivel ϕ nem függ a v -tól. Az egyenes függőleges pozíciója attól függ, hogy a szemcsék miatt a finom szuszpenzió abszolút viszkozitása (μ_f) mennyire nő meg. Ha a szemcsék sűrűsége megegyezik a vízzel (határeset), a viszkozitás várhatóan akkor is megnő, ϕ nem 0, szemben a diszkrételemszerű zagyáramlással. A 4.5.10. ábrán a függvény elméleti alakja és egy mért példa látható (Tarján és Faitli, 1995):



4.5.10. ábra. A kontinumszerű szuszpenzióáramlás $\phi = f(v)$ függvénye

Vizsgált anyag: fehérvárcsurgói üveghomok, $x_{80} = 25 \mu\text{m}$, $\rho_s = 2644 \text{ kg/m}^3$, csőátmérő $D = 16 \text{ mm}$.

Összefoglalva megállapíthatjuk, hogy a $\phi = f(v)$ függvény alkalmas a monodiszperz szemcséket tartalmazó szilárd-folyadék keverékek csőáramlásának a minősítésére. Ha ez a függvény hiperbolikus jellegű és nagy sebességek esetén 0-hoz tart, a csőben diszkrételemszerű zagyáramlás, ha a függvény vízszintes egyenes (csak a megadott tartományon vizsgáltam) akkor kontinumszerű szuszpenzióáramlás valósul meg a csőben.

Egyfázisú folyadékok és gázok és a többfázisú keverékek közül a kontinumszerű szuszpenzióáramlás esetén, az adott csőhosszra eső fajlagos nyomásvesztéseget a közeg reológiája alapján lehet számítani. A 3.1.3. fejezetben bemutattam Hanks reálpasztikus folyadékokra vonatkozó nyomásesés számítási metodikáját, amelynek egy iteratív megoldását dolgoztam ki (Faitli, 2011 és 2012a). Az iteratív számítási módszertant, azaz a 3.1.5. - 3.1.20. összefüggéseket a RHEOLOGY programban be is programoztam. Ezzel a hazai ipari gyakorlat számára fontos összes típusú finom szuszpenzió, azaz newtoni, Bingham pasztikus, hatványfüggvénnyel jellemezhető és reálpasztikus közegek áramlási ellenállása egyaránt számítható. A legbonyolultabb folyási modell a reálpasztikus, amely három folyási paramétert tartalmaz. Ez a folyási modell lefelé visszaegyszerűsíthető. Ha a reálpasztikus modellben pl. a hatványkitevő $n = 1$, akkor a modell visszaegyszerűsödik a Bingham folyásra, természetesen ekkor a K konzisztencia tényező helyett célszerű az η pasztikus viszkozitás megnevezés és jelölés. Ha a Bingham folyásban eltűnik a τ_0 nyugalmi határfeszültség, vissza jutottunk a newtoni folyadékokhoz és ekkor az η helyett μ -vel jelöljük és abszolút viszkozitásnak nevezzük a jellemző folyási paramétert. Adott, - még nem vizsgált - finom

szemcsés anyag hidraulikus szállításának a tervezéséhez az adott koncentrációjú szuszpenzió reológiai viselkedésének a típusát és paramétereit kell ismerni. Ezt a csőreométerben (3.1.1. fejezet) lehet megmérni, ez alapján az ipari csővezeték méretezhető. Durva monodiszperz szemcsék hidraulikus szállítása esetén a kialakuló diszkrételemszerű zagyáramlás nyomásvesztésére a módosított Durand és Condolios egyenletet (2.1.17) alkalmazhatjuk, azonban még nem vizsgált anyag esetén a K és n anyagjellemzőket félüzemi méréssel kell meghatározni. A K és n anyagjellemzőket a 3.1.2. fejezetben bemutatott hidraulikus kísérleti mérőállomáson lehet megmérni.

Az iparban előforduló szemcsés anyagok, - amelyeket csővezetékben szállítanak folyadékáramban - valójában mindig polidiszperzek, azaz szemcseméret-, szemcsealak- és szemcse-sűrűség-eloszlásról kell beszélnünk. A szállított szilárd anyag tartalmazhat finom és durva szemcséket egyaránt, felvetődik a kérdés, hogy ilyenkor hogyan viselkedik a diszperz rendszer. A PhD értekezésemben kidolgozott modell (Faitli, 1996) számos diszkrét szemcsefrakcióra bontotta a szilárd anyagot és a nyomásvesztést a szemcsefrakciók által külön - külön okozott veszteségek összegeként határozta meg, így kezelni tudta, akár a széles szemcseméret tartományt, ill. az eltérő, korábbi nevén „homogén-heterogén” keverékviselkedést is. Az időközben elvégzett vizsgálataim alapján alakult ki, az azóta már rutinszerűen alkalmazott „diszkrételemszerű durva szemcsék szállítása a hordozó kontinumszerű szuszpenzióáramlásban” modell, amelyet rövidítve nevezünk „durva szemcsék szállítása hordozó szuszpenzióáramlásban” modellnek. Ezt a modellt a kontinuitási elméletem támasztja alá, miszerint a diszperz rendszer a csőhöz képest alapvetően vagy diszkrételemszerűen, vagy kontinumszerűen viselkedhet, ezért az elsődlegesen fontos jellemző a szemcseméret. A szemcseméret meghatározó hatását követi az, hogy a keverékáramlási sebesség függvényében milyen áramkép (szimmetrikus koncentráció eloszlás, asszimmetrikus koncentráció eloszlás, csúszó ágy, álló ágy) alakul ki. Eszerint csak két frakcióra érdemes bontani a szilárd anyagot: finom és durva frakcióra. A határ szemcseméretet szisztematikus vizsgálatokkal kell meghatározni adott anyagra. Az anyagból közel monodiszperz szemcsefrakciókat kell készíteni szitálással, majd ezeket a csőreométerbe, ill. a hidraulikus szállítási mérőkörbe, különböző koncentrációban bekeverve a nyomásvesztés görbéket kell méréssel meghatározni. A nyomásvesztés görbék matematikai elemzése alapján, - a korábban bemutatottnak megfelelően - a keverékáramlási jelleg és így a határ szemcseméret meghatározható. A két legfontosabb anyagra, szénérőműi pernye-salakokra (160 μm) és homokra (50 μm) ezeket a vizsgálatokat elvégeztem. A modell szerint a határszemcse méreténél finomabb szemcsék a hordozó folyadékkal a csőáramlásban kontinumszerű szuszpenziót alkotnak és ez a kontinumszerű szuszpenzióáramlás, - nem pedig a folyadékáramlás - fogja a durva szemcséket diszkrételemszerű zagyáramlás formájában szállítani. A kontinumszerű szuszpenzióáramlás nyomásvesztésének a számításához a finom szuszpenzió sűrűségének, a folyási viselkedésének és az annak megfelelő reológiai paramétereknek az ismeretére van szükség, és nincs szükség a szemcsés anyag jellemzőire, mint pl. szemcseméret-eloszlás, hiszen a modell szerint ez egy egyfázisú folyadék. A diszkrételemszerű zagyáramlás nyomásvesztésének a számítására a módosított Durand és Condolios egyenletet használhatjuk. A durva szemcsék okozta mechanikai súrlódás jelentősen függ a szemcsék süllyedési sebességétől, a durva szemcsefrakció fizikai tulajdonságait

figyelembe kell venni. A durva szemcsefrakció jellemzésére az x_{D80} -as (a határ szemcseméretnél nagyobb durva frakció 80 %-a kisebb, mint x_{D80}) szemcsét választottam. A biztonság irányába mutató becslés érdekében választottam egy jellemző nagyobb nevezetes szemcseméretet, de csak annyira, ami még jól mérhető. A szemcsehalmozatot egy jellemző szemcsével jellemezni a számításban természetesen jelentős egyszerűsítés. Azonban, a módosított Durand és Condolios egyenletben szereplő n és K anyagi paramétereket a nagy hidraulikus körön elvégzett félüzemi mérésekkel határozzuk meg, amikor a függvényillesztést úgy végezzük el, hogy a szitálással meghatározott x_{D80} alapján számítjuk ki a süllyedési végsebességet és az ellenállás tényezőt (egy darab x_{D80} szemcse süllyed a kontinumszerű szuszpenzióban), vagyis a jellemző 80 %-os szemcsére kalibráljuk a modellt. Ez a modell így sokkal egyszerűbb és pontosan kalibrálható, szemben a nagyobb szemcsék sok frakcióra való bontásával. A „durva szemcsék szállítása hordozó szuszpenzióáramlásban” modellre az elmúlt 20 évben elvégzett vizsgálataim közül több is empirikus bizonyítékul szolgált (Faitli, 2000, 2011, 2012a). Példaként a 4.5.5a. ábrán a Mátrai Erőműből származó R4, míg a 4.5.5b. ábrán az R5 nevű receptúra szerint összekevert salak-pernye-víz 33,8 és 32,9 % térfogati szállítási koncentrációjú keverékek, 75 és 53 mm-es belső átmérőjű csövekben való áramlásának mért nyomásvesztés pontjai láthatók. A mért pontokat háromszög jelöli. A diagramban a fizikai és reológiai anyagvizsgálatok és a modell alapján számított görbéket is ábrázoltam. Az (1) jelű görbe a tiszta víz számított nyomásvesztés görbéje az adott csőben. Az anyagvizsgálatok eredményei (finom szuszpenzió koncentrációja, sűrűsége, reológiája) alapján számítottam ki a kontinumszerű szuszpenzióáramlás (2) nyomásvesztés görbét. A nagy hidraulikus mérőkörön empirikusan meghatározott n és K és a „durva szemcsék szállítása hordozó szuszpenzióáramlásban” modell segítségével adódott a mérésekre vonatkozó számított nyomásvesztés görbe (3). *Az empirikus bizonyítékot az jelenti, hogy nagy sebességek esetén a mért pontok nem a víz görbéjéhez tartanak, hanem egy olyan görbéhez, - a kontinumszerű szuszpenzióáramlás görbéjéhez - amelyet más eszközökön elvégzett külön mérések (szitálás, piknométeres sűrűségmérés, csőreométerben elvégzett mérések) eredményei alapján a modell szerint számítottam.* Később más szerzők is hasonló eredményre jutottak. Matousek (Matousek, 2003) és Wilson (Wilson és szerzőtársai, 2010) „near wall” vagy egyszerűen „lifting” modellje szerint a finom szemcsékre nem hat számottevő, a faltól eltaszító erő (lifting), míg nagy szemcsékre igen, amely már következménye az alaphipotézisnek, hogy a szemcse belefér-e a lamináris alaprétegbe, vagy nem.

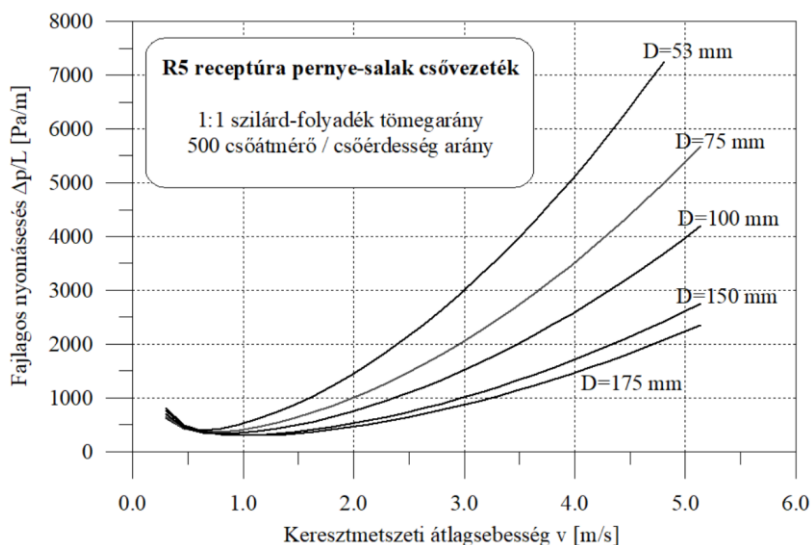
A modell alkalmazásának a bemutatására elvégeztem egy számítást, amelyhez a szükséges adatokat felvettem. A feladat legyen egy 1 : 1 tömegarányú homok-víz keverék, 100 mm átmérőjű és 100 m hosszú vízszintes csővezetékben megvalósuló hidraulikus szállítás nyomásesésének a kiszámítása. Tételizzük fel, hogy a vett mintán elvégeztük a fizikai anyagvizsgálatokat és megállapítottuk, hogy a homok szemcse-sűrűsége $\rho_s = 2600 \text{ kg/m}^3$ (piknométeres méréssel), 30 tömeg %-ban tartalmaz 50 μm -nél finomabb szemcséket és az ennél nagyobb durva frakció 80 %-os szemcsemérete $x_{D80} = 1,9 \text{ mm}$ (a kézi szitálással kapott empirikus eloszlás függvény alapján). A példában a finom szemcsék is 2600 kg/m^3 sűrűségű homok szemcsék. Iszapokra is alkalmazható a modell, természetesen a megfelelő

tulajdonságok figyelembevételével. A megadott tömeg koncentrációt számítsuk át térfogati koncentrációra. Az 1 : 1 tömegarány, 0,278 : 1 térfogataránynak felel meg, a szállítási térfogati koncentráció $C_T = 27,8 \%$. A „durva szemcsék szállítása hordozó szuszpenzióáramlásban” modell szerint két részre kell a szilárd anyagot bontani, a határ szemcseméretnél - ami homokra 50 μm - kisebb és nagyobb, finom - ill. durva frakcióra. Vegyünk 1 liter mennyiséget ebből a keverékből és - a megadott adatok alapján - adódik, hogy az 1 liter keverék megoszlása a következő: 0,722 liter víz, 0,0834 liter finom szemcsefrakció és 0,1946 liter durva szemcsefrakció. Ebből a kontinumszerű szuszpenzióáramlás szállítási térfogati koncentrációja $C_{TF} = 10,4 \%$, ami $C_{TD} = 19,46 \%$ szállítási térfogati koncentrációjú durva szilárd anyagot szállít. Ahhoz, hogy a tényleges számítást el tudjuk kezdeni, - az adott anyagokra - ismernünk kell egyrészt a finom szuszpenzió reológiáját, amit célszerű a csőreométerben, kb. 100 l mintán megmérni. Esetleg rotációs reométerben 50 ml mintán lehet előzetes méréseket végezni. Másrészt ismernünk kell az n és K durva keverékáramlási paramétereket, amelyeket a nagy hidraulikus mérőkörön lehet kb. 400 l mintán megmérni. Legyen a $C_{TF} = 10,4 \%$ koncentrációjú finom szuszpenzió newtoni reológiájú, és az abszolút viszkozitása $\mu_F = 26 \text{ mPas}$. K legyen 81, n pedig 3, ahogy homokokra Durand és Condolios eredetileg meghatározta. A szemcsesűrűség és a koncentráció alapján a finom szuszpenzió sűrűsége $\rho_F = 1166 \text{ kg/m}^3$. Válasszuk meg az áramlás zagysebességét. Konkrét méretezésnél ez alapvető fontosságú, mivel a durva keverékáramlás nyomásveszteség - görbe minimum pontjánál van az energetikai minimum, de egyúttal ez már veszélyesen kis sebesség a lerakódás szempontjából. A zagy sebessége legyen $v = 3 \text{ m/s}$, ami elég nagy, de például hidraulikus mederkotrásoknál még nagyobbat is alkalmaznak a nagyobb kapacitás miatt. A finom szuszpenzió newtoni folyási viselkedésű, ezért a klasszikus áramlástan alapján végezhetjük a számítást. A Reynolds szám $Re = 13453$, az áramlás turbulens, a Fanning csősúrlódási tényező $f = 0,0072$, amelyet a Colebrook egyenletből számítottam iterációval, $k = 0$, azaz sima falú cső behelyettesítéssel. Acél csövekben a homok lecsiszolja a csövet, a simafalú csőnek van a legnagyobb ipari jelentősége. A kontinumszerű szuszpenzióáramlás nyomásvesztesége a Darcy egyenletből: $\Delta p_F/L = 1,5 \text{ bar/100m}$. Ellenőrzés céljából elvégeztem ugyanezt a számítást a RHEOLOGY programmal a közölt Hanks módszer iterációs megoldásával is, $m = 1$ és $\tau_0 = 0$ behelyettesítésével azonos paraméterekre. A Hedström szám természetesen $He_B = 0$, mivel $\tau_0 = 0$, a lamináris – turbulens határ plasztikus Reynolds szám $(Re_{PL})_C = 2100$. Európában 2320 az elterjedt lamináris – turbulens átmeneti Reynolds szám newtoni folyadékokra, viszont az USA-ban ugyanez 2100. Az iterációval megkeresett turbulencia paraméter $R = 1152$, a Reynolds szám $Re_{PL} = 13453$, a Fanning csősúrlódási tényező $f = 0,0072$, azaz a Hanks módszer által kapott eredmények pontosan megegyeznek a newtoni folyadékokra vonatkozó számítás eredményeivel. Mielőtt a diszkrételemszerű zagyáramlás nyomásveszteségét kiszámítanánk meg kell határoznunk az x_{D80} szemcse közegellenállási tényezőjét. Az $x_{D80} = 1,9 \text{ mm}$ méretű és $\rho_S = 2600 \text{ kg/m}^3$ sűrűségű szemcse, $\mu_F = 26 \text{ mPas}$ viszkozitású és $\rho_F = 1166 \text{ kg/m}^3$ sűrűségű newtoni finom szuszpenzióban süllyed a gravitációs erőter hatására. A süllyedési végsebesség kiszámítása alapvető fontosságú a mechanikai eljárás technikában. A 4.2. fejezet alapján kiszámított szemcse körüli áramlást jellemző Reynolds szám $Re_x = 6,55$; azaz a szemcse körül a lamináris alaprétgen kívül az áramlás átmeneti lamináris – turbulens,

- ez a III. átmeneti tartomány - a süllyedési végsebesség $v_0 = 0,076$ m/s és az ellenállástényező $C_D = 5,18$. A teljes nyomásvesztéséget a módosított Durand és Condolios egyenlettel számíthatjuk: $\Delta p = 1,84$ bar/100m.

4.5.1. A MÁTRAJ ERŐMŰ PERNYE-SALAK SŰRŰZAGYOS CSŐSZÁLLÍTÁSI RENDSZERE

A kontinuitási elméletemre alapozott anyagvizsgálati, - csőreométerrel és hidraulikus kísérleti állomással - és a nyomásvesztés számítási módszereknek két megvalósult ipari alkalmazását mutatom be röviden. A szigorodó környezetvédelmi előírások miatt a Mátrai Erőmű 1997-ben szembesült azzal a problémával, hogy a korábbi un. hígzagyas csőszállítási technológiája nem volt a továbbiakban elfogadható, mert a zagyterőről a feleslegesen sok víz, szennyező anyagokat oldott ki a környezetbe. A földnedves szállítószalagos és a sűrűzagyas csővezetéki szállítás között kellett választani. A korábbiakban bemutatott vizsgálatok alapján a kontinuitási elméletem segítségével számítottam ki az R5 receptúra (4.5.3. táblázat és 4.5.4. ábra) szerinti 1 : 1 tömegarányú szilárd – folyadék keverék nyomásvesztés gőrbéit különféle csőátmérőjű csövekre. A 4.5.11. ábra mutatja a kiszámított nyomásvesztés görbesereget, amely alapján a kivitelező kiválasztotta a csővezetékét és a szivattyút és megépítette a technológiát.



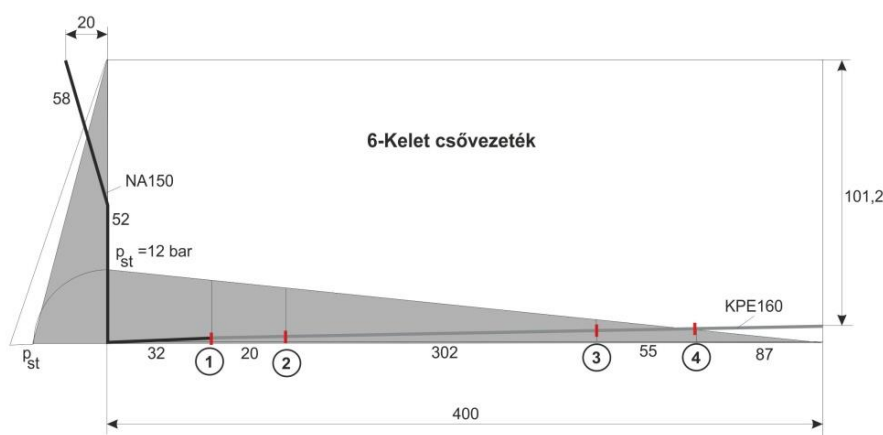
4.5.11. ábra. Az R5 pernye-salak receptúra nyomásvesztés görbeserege

A főbb anyagjellemzőket röviden összefoglalom. Szállítási térfogati koncentráció 35 térfogat %, a kontinuum viselkedésű hordozó szuszpenzió térfogati koncentrációja 21,7 %, szuszpenziós sűrűsége 1260 kg/m³, ami még newtoni folyadék, az abszolút viszkozitása 8 mPas.

A szállított diszkrételem viselkedésű durva salak szemcsék térfogati koncentrációja 13,3 %, a szemcsesűrűsége 2390 kg/m³ és 80 %-os szemcsemérete 1 mm. A nagy hidraulikus mérőkörön meghatározott módosított Durand és Condolios anyagjellemzők: $K = 80$ és $n = 3$. Ez a csővezeték a mai napig üzemel.

4.5.2. A MÁTRASZENTIMREI VOLT SZULFIDOS ÉRCBÁNYA HIDRAULIKUS TÖMEDÉKELŐ RENDSZERE

A felhagyott mátraszentimrei szulfidos ércbánya végleges bezárása érdekében a nyitott bányáüregek hidraulikus tömedékelése jelenleg is zajlik. A Miskolci Egyetem, Nyersanyagelőkészítési és Környezeti Eljárástechnikai Intézetének jelentős szerepe volt a pernye-mész-bányavíz alapú hidraulikus tömedékelő technológia kialakításában, megtervezésében (Faitli és szerzőtársai, 2012b). Az egyszerű gravitációs ejtőcsőként működő hidraulikus tömedékelő rendszer esetében, 2018-ban felmerült az a kérdés, hogy a lecsökkent geodetikus ejtőmagasság vajon szolgáltat-e elegendő energiát ahhoz, hogy a függőleges esést követően a többszáz méteres vízszintes csőszakaszon keresztül kifolyik-e a tömedékelő zagy, vagy esetleg a leülepedő szilárd anyag miatt a csővezeték eldugul? Egy másik érdekes kérdésre is kerestem a választ, hogy milyen a tömedékelőcső hossza mentén a statikus nyomás eloszlása. Ez az információ azért szükséges, hogy a cső és a csőkötések anyagát meg lehessen olyanra választani, amely ezt a terhelést elbírja. A kiépített hidraulikus tömedékelő technológia elsősorban a Mátrai Erőmű pernyezagy tározójából kitermelt nedves ligniterőmű pernyén alapul, vagyis a korábban bemutatott csővezeték kifolyásából származik a tömedékanyag. A számítást a kontinuitási elméletemre alapozott módszertan alapján végeztem el a RHEOLOGY szoftver segítségével, amelyben az anyagjellemzőkről a Faitli - Weisz (2020) cikk ad számot.



4.5.12. ábra. Statikus nyomáseloszlás a 6-Kelet csővezetékben

A 4.5.12. ábra mutatja a 6-Kelet csővezeték fő méreteit és a kiszámított statikus nyomáseloszlást. A 154 m egyenértékű csőhosszú NA150 függőleges, majd rövid vízszintes csőben 3,37 m/s zagysebesség alakul ki,

amelyen a nyomásesés 2,82 bar, míg az 559 m egyenértékű csőhosszú KPE160 vízszintes csővezetékben a 3,6 m/s sebességű zagyáramlás vesztesége 12,2 bar. A statikus nyomáseloszlás meghatározása nem volt egyből nyilvánvaló, mert válaszolni kellett arra a kérdésre, hogy: hogyan alakul a nyomáseloszlás a csőben „szabadon” eső zagyban. Amennyiben a cső végét elméletben lezárnánk és a teljesen betöltött pernye zagy nyugalomban lenne a csőben, akkor a teljes vízszintes csőszakaszon a hidrosztatikai, azaz 14,8 bar nyomás lenne a statikus nyomás. Ezt az állapotot nyilvánvalóan el kell kerülni, nem szabad a csövet lezárni, vagy dugulást létrehozni, mert ez a nagy nyomás tönkre teheti a csövet. Amennyiben a cső hirtelen záródna be, akkor „vízütés” következne be, ami még

nagyobb terhelést jelentene. Normál üzemű tömedékelés közben, amikor a zagy állandó sebességgel áramlik a csőben, akkor a betöltési pontban és a csökifolyásnál egyaránt atmoszférikus nyomásnak kell lennie. A függőleges csőben „szabadon” eső zagy valójában nem esik szabadon, mivel az áramló zagy áramlási nyomásvesztése (falsúrlódás) ez esetben megtartani igyekszik a zagyoszlopot, így a statikus nyomás az aknaton 14,8 - 2,8 = 12 bar értékre várható. A vízszintes csövön a statikus nyomáeloszlás pedig, az áramlási súrlódási nyomásvesztés miatt a 4.5.12. ábra szerint alakul. A kontinuitási elmélet alapján kiszámított zagy keresztmetszeti átlagsebesség értékek megfelelő biztonsággal nagyobbra adódtak, mint a lerakódási határsebesség. Ezek alapján megállapítottam, hogy nem lesz segédzivattyúra szükség a gravitációs tömedékeléshez a lecsökkent kb. 100 m geodetikus mélység esetében sem. Ezt követően 2019. június 19-én sor került az első tömedékelésre a legfelső szintre; a bekevert 68 m³ zagy pedig rendben lefolyt a csővezetékben.

4.6. Hulladéklerakók hógazdálkodásának a megalapozása

A hulladéklerakók hógazdálkodásának a megalapozása tématerületen kitűzött tudományos célok megvalósítása érdekében elsőként az igen heterogén durva diszperz rendszer, a kommunális szilárdhulladékok mechanikai eljárás-technikai anyagjellemzését kellett kidolgozni. Erre azért van elsősorban szükség, mert azt tűztem ki célként, hogy az izotróp anyagokban megvalósuló konduktív hővezetés jól ismert differenciálegyenletét (2.2.1. egyenlet) numerikusan megoldom egy függőleges és egy vízszintes elrendezésű hőkútra. A szakirodalom kutatása során nem találtam olyan publikációt, amely hulladékokra alkalmazta volna ezt az egyenletet. Más esetekre, mint pl. vízkutakra, vagy kőzetekre elterjedten alkalmazzák. A fizikai és hőtani anyagjellemzők mérésére építettem meg a 3.1.9. fejezetben bemutatott terepi és laboratóriumi méretű hővezetésmérő berendezéseket. Az eddig legtöbb hivatkozást kapott cikkem (Faitli és munkatársai, 2015c) a nagy berendezéssel a gyáli hulladéklerakón elvégzett anyagvizsgálatok eredményéről ad számot. Ezeket a mérési eredményeket nem közlöm újra csak az ebből általánosított tudományos eredményeket. Az ömlesztett (B) kommunális szilárdhulladék valójában háromfázisú rendszer, azaz szilárd (s), folyadék (l) és gáz (g) halmazállapotú anyagrészek keveréke. A szilárd fázis önmagában igen sokféle anyagot tartalmaz, azonban az eredő hőtani viselkedés jellemzésének a szempontjából elegendő a szilárd fázis átlagos anyagsűrűségét (ρ_s), hővezetési tényezőjét (λ_s) és fajhőjét (C_{ms}) meghatározni. A szilárd és folyadék részecskék között nyilvánvalóan gáz halmazállapotú anyagok is vannak a kommunális hulladékban, amely elsősorban levegőből és vízgőzből áll. Ezt a következőkben leírt modell esetében leegyszerűsíttem, a gáz fázist az adott hőmérsékletű és nyomású levegő ismert fizikai mennyiségeivel jellemzem. A három fázis térfogathányadainak az összegének nyilvánvalóan 1-et kell adnia, így a kommunális hulladék halmazsűrűsége is felírható (4.6.1. egyenlet).

$$\varepsilon_s + \varepsilon_l + \varepsilon_g = 1 \quad \rho_B = \varepsilon_s \cdot \rho_s + \varepsilon_l \cdot \rho_l + \varepsilon_g \cdot \rho_g \quad (4.6.1)$$

A 3.1.9. fejezetben bemutatott terepi hővezetésmérő berendezéssel a minta tömege (m_B) és térfogata (V_B) mérhető, a tömegre vonatkoztatott nedvességtartalmat (n_m) pedig külön

eszközzel (105 °C-on való szárítással vagy mikrohullámú műszerrel) lehet meghatározni. A halmazsűrűség és a szárazanyag (szilárd-gáz együtt) tömege és térfogata a következőképp számítható (4.6.2. egyenlet).

$$\rho_B = \frac{m_B}{V_B} \quad m_{sg} = m_B \cdot (1 - n_m) \quad V_{sg} = V_B - \frac{m_B \cdot n_m}{\rho_l} \quad (4.6.2)$$

Ezt követően a folyadék fázis térfogathányada és a szárazanyag sűrűsége számítható (4.6.3. egyenlet).

$$\varepsilon_l = \frac{m_B \cdot n_m}{\rho_l \cdot V_B} \quad \rho_{sg} = \frac{m_{sg}}{V_{sg}} \quad (4.6.3)$$

A hővezetésmérő berendezéssel adott minta eredő hővezetési tényezője megmérhető, azonban az eredmények általánosításához és validálásához szükséges, hogy mindhárom fázis mennyiségét és hőtani jellemzőit legalább meg tudjuk becsülni. A következő becslési módszertant a kommunális hulladékok hatályos mintavételezési szabványaira alapoztam. Mint témavezető vettem részt 2005-ben az MSZ 21420/28 és 29 szabványok kidolgozásában és validálásában, amelyet követően számos országos hulladékösszetételi kampányt irányítottam. Az eddigi legnagyobb országos elemzést 2017/18-ban végeztük el, amely publikus eredményeiről a Faitli és Romenda (2019b) cikk ad számot. A termikus jellemzők általánosítási módszertanának lényege az, hogy a vizsgált hulladék száraz összetételét a szabvány szerinti 13 anyagkategóriára a szabványos módszerrel megmérjük, majd minden egyes anyagkategória esetében az anyagok sűrűségét, hővezetési tényezőjét és fajhőjét a szakirodalomban ismert adatokkal becsüljük. A szilárd fázis eredő sűrűségét, hővezetési tényezőjét és fajhőjét az ismert tömegösszetétel alapján már egyszerűen számíthatjuk. A levegő és a víz jellemzőit szintén a szakirodalom alapján becsülhetjük. A Gyálon elvégzett hővezetés és hulladékanalízis mérések eredményeit a Faitli és munkatársai (2015c) cikk tartalmazza. A szilárd és gáz fázisok sűrűségének az ismeretében a szilárd fázis térfogati koncentrációja a teljes mintában, majd a szilárd és gáz fázisok térfogathányada már számítható.

$$C_s = \frac{\rho_{sg} - \rho_g}{\rho_s - \rho_g} \quad \varepsilon_s = \frac{C_s \cdot V_{sg}}{V_B} \quad \varepsilon_g = \frac{(1 - C_s) \cdot V_{sg}}{V_B} \quad (4.6.4)$$

A 4.6.1. - 4.6.4. egyenletek, a szabványos összetételi vizsgálat és ismert anyagjellemzők segítségével egy adott mintában kiszámítható mindhárom fázis teljes mennyisége és hőtani jellemzői. A következő kérdés az, hogy a diszperz rendszer eredő hőtani jellemzőit hogyan lehet meghatározni, illetve hogyan lehet a mért adatokat validálni? Az egyértelmű, hogy a diszperzítás állapot alapvetően meghatározza az eredő hővezetési tényezőt. Amennyiben egy mintában rögzítjük a három fázis mennyiségét és csak a diszperzítás állapotot és az elrendezést változtatjuk, elméletileg végtelen sok variáció lehetséges, azonban van két olyan elméleti hővezetési szélsőérték, amelyek közé esik bármelyik másik diszperzítás állapot és elrendezés. Tételezzük fel, hogy a szilárd fázis összes szemcséjét, a folyadék fázis összes cseppjét és a gáz fázis összes buborékát egy-egy tömbben összesítjük, így a hővezetés

irányára vonatkoztatva ezeket vagy sorba, vagy párhuzamba rendezhetjük. A hőáramlás irányát az határozza meg, hogy melyik a meleg oldal. Soros elrendezés esetében a hőnek egymás után át kell haladnia a fázisokon, ezért a hőáram konstans, így felírható ennek az állapotnak az eredő hővezetési tényezője (4.6.5. egyenlet):

$$\dot{Q} = \frac{1}{\sum \frac{L_i}{\lambda_i}} \cdot A \cdot \Delta T \quad \lambda = \frac{\lambda_s \cdot \lambda_l \cdot \lambda_g}{\varepsilon_s \cdot \lambda_l \cdot \lambda_g + \varepsilon_l \cdot \lambda_s \cdot \lambda_g + \varepsilon_g \cdot \lambda_s \cdot \lambda_l} \quad (4.6.5)$$

Adott anyagmennyiségeknél az eredő hővezetési tényező az elméleti soros elrendezés esetében a legkisebb, mivel a hőnek a legrosszabbul vezető gáz fázison is teljes keresztmetszetben kell áthaladnia. A másik elméleti szélső eset a párhuzamos elrendezés, amikor a hőáram három részre oszlik, és egy-egy részáram áramlik keresztül teljes hosszban a fázisokon. Ebből következik, hogy a rész hőáramok összege kiadja a teljes hőáramot, így ennek az esetnek is felírható az eredő hővezetési tényezője (4.6.6. egyenlet).

$$\dot{Q} = \dot{Q}_s + \dot{Q}_l + \dot{Q}_g = \frac{\lambda_s}{L} \cdot A \cdot \varepsilon_s \cdot \Delta T + \frac{\lambda_l}{L} \cdot A \cdot \varepsilon_l \cdot \Delta T + \frac{\lambda_g}{L} \cdot A \cdot \varepsilon_g \cdot \Delta T$$

$$\lambda = \lambda_s \cdot \varepsilon_s + \lambda_l \cdot \varepsilon_l + \lambda_g \cdot \varepsilon_g \quad (4.6.6)$$

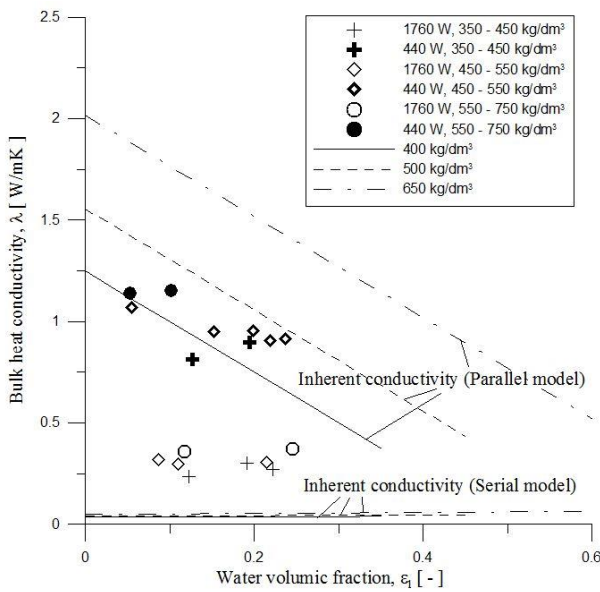
Adott anyagmennyiségeknél az eredő hővezetési tényező az elméleti párhuzamos elrendezés esetében a legnagyobb, mert a jól vezető szilárd fázisban teljes hosszban áramolhat a hő. Amennyiben egy adott minta esetében mindhárom fázis mennyiségét és hőtani jellemzőit ismerjük, akkor az eredő fajhőt ki tudjuk számítani a 4.6.7. összefüggéssel.

$$C_m = \frac{\varepsilon_l \cdot \rho_l \cdot C_{ml} + \varepsilon_s \cdot \rho_s \cdot C_{ms} + \varepsilon_g \cdot \rho_g \cdot C_{mg}}{\varepsilon_l \cdot \rho_l + \varepsilon_s \cdot \rho_s + \varepsilon_g \cdot \rho_g} \quad (4.6.7)$$

A szakirodalomban számos olyan tanulmány található, amely talajok eredő hővezetési tényezőjét vizsgálja (Marschall és Holmes, 1979). A talajok is háromfázisú diszperz rendszerek, amelyekben alapvető fontosságú a víztelítettség, ezért a halmazsűrűség (ρ_B) és a folyadék fázis térfogathányada (ε_l - szaturáció) függvényében ábrázolják a talaj eredő hőtani jellemzőit. Adott halmazsűrűség és folyadéktelítettség esetében a szilárd és gáz fázisok térfogathányadát a 4.6.8. összefüggésekkel számíthatjuk ki:

$$\varepsilon_s = \frac{\rho_B - \rho_g + \varepsilon_l (\rho_g - \rho_l)}{\rho_s - \rho_g} \quad \varepsilon_g = 1 - \varepsilon_l - \varepsilon_s \quad (4.6.8)$$

A szilárd részek közötti térrészeket folyadék és gáz töltheti ki mind a talajokban és a hulladékokban egyaránt. Az un. szaturációs határnál, amely $\varepsilon_l = \rho_B / \rho_l$ határértéknél következik be, a teljes gáz fázist kiszorítja a folyadék, e felett a diszperz rendszer folyadékkal telített, valójában már csak szilárd-folyadék kétfázisú rendszer. A különféle korú, korábban lerakott, vegyesen gyűjtött, gyáli kommunális szilárdhulladékok, mért eredő hővezetési tényezőit mutatja a 4.6.1. ábra.



4.6.1. ábra. Gyáli VTSZH minták eredő hővezetési tényezője

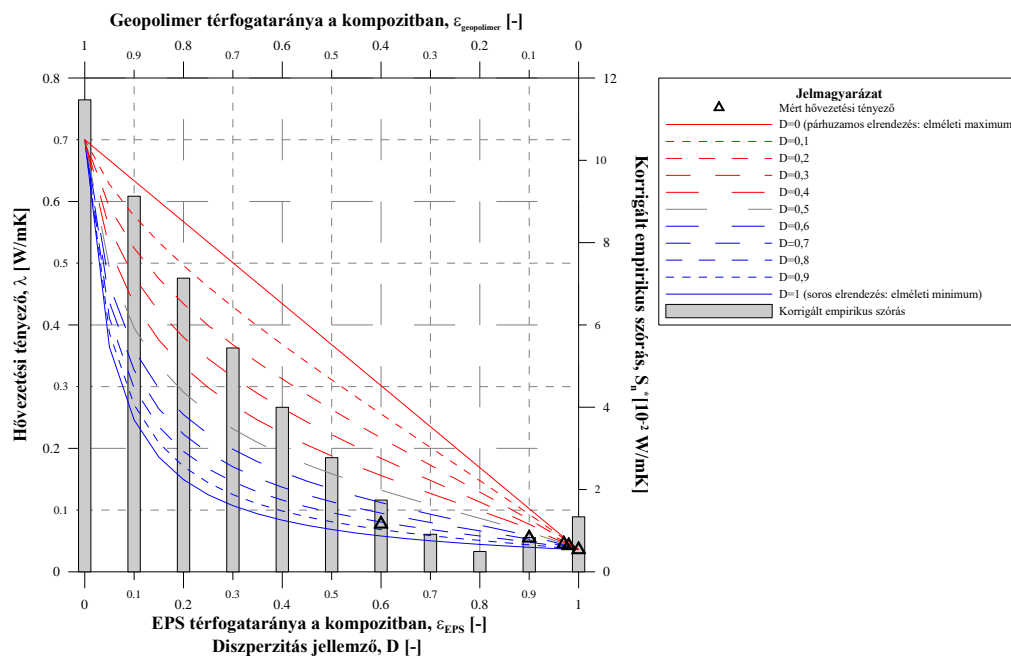
A 4.6.1. ábrán, - három halmazsűrűség értékhez - az elméleti soros és párhuzamos elrendezés hővezetés egyenesei is láthatók a határ víztelítettségig. A mérések során a tömörített hulladék halmazsűrűségét mértük, amelyek az ábrán látható halmazsűrűség határok közé estek. Az 1760 W fűtő teljesítménnyel elvégzett mérések esetén a hőmérséklet 100 °C felé emelkedett, ezért ezeket a pontokat nem vettem figyelembe. Megállapítottam azt, hogy a gyáli lerakott VTSZH jellemző hővezetési tényezője 0,8 – 1,15 W/mK. Ezt validált eredménynek tekintem, mivel a 4.6.1. ábrán látható számított elméleti szélső értékek közé estek a mért pontok.

A Miskolci Egyetem, Nyersanyagelőkészítési és Környezeti Eljárástechnikai Intézetében intenzív kutatómunka folyik - különféle építészeti felhasználású - hőszigetelő anyagok előállítására, hulladék és maradvány anyagok felhasználásával. A levegő konduktív hővezetési tényezője kicsi, mivel a gázmolekulák távol helyezkednek el egymástól, így a kinetikai energiacsere a molekulák között is jellemzően kicsi. Ezért a kutatások egyik célja olyan szilárd-gáz kétfázisú diszperz rendszerek (habok) előállítása, amelyben a gázbuborékok olyan diszperzitásállapotúak, hogy nem alakul ki konvektív hőszállítás és kicsi az eredő hővezetési tényező. A kicsi pórusban a levegő nem jön áramlásba a hő hatására. Ezekben a kutatásokban gyakran alkalmazzák a 3.1.9. fejezetben bemutatott laboratóriumi méretű hővezetésmérő berendezésemet. A korábbiakban már említettem, hogy a diszperz rendszer állapota alapvetően meghatározza az eredő hővezetési tényezőt. A háromfázisú rendszer annyira bonyolult, hogy meg sem próbáltam a diszperzitás állapotot számszerűen jellemezni, hanem egyszerűen csak megmértem adott minta eredő hővezetési tényezőjét. Ezzel szemben kétfázisú esetre - egy úgynevezett D diszperzitás állandó bevezetésével - sikerült egy univerzális összefüggést felírnom. A 4.6.5. és 4.6.6. egyenletekhez hasonlóan felírtam kétfázisú esetre az elméleti soros és párhuzamos elrendezés eredő hővezetési tényezőjének az egyenleteit. Ezt követően a két egyenletet egy egyenletben úgy kombináltam össze, hogy $D = 1$ esetén a soros, és $D = 0$ esetén a párhuzamos elrendezéshez tartozó eredő hővezetési tényező képletet kapjuk vissza. Kétfázisú (pl. szilárd-gáz) diszperz rendszer eredő hővezetési tényező képlete (4.6.9. egyenlet):

$$\lambda = \lambda_s \cdot \left\{ \frac{K}{[K \cdot \epsilon_s + (1 - \epsilon_s)] \cdot [\epsilon_s + (1 - \epsilon_s) \cdot K]} \right\}^D \cdot [\epsilon_s + (1 - \epsilon_s) \cdot K] \quad \text{ahol} \quad K = \frac{\lambda_g}{\lambda_s} \quad (4.6.9)$$

A 4.6.9. összefüggés validálására Magyar Tamás és Szabó Roland végzett kutatómunkát, amelyet témavezettem (Magyar, Szabó, Faitli; 2017). Pernye alapú geopolimer és EPS

(expandált polisztirol) szilárd-szilárd diszperz rendszereket készítettek, amikor azonos diszperzitásállapotú nyersanyagokból különféle koncentrációjú keverékeket állítottak elő. A 4.6.2. ábra a mért és a 4.6.9. egyenlettel különféle D értékekhez számított eredő hővezetési tényező értékeit mutatja.

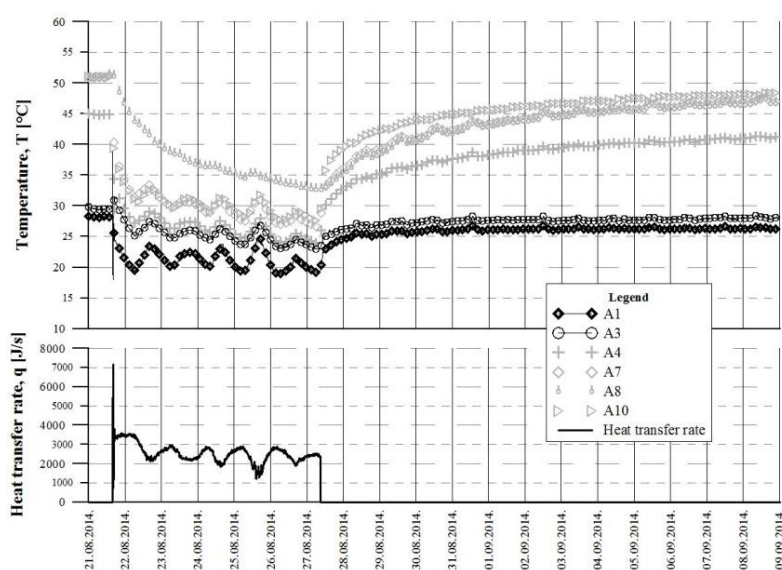


4.6.2. ábra. Geopolimer – EPS szilárd-szilárd diszperziók mért és elméleti hővezetési tényező értékei (Magyar, Szabó, Faitli; 2017)

A 4.6.2. ábrán látható, hogy a tiszta geopolimer hővezetési tényezője 0,7 W/mK, míg az EPS-é 0,036 W/mK. A piros vonal jelöli a $D = 0$, azaz elméleti párhuzamos elrendezéshez, míg a kék vonal a $D = 1$ -hez tartozó elméleti soros elrendezés eredő hővezetési tényező értékeit a két fázis arányának a függvényében. Látható, hogy az azonos szemcseméret-eloszlású geopolimerből és EPS-ből összekevert diszperziók eredő hővezetési tényező pontjai mind a $D = 0,8$ görbére estek. Ezt a statisztikai elemzés is bizonyítja, mert itt volt a számított korrigált empirikus szórás a legkisebb. A 4.6.9. új egyenlet alkalmazásának az előnye az, hogy elegendő volt a kiindulási anyagok néhány keverékének az eredő hővezetési tényezőjét megmérni, ezt követően tetszőleges koncentrációhoz számítható a hővezetési tényező, nem kell új méréseket végezni.

A DepóniaHő projekt konzorciuma (.A.S.A. Magyarország Kft., Budapesti Gazdaságtudományi és Műszaki Egyetem (BME), MTA TAKI Talajtani kutatóintézet és Miskolci Egyetem) félüzemi méretű függőleges és vízszintes elrendezésű hőkinyerő és hőhasznosító technológiát épített a gyáli települési szilárdhulladék lerakóba, amellyel számos félüzemi méretű kísérletet végeztek el (Faitli és munkatársai, 2015b, 2015c, 2016b, 2016c, 2017a). Ezeket a kísérleteket, mint a Miskolci Egyetem témavezetője irányítottam. A következőkben egy-egy kiragadott függőleges és vízszintes elrendezésű hőkúttal elvégzett kísérlet eredményét ismertetem röviden, amely nem önálló saját eredmény, de szükséges a kiértékelés megértéséhez. Azt követően ismertetem a konduktív hővezetés

differenciálegyenletének ismert elméleti megoldásaira alapozott saját iteratív numerikus megoldásaimat mindkét hőkút geometriára. A numerikus megoldásokat a mért adatokkal kalibráltam és validáltam. Elsőként a 3.1.27. ábrán láthatók a függőleges hőkutakkal elvégzett T3 jelű kísérlet eredményei, amelyet 2014.08.21. és 2014.09.09. között végeztünk el. A kísérlet első 6 napja során a hőcserélő csővezetékben állandó $3 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$ víz térfogatáramot állítottunk be. Az A, B, C és D jelű függőleges hőkutak az un. Tichelmann (Usemann, 1993) elrendezés szerint párhuzamosan voltak kapcsolva ezért azt feltételeztük, hogy a gerincvezeték vízárama négy egyforma részáramra oszlott a négy hőkútban. A 6 napos hőelvonást követően a víz keringtetését leállítottuk és 13 napig még mértük a hőkutakban a hőmérsékletet. A 4.6.3. ábra a 3.1.27. ábrán látható jelölések szerinti hőmérsékletérzékelők mért értékeit mutatja.



4.6.3. ábra. A T3 jelű mérés (függőleges hőkút) eredményei

A 4.6.3. ábrán jól látható, hogy a hőelvonás következtében a lerakott hulladékban hiperbolikusan csökkent a hőmérséklet, majd annak megszűnését követően exponenciálisan vissza-melegedett a kiindulási értékekhez közeli értékekre. A keringtetett víz ismert fajhőjének és sűrűségének, a térfogatáramának és a be- és kilépő hőmérsékletének az ismeretében a kinyert hőáram számítható, amit szintén mutat a 4.6.3. ábra.

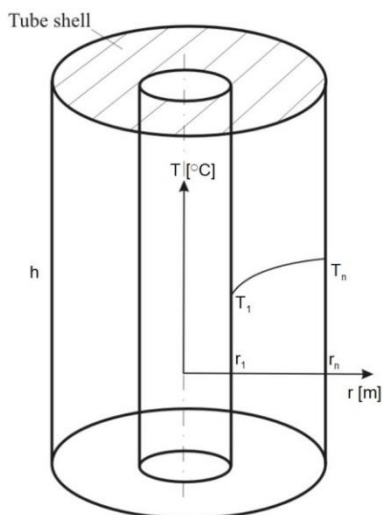
A hőelvonási fázisban egy hőkútból átlagosan $q = 961 \text{ J/s}$ hőárammal összesen $0,52 \text{ GJ}$ hőt vontunk el 9085 perc (~6 nap) alatt. A 4.6.3. ábrán látható, hogy a hőkút magasabban fekvő részébe épített hőmérséklet szenzorok mutatják a napi hőingást, míg a mélyebben fekvők esetében ez már nem látszik. A T3 jelű kísérlet eredményeinek a kiértékelése során még figyelembe vettem az A és B jelű hőkutaktól egyaránt 4 m távolságra beépített - III/2 jelű - hőmérséklet és depóniagáz monitoring kút (3.1.10. fejezet) mért hőmérséklet adatait, mivel a hőelvonás hatása jól nyomon követhető volt a hőtermelő kutak környezetében. A T3 jelű kísérlet fő műszaki jellemzőinek az átlagos értékeit mutatja a 4.6.1 táblázat. A hővezetési tényezőt a lerakóra jellemző tömörített VTSZH kb. 1000 kg/m^3 -es halmazsűrűsége alapján $1,4 \text{ W/mK}$ -re vettem fel.

4.6.1. táblázat. A T3 jelű kísérlet fő műszaki jellemzőinek az átlagos értékei

A mag hőmérséklete T_1 [°C]	“Native” hőmérséklet T_n [°C]	Az elvont hőáram q [J/s]	Hővezetési tényező λ [W/mK]
34	50	961	1.4

A szakirodalomban ismert a konduktív hővezetés differenciálegyenletének a megoldása hengeres geometriára, amelyet „csőhéj” modellnek neveznek. A függőleges elrendezésű hőkútra (4.6.4. ábra) alkalmazható a 2.2.1. egyenlet egyszerűsített alakja a 4.6.10. Fourier differenciálegyenlet (Cengel és Boles, 2002; Faghri és munkatársai, 2010).

$$q = \frac{dE}{dt} = -\lambda \cdot A \cdot \frac{dT}{dr} \quad (4.6.10)$$



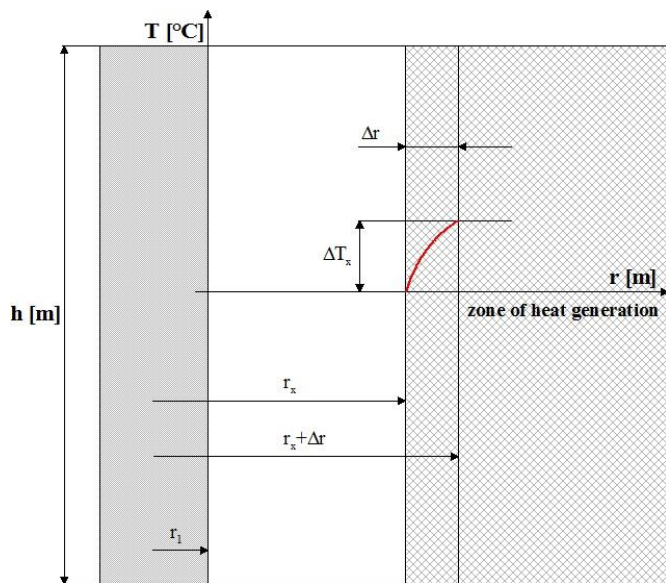
4.6.4. ábra. A hőfejlődés nélküli csőhéj modell

A vizsgált esetben a hőkút magja az a 0,8 m átmérőjű 16 m mély furat, amelybe a hőcserélő csővezetékét fektettük. A mag felületének a sugara r_1 , és hőmérséklete T_1 , amelyet több mélységben is mértünk. Ezen kívül helyezkedik el a csőhéj, amelyben E hőenergia áramlik keresztül adott r sugarú hengeres paláston. Kitüntetett szerepe van annak a sugárnak, amelytől kezdődően a hőmérséklet már nem változik a hőkúttal elvont hő hatására. Nevezzük ezt a kitüntetett helyet „native” sugárnak. A „native” sugár valójában a hőkút hatókörzetét jelöli ki, amennyiben ezt meg tudjuk határozni, akkor választ adunk az egyik kitűzött tudományos kérdésre. A 4.6.10. Fourier differenciálegyenlet ismert megoldása a 4.6.11. egyenlet.

$$q = \frac{2 \cdot \pi \cdot \lambda \cdot h}{\ln \frac{r_n}{r_1}} \cdot (T_n - T_1) \quad (4.6.11)$$

A 4.6.11. egyenlet szerinti logaritmikus hőmérsékleteloszlás látható 4.6.4. ábrán. Ez a modell elterjedten alkalmazott függőleges, hengeres elrendezésű vízkutak nyomáeloszlásának a leírására. Azonban, ez a modell nyilvánvalóan nem alkalmas a vizsgált jelenség leírására, mivel nem veszi figyelembe a hulladék biokémiai lebomlása miatt keletkező hőt. A konduktív hővezetés differenciálegyenletében (2.2.1. egyenlet) szerepel a p [W/m^3] hőfejlődés paraméter. A kitűzött feladatot nem a 2.2.1. differenciálegyenlet, - p -t figyelembe vevő - elméleti megoldása útján oldottam meg elemi mennyiségekre, hanem a 4.6.11. egyenlet felhasználásával a következő iteratív numerikus megoldást dolgoztam ki diszkrét kicsiny mennyiségekre (4.6.5. ábra). A továbbiakban nevezzük p -t a „lebomlás fajlagos hőteljesítménye” paraméternek, amit az indokol, hogy ez a teljesítmény az a munkavégző potenciál, ami hőt fejleszt a kommunális szilárdhulladékok esetében. A fajlagos szó arra utal, hogy egységnyi térfogatú hulladéknak ennyi a hőtermelő potenciálja. A csőhéj belsejében egy adott sugár: r_x . A lebomlás fajlagos hőteljesítménye ismeretében az $r_x - r_n$ gyűrű és a h magasság által meghatározott hengerben (csőhéjban) keletkező hő (q_x) egyszerűen felírható (4.6.12. egyenlet).

$$p \cdot (r_n^2 - r_x^2) \cdot \pi \cdot h = q_x \quad (4.6.12)$$



4.6.5. ábra. A hőfejlődést figyelembe vevő csőháj modell

Ezt követően ez a hő áramlik keresztül az r_x által meghatározott hengerpaláston. Ez a gondolatmenet alkalmazható az $r_x-r_{x+\Delta r}$ tetszőlegesen kicsi szélességű (Δr) csőhájra is, és a hőmérsékletváltozás is felírható ebben a csőhájban (4.6.13. és 4.6.14. egyenletek).

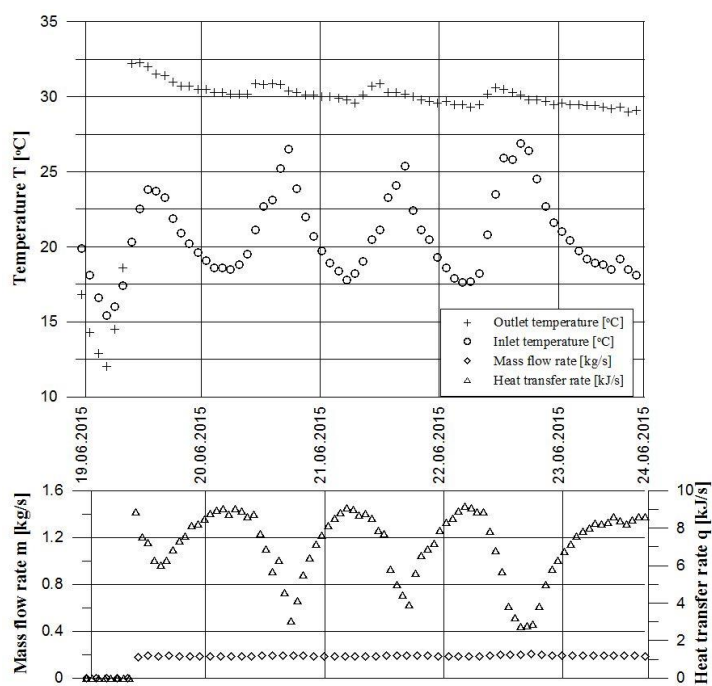
$$q_x = \frac{2 \cdot \pi \cdot \lambda}{\ln\left(\frac{r_{x+\Delta r}}{r_x}\right)} \cdot \Delta T_x \cdot h \quad (4.6.13)$$

$$\Delta T_x = \frac{q_x \cdot \ln\left(\frac{r_{x+\Delta r}}{r_x}\right)}{2 \cdot \pi \cdot \lambda \cdot h} \quad (4.6.14)$$

Az eddig felírt összefüggések a függőleges mentén állandó hőmérsékletre vonatkoznak. A valódi esetben nyilvánvalóan változik a hőmérséklet a függőleges mentén, ez a függőleges hőkút kialakításából is következik, mivel a felső 6 m-es szakaszon hőszigetelő faaprítékkal, az alsó 10 m-es szakaszon pedig jobb hővezető betonnal töltöttük ki a furatot. A 4.6.3. ábrán is jól látható a hőmérséklet függőleges menti változása. A megoldás érdekében azonban leegyszerűsítettem a modellt, ami nem képes a hőmérséklet függőleges menti változását leírni, azt konstansnak tekintem. A validálás érdekében a 4.6.1. táblázatban látható átlagos maghőmérsékletet (T_1) a betonnal töltött szakaszon elhelyezett hőmérsékletérzékelők átlagaként határoztam meg. A 4.6.13. és 4.6.14. egyenletek numerikus megoldására egy excel programot írtam, amikor az r_1-r_n távolságot 10 egyenlő részre osztottam. Az iteráció során - a mérnöki tervezés szempontjából legfontosabb két paramétert, - p -t és r_n -t változtattam szisztematikusan. A kinyerhető hő nagyságrendjére p (a biokémiai lebomlás fajlagos teljesítménye), míg a hőkutak telepítési sűrűségére az r_n - „native” sugár ad információt. Egy adott iterációs lépésben kiszámítottam a „native” sugáron lévő hulladék számított hőmérsékletét (T_{nc}) és a hőkúttal kinyert számított hőáramot (q_c). Az iterációt mindaddig folytattam, míg ezek az értékek az iterációs pontosságon belül megközelítették a mért átlagos értékeket: $T_n = 50$ °C és $q = 961$ J/s. Az iteráció $p = 0,53$ W/m³ és $r_n=6$ m értékeknél konvergált. Ez azt jelenti, hogy a hőkinyerés során egy 12 m átmérőjű és 16 m magasságú hulladéktestből vontuk el a keletkező hőt, amely minden egyes köbméterében a biokémiai lebomlás 0,53 W teljesítménnyel termelt hőt a hőelvétele során. Ezt az eredményt visszaellenőrizhetjük! A meghatározott hulladéktest térfogata 1809 m³, amiben a 0,53 W/m³ fajlagos teljesítményű lebomlás 9085 perc alatt összesen 0,54 GJ hőt termel. Ez az érték pedig két század eltéréssel megegyezik a keringtetett víz adatai alapján kiintegrált mért elvont hő értékkel (0,52 GJ). Ez a modell alkalmas a hőkút üzemeltetési kérdéseinek a megválaszolására, mert összefüggést jelent a hőkinyerés intenzitása (keringtetett víz térfogatárama), a kinyert hő és a kút hatókörzete között. Arra azonban nem ad választ, hogy a

hőkinyerés meddig folytatható. A T3 kísérletben a 6 napig tartó hőelvonást 13 nap regeneráció követte, ami után a hőmérsékletek újra megközelítették az eredeti értékeket. Amennyiben a T3 kísérlet során kinyert hőt a teljes 19 napra, - nevezzük úgy, hogy ciklusidőre - vetítjük akkor az átlagos hőkinyerés $0,18 \text{ W/m}^3$ volt. A 2.2.1. és 2.2.2. ábrák néhány kommunális szilárdhulladék lerakó hosszútávú hőmérséklet adatait mutatják, amely szerint adott lerakókban akár több évtizedig is eltarthat a biokémiai lebomlás. A gyáli hulladéklerakó III. ütemében deponált kb. 6 - 8 éves hulladék mért hőtermelő potenciálja a vizsgálat idején $0,18 \text{ W/m}^3$ volt, amely kisebb, mint a geotermiában alsó minimumként általánosan elfogadott $0,5 \text{ W/m}^3$ érték.

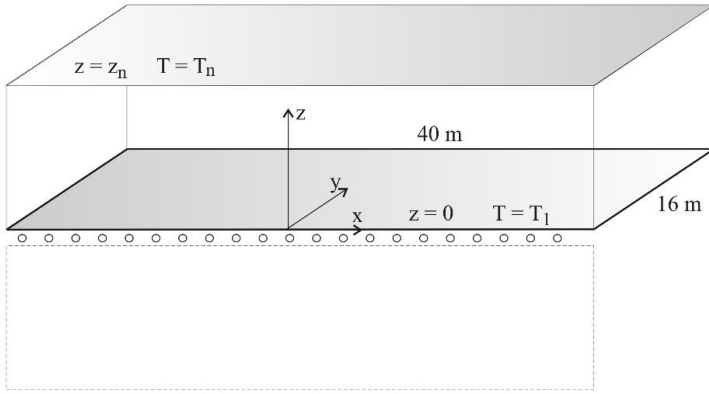
A 3.1.25. és 3.1.26. ábrákon bemutatott vízszintes elrendezésű hőkúton 2015.06.19 – 2015.06.23. között végeztük el a T5 jelű félüzemi méretű hőkinyerési kísérletet. A kísérlet során, az ábrákon látható un. „piskóta” elrendezésű hőkútból nyertük ki a hőt, amelyet a csurgalékvíz medencébe vezettünk. A kísérlet teljes időtartama alatt (5 nap), állandó $0,1736 \text{ kg/s}$ értéken tartottuk a keringtetett víz tömegáramát. A T5 kísérlet idejében a vízszintes csőrendszer alatt kb. 12 m betöltött magasságban 2-4 évvel korábban lerakott, míg felette kb. 8 m betöltött magasságban kb. 1 évvel korábban lerakott VTSZH helyezkedett el.



4.6.6. ábra. A T5 jelű mérés (vízszintes hőkút) eredményei

A hőkútra belépő víz átlagos hőmérséklete	20.7°C
A hőkútról visszatérő víz átlagos hőmérséklete	28.9°C
Átlagos hőmérséklet különbség	8.2°C
A kinyert hőáram átlagos értéke	6.58 kJ/s
Teljes üzemidő	407,700 s
A „piskóta” elrendezésű vízszintes hőkút teljes felülete	640 m ²
A teljes kinyert hő	2.7 GJ

A 4.6.6. ábra mutatja a T5 kísérlet során mért átlagos fő üzemjellemzőket, ill. a belépő és visszatérő víz hőmérsékleti adatait, tömegáramát és a kinyert hő áramát az idő függvényében. Az ábra szerint a belépő vízhőmérséklet követte a napi hőingást, ami érthető mivel a csurgalékvíz medencéről előremenő hosszú csőszakaszt a lerakó lejtőjébe ásva vezettük el. A felmelegedett visszatérő víz hőmérséklete csak kis mértékben ingadozik és enyhén csökkenő tendenciájú.



4.6.7. ábra. A vízszintes hőkinyerés elvi modellje

A 4.6.7. ábra mutatja azt a geometriai elrendezést, amely szerint a hővezetés differenciálegyenlete megoldható. Az elvi ábra középvonalában helyezkedik el a hőcserélő csővezeték, amelyet homokágyba fektettünk. A teljes felület 16 x 40 m. A korábbiak szerint vastag hulladékréteg helyezkedett el a csővezeték alatt és felett egyaránt.

A numerikus megoldás során a rendszert szimmetrikusnak modellezem és csak a felső rétegre oldom meg. A hőcserélő csővezeték homokágya és a hulladék közötti határréteg az a felület, amelyen keresztül a hőt elvonjuk, ezért a felső határrétegre rögzítem a z tengely nulla pontját. Az ún. „native” hely (z_n), - amely felett már nem változik a hulladéktest hőmérséklete - ez esetben is kijelölhető, itt ez egy nevezetes z koordináta. Látható, hogy a vízszintes elrendezésű hőkút valójában egydimenziós feladat, ezért a 2.2.1. differenciálegyenlet a következő formában írható fel.

$$\lambda \cdot \frac{d^2 T}{dz^2} + p = 0 \quad (4.6.15)$$

Az integrálás elvégzése után a 4.6.16. egyenletre jutunk, A és B a megoldás érdekében felvett segédparaméterek. A 4.6.7. ábrán látható elvi modell szerint a peremfeltételek is egyértelműek, azaz a $z = 0$ felületen a maghőmérséklet $T = T_1$, és a „native” helytől fogva a hőmérséklet nem változik, azaz ha $z = z_n$ akkor $T = T_n$ (4.6.16. egyenlet).

$$T = A + B \cdot z - \frac{p \cdot z^2}{2 \cdot \lambda} \quad (4.6.16)$$

A megadott peremfeltételekre az ismert megoldás (4.6.17. egyenlet):

$$T(z) = T_1 - \frac{T_1 - T_n}{z_n} \cdot z + \frac{p}{2 \cdot \lambda} \cdot (z_n - z) \cdot z \quad (4.6.17)$$

Bizonyos esetekben a 4.6.17. egyenlet nem ad monoton növekvő hőmérséklet változást, ilyenkor a hőmérsékletnek maximuma (T_{max}) van ott, ahol dT/dz nulla, vagyis z_{max} -nál (4.6.18. egyenlet).

$$T_{max} = T_1 + \frac{p}{2 \cdot \lambda} \cdot \left[\frac{z_n}{2} - \frac{\lambda \cdot (T_1 - T_n)}{p \cdot z_n} \right]^2 \quad z_{max} = \frac{z_n}{2} - \frac{\lambda \cdot (T_1 - T_n)}{p \cdot z_n} \quad (4.6.18)$$

Maximummal rendelkező hőmérsékletprofil akkor lehetséges, ha a következő feltétel teljesül:

$$\frac{\lambda \cdot (T_1 - T_n)}{p \cdot z_n} \leq \frac{z_n}{2} \quad (4.6.19)$$

Ezt követően a jól ismert Fourier egyenlet (4.6.20) itt is felírható, ezúttal felület nélküli formában.

$$Q = -\lambda \cdot \frac{dT}{dz} \quad (4.6.20)$$

A megoldás:

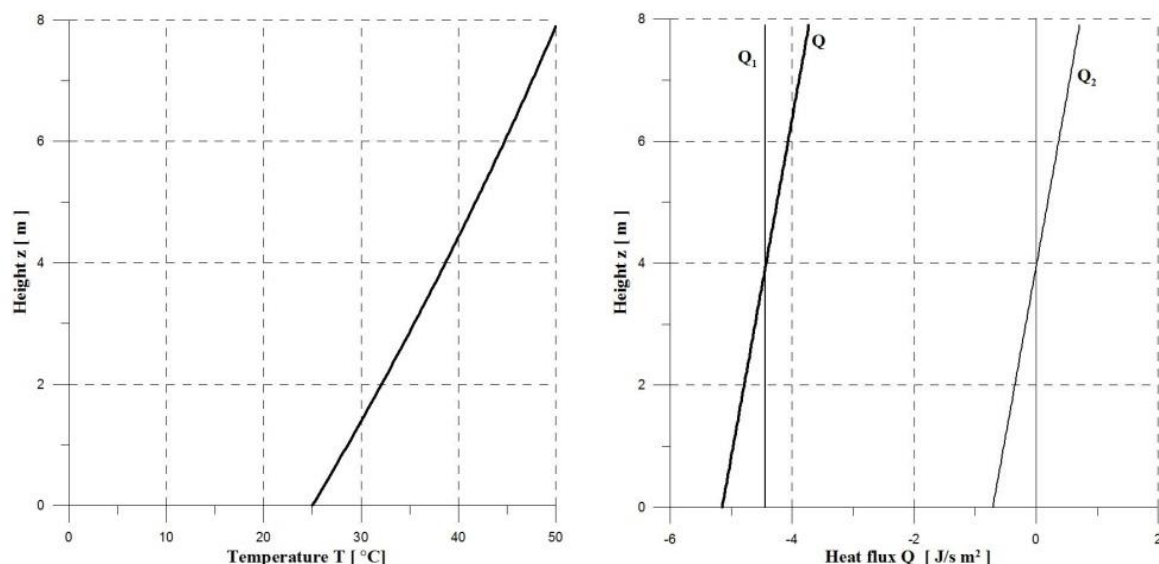
$$Q = \lambda \cdot \frac{T_1 - T_n}{z_n} + \frac{p}{2} \cdot (2 \cdot z - z_n) = Q_1 + Q_2 \quad (4.6.21)$$

A 4.6.21. egyenlet azt mutatja, hogy a hőfejlődést figyelembe vevő konduktív differenciálegyenlet megoldása szerint a kialakuló hőáramnak két komponense van. A Q_1 rész-hőáram a meleg anyagból a hőmérséklet különbség hatására kialakuló hőáram, míg Q_2 a hulladéktestben képződő hő miatt kialakuló hőáram. A 4.6.17. egyenlet segítségével a hőmérséklet eloszlás, a 4.6.21. egyenlet segítségével a kialakuló hőáramok meghatározhatók a T5 teszt mért adataira. A 16 x 40 m összes felületű „piskóta” elrendezésű hőcserélővel elvont hő pillanatnyi áramát és integrálás útján a teljes mennyiségét itt is mértük a keringtetett víz adatainak a mérése útján. A mért hőáram fluxus fele 5,14 J/s m² volt. A modellt csak a felső félre vonatkoztatom, egyszerűsítésként szimmetrikus rendszert tételezek fel. A hulladéktestből a hőnek a homokágyon és a HDPE csőnek a falán is át kellett áramolnia, ezeket a veszteségeket elhanyagolom, mivel a mért hőtani paraméterekbe is belemértük ezt a veszteséget. A mag felületének a hőmérsékletét a belépő és a visszatérő víz hőmérsékletek átlagaként veszem figyelembe ($T_1 = 25$ °C). Annak ellenére, hogy ezt a hőcserélőt fiatalabb hulladékba fektettük, a „native” hőmérsékletet ez esetben is 50 °C-ra, a biokémiai lebomlás fajlagos hőteljesítménye paramétert, pedig szintén $p = 0,18$ W/m³ értékre vettem fel. A T5 mérés fő műszaki jellemzőit a 4.6.2. táblázat mutatja.

4.6.2. táblázat. A T5 mérés fő műszaki jellemzői

Hulladék hővezetési tényező	1,4 W/m K
Hulladék halmazsűrűség	1000 kg/m ³
Hulladék fajhő	2200 J/kg K
Maghőmérséklet $z = 0$ m (T_1)	25°C
„Native” hőmérséklet $z = z_n$ (T_n)	50°C
Hőáram fluxus a felső hulladéktestből	5,14 J/s m ²

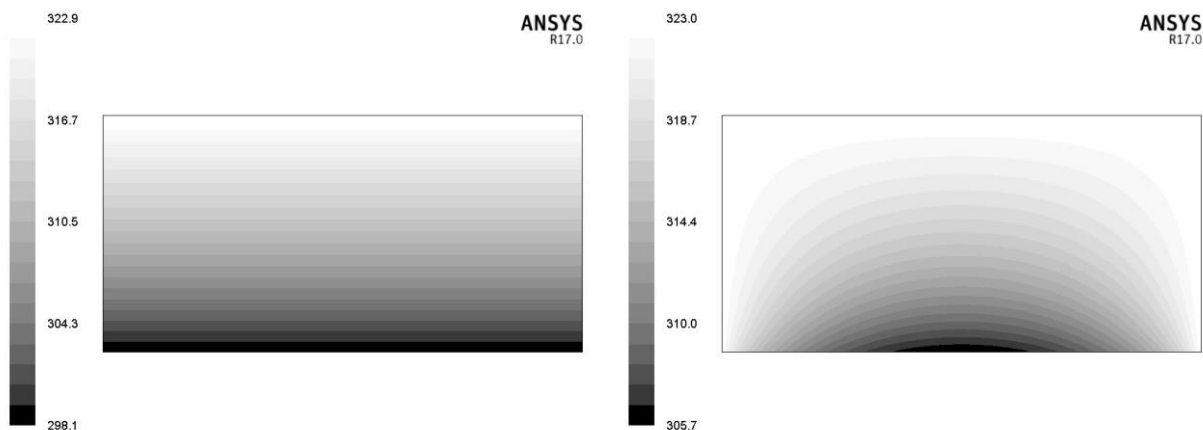
A fiatalabb hulladékban a lebomlás várhatóan még intenzívebb, ezért ezek a biztonság irányába mutató egyszerűsítések. Az iterációs feladat ez esetben picivel egyszerűbb, mivel p már ismert és csak a „native” hely a kérdés. Az iterációt addig folytattam, míg a modell hulladéktestből kinyert számított hőáram fluxus az iterációs pontosságon belül megegyezett a keringtetett víz adatai által közvetve mérttel. Az eredményeket a 4.6.8. ábra mutatja.



4.6.8. ábra. Számított hőmérséklet-eloszlás (a -ábra) és hőáram fluxus (b -ábra) a magasság függvényében

A modellszámítások szerint a „native” hely $z_n = 7.89$ m. Ennek az adatnak a mérnöki értelmezése az, hogy a vízszintes hőkút a felette és alatta lévő, egyaránt 7,89 m magas hulladéktestből vonta el a hőt. A 4.6.8a. ábra mutatja a felső hulladéktestben a számított hőmérséklet-eloszlást, míg a 4.6.8b. ábra a hőáram fluxusokat. A magfelület minden egyes négyzetméterén $-5,14$ J/s hőnek kell átáramolnia, mivel ez a mért érték. Az ábra szerint ez teljesül. A mínusz előjel azt jelzi, hogy a z tengellyel ellentétes irányban a hulladéktestből a hőcserélő felé áramlik a hő. A Q hőáramnak a Q_1 része konstans $-4,44$ J/s m^2 , ami azért alakul ki, mert a hulladéktest meleg, mivel korábban már lebomlott hulladék. A Q_2 előjele a $z = 0 \dots 3,945$ m tartományon negatív, ami azt jelzi, hogy a most keletkező hő ebből a hulladék részből lefelé áramlik, viszont a $z = 3,945 \dots 7,89$ m tartományon pozitív, ami azt jelzi, hogy ebből a hulladékrészből a frissen keletkező hő felfelé áramlik. Az eredő Q előjele mindenhol negatív, ami szerint valójában a hő csak lefelé áramlik.

A vízszintes hőkút elméleti modelljének a validálására számítógépes szimulációt végeztem. A T5 teszt adatai alapján az ANSYS FLUENT szoftverrel végeztem számításokat. A 4.6.7. ábrán látható felső hulladéktest modell 2 dimenziós (x - z) geometriáját, 32000 négyzetes alakú cellára osztottam. A kiindulási értékeknek a 4.6.2. táblázat adatai szolgáltak. Ez esetben a biokémiai lebomlás fajlagos hőteljesítményét szintén $p=0,18$ W/ m^3 -re, a „native” koordinátát pedig $z_n = 7,89$ m-re állítottam be. Az (a) szimuláció során az oldalfalak és a felső fal adiaterm (hő nem áramlik át az adiaterm falon keresztül). Ebben az esetben az ANSYS FLUENT szimuláció teljes mértékben megegyezik a 4.6.8a ábrán látható hőmérséklet-eloszlással. A (b) szimuláció során az oldalfalak és a felső fal diaterm, azaz hő képes a falon keresztül áramolni. Ebben az esetben az eredmény eltérő, még a középvonalon is.

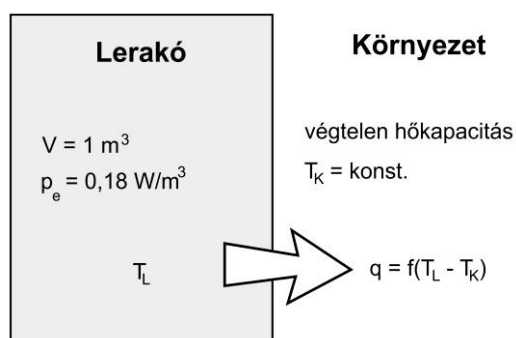


(a). Adiaterm oldal-és felsőfal

(b). Diaterm oldal-és felsőfal

4.6.7. ábra. Szimulált hőmérsékleteloszlás a vízszintes hőcserélő felett
(A hőmérséklet értékek Kelvinben vannak feltüntetve)

A korszerű kommunális szilárdhulladék lerakókban depóniagáz kutak és a kiegészítő gázhasznosító rendszerek üzemelnek, vagyis a depóniagáz az elsődleges prioritás. Felmerül a kérdés, hogy hőelvonás esetében keletkezik-e depóniagáz? A kérdés megválaszolására kidolgoztam egy egyszerű lerakó hőtani modellt. A modell segítségével megvilágítom azt is, hogy mi a probléma Yeşiller és szerzőtársai (2015a és b) elemzésével, amellyel a kinyerhető hő nagyságát becsülték meg. „Yeşiller és szerzőtársai (2015a, 2015b) kiterjedt méréseket végzett számos TSZH lerakón, amelyek különféle klimatikus viszonyok között helyezkedtek el. A lerakók számos pontján egy éven keresztül mérték a hőmérsékletet és az adott állapotú hulladék egységnyi térfogatának a fajhőjét. A kinyerhető hőt a hőmérséklet különbség és a fajhő szorzataként határozták meg. A vizsgált lerakókban a hőmérséklet jellemzően a 45 - 60°C tartományba esett, így a hőelvonást optimális mezofil hőmérsékletre maximum 20°C hőmérséklet különbséggel lehet elvégezni. Megállapították, hogy a kinyerhető hőenergia a vizsgált lerakókban kb. 5,2 MJ/m³K nagyságrendű”.



4.6.8. ábra. Lerakók egyszerűsített hőtani modellje

A 4.6.8. ábra mutatja a kidolgozott modell elvi ábráját. Modellezzük a teljes lerakót egy 1 m³ kiterjedésű hulladéktestnek, a környezetét, azaz mindent, ami a valódi lerakót körülveszi, alul-felül és oldalt, azt pedig modellezzük a környezetnek. A modell szempontjából a lényeg az, hogy a környezet hőkapacitása a lerakóhoz képest olyan nagy, hogy bármekkora hő érkezik a lerakóból a környezet hőmérséklete szinte nem változik.

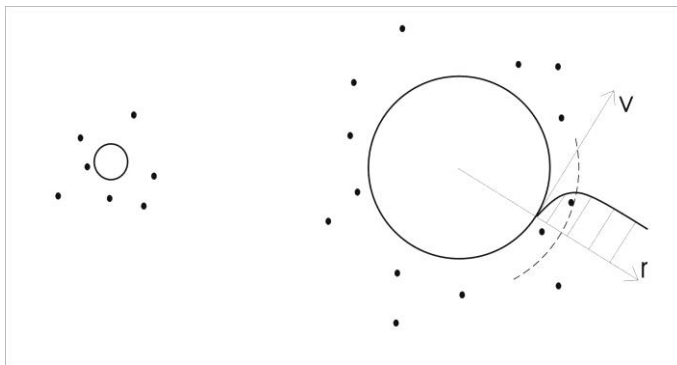
A 2.2. fejezetben ismertetett szakirodalmi összefoglaló szerint a kommunális szilárdhulladék lerakókban a hőmérséklet több évtizedig is magas lehet és a lefutas khi-négyzet függvény alakú. Ehelyett, a modell lerakóban legyen 0,18 W a lebomlás konstans hőtermelő teljesítménye a korábban ismertetett eredményeknek megfelelően. Elsőként el kell döntenünk,

hogyan a modell lerakó fala adiaterm vagy diaterm. Tétélezzünk fel tökéletes hőszigetelést, azaz adiaterm falat. Mivel a hőfejlődés folyamatos, tökéletes hőszigetelő fal esetében a hőmérsékletnek állandóan emelkednie kellene, ami nem egyezik meg a tapasztalattal, mivel a lerakókban hosszú ideig az ún. „elevated” hőmérséklet uralkodik. Ebből következik, hogy a falnak diatermnek (hőáteresztőnek) kell lennie. A további peremfeltétel mindössze annyi, hogy mindig a lerakó és a környezet közötti hőmérsékletkülönbség határozza meg a lerakóból a környezet felé áramló hő nagyságát, azaz $q = f(T_L - T_K)$. Végezzünk el egy gondolat kísérletet, ami a modell lerakó „lerakásával” kezdődik. A kiinduló esetben a lerakó és a környezet hőmérséklete legyen azonos, így nincs kiinduló hőáram a környezet irányába. Ekkor elkezdődik a lebomlás, amelynek a hőtermelő teljesítménye - az egyszerűség kedvéért - hosszú ideig állandó 0,18 W. Ekkor a lerakó hőmérséklete nyilvánvalóan emelkedni kezd és megindul a hőáramlás is a környezetbe, amit a hőmérsékletkülönbség határoz meg. Ekkor a keletkező hő egy része tovább melegíti a hulladéktestet, a másik része pedig a környezetbe távozik. A környezet hőmérséklete végig állandó marad. Egyensúlyi állapot akkor következhet be, amikor a felmelegedett hulladéktest „elevated” hőmérséklete a környezet felé pontosan akkora hőáramot hajt, mint amekkora frissen keletkezik. Időben állandó hőfejlődést feltételezve csak úgy lehet a modell lerakó hőmérséklete állandó, ha a frissen keletkező hő a környezetbe távozik. Ha a modell lerakóból 1 éven keresztül elvonjuk a hőt, akkor összesen $5,67 \text{ MJ/m}^3$ energiát nyerünk. Azonban, ha még mindig marad le nem bomlott hulladék a lerakóban a lebomlás még évtizedekig folytatódhat. És ez a probléma a bevezetőben említett Yeşiller és szerzőtársai (2015a és b) elemzésével ($5,2 \text{ MJ/m}^3$), mert a modelljük egyszerű visszahűtésre vonatkozik, és nem veszi figyelembe, hogy esetleg maradt-e még le nem bomlott hulladék. Ha folytatjuk a gondolat kísérletet választ kapunk a depóniagáz kérdésre is. Tétélezzük fel, hogy a modell lerakót hagyjuk optimális mezofil, azaz kb. $40 \text{ }^\circ\text{C}$ -ra felmelegedni, vagy visszahűtjük erre a hőmérsékletre. Ekkor a $40 \text{ }^\circ\text{C}$ és a környezet közti hőmérsékletkülönbség meghatározta hőáram távozik a környezetbe, amit valószínűleg nem tudunk elkerülni. Ha ettől az időponttól fogva a frissen keletkező hőnek adott részét folyamatosan elvonjuk, akkor a lerakóban a hőmérséklet nem a számos helyen mért $50 - 60 \text{ }^\circ\text{C}$ lesz, hanem az optimális mezofil hőmérséklet. Vagyis lehetséges mérsékelt folyamatos hőelvonás és nem hogy csak a depóniagáz termelés fenntartása, hanem optimalizálása is lehetséges ezzel a technológiával. Ennek a mérnöki megvalósítása természetesen extrém nehéz a kommunális hulladék heterogén jellemzői miatt. Azonban az is kiderült, hogy a lerakók esetében hógazdálkodásról beszélhetünk, mert számos módon üzemeltethetjük a lerakót, amelyet hő bevezetéssel vagy elvonással valósíthatunk meg, attól függően, hogy mi a célunk. Cél lehet a lebomlás intenzifikálása vagy késleltetése - csökkentése, hő tárolása, hő kinyerése és hasznosítása, depóniagáz termelés optimalizálása, stb.

Az itt bemutatott modell lerakó elméletre található egy közvetett bizonyíték a szakirodalomban. Mahmood és szerzőtársai (2016) egy kommunális hulladéklerakó környezetében mérték a földfelszín hőmérsékletét műholdas felvételek adatainak az elemzése útján. Hosszú távú hőmérsékletelemzést végeztek a lerakást megelőzően és -után egyaránt. Kimutatták, hogy a földfelszín hőmérséklete átlagosan néhány fokkal megemelkedett a lerakótól 800-900 m távolságban.

4.7. A kontinuitási elmélet alkalmazása keverőmalmokra

A 2.3. fejezetben már bemutatásra került az őrlőtesteket alkalmazó nedves keverőmalmokban lévő diszperz rendszer komplexitása és a két alapvető malommodell, az un. igénybevételi és a mikrohidrodinamikai modellek. Mindezek ellenére a szakmában, - a szakirodalom szerint kizárólagosan - a malomtérben lévő diszperz anyagot csak két részre, azaz „zagyra” és őrlőtestekre osztják. Ebből következik, hogy az őrlt szemcsékből és a folyadékból álló kétfázisú diszperz rendszert, gyakorlatilag automatikusan kontinumszerű viselkedésű „egyfázisú” közegnek tekintik, és e szerint mérik, modellezik (CFD) és számítják tervezéskor a jellemzőit. Az őrlőtesteket pedig automatikusan diszkrételemszerűnek tekintik (DEM). Azonban, az értekezésben már több alkalmazásra (levegőn sétáló ember, szuszpenzióban süllyedő golyó, csőben áramló többfázisú közeg) beláttam, hogy ugyanaz a diszperz rendszer akár eltérően kontinumszerűen vagy diszkrételemszerűen is viselkedhet más-más eljárásban. Ezért javasoltam a kontinuum viselkedésű szilárd-folyadék keverékekre a „szuszpenzió” és a diszkrételemszerű viselkedésűekre a „zagy” megnevezést. *Hipotézisként megfogalmaztam, hogy amennyiben egy fal, keverőtárcsa, golyó vagy szemcse mentén kialakuló lamináris alapréteg vastagságánál kisebbek az adott diszperz rendszer szemcséi, akkor kontinumszerű viselkedés alakul ki.* Egyrészt az kérdéses, hogy adott rendszerben az adott őrlőtesthez képest az őrlt szemcsék és a víz kontinuumként viselkedik-e. Ezt minimum meg kell vizsgálni. Általában - még az őrlés kezdetén is - az őrlőtestek mérete legalább tízszerese az őrlt szemcsék méretének, vagyis a gyakorlati esetek többségében valószínűleg tényleg kontinuumként viselkedik az őrlt szuszpenzió.



4.7.1. ábra. Őrlőgolyók mozognak az őrlt szemcséket tartalmazó közegben

A 4.7.1. ábrán két eltérő méretű őrlőgolyó és néhány őrlt szemcse látható. Az ábra bal oldalán az őrlőgolyó lényegesen kisebb, mint a jobb oldalon lévő. A 2.1.3. fejezetben összefoglaltam a jól ismert hátráltatott ülepedés jellemzőit. Amikor egy mozgó szemcse elöl kitérő folyadékáram befolyásolja egy másik szemcse mozgását hátráltatott szemcsemozgásról beszélhetünk.

Ilyen rendszerben, - azaz a hátráltatott ülepedés esetén - az egyedi szemcsék diszkrételemszerűen viselkednek. A 4.7.1. ábra bal oldalán a kisméretű őrlőgolyó mozgását hátráltatják az őrlt szemcsék. Ezzel szemben, amikor az őrlőgolyó körül kialakuló lamináris alaprétegbe beleférnek az őrlt szemcsék (4.7.1. ábra jobb oldala), akkor a hidrodinamikai felhajtóerő kicsi, így ezek a szemcsék ott maradhatnak. Ilyenkor az őrlt szemcsék és a víz együtt kontinuumként viselkedik az őrlőgolyóhoz képest. Erre a jelenségre kísérleti bizonyíték a 4.2. fejezet, mert kísérletileg igazoltam, hogy a megépített süllyedési végsebesség-mérő berendezésben a nagyméretű csapágygolyók süllyedési végsebességét a szuszpenzió eredő sűrűsége és reológiája és nem a hátráltatott ülepedés szerint lehetett kiszámítani. A

kontinuitási elméletem értelmében, a keverőmalmokban további kérdés, hogy az őrlött szemcsék és az őrlőtestek a malom falához és a keverőtárcsához képest hogyan viselkednek. Mindezek alapján - teljesen elméleti alapon - azt állítom, hogy a keverőmalmokban különféle eltérő kontinuum és diszkrételemszerű diszperz rendszer viselkedés egyaránt előfordulhat, és nem lehet automatikusan azt feltételezni, hogy az őrlött szemcsék és a folyadék mindig sajátközeget (equivalent fluid, zagy) alkot. A következő esetek fordulhatnak elő:

- a. A durva őrlőtestek és az őrlött szemcsék egyaránt diszkrételemszerűen viselkednek a malomtérben (pl. autogén és fél-autogén malmok esetében, ahol az őrlendő feladás 200...300 mm is lehet).
- b. Az őrlött szemcsék és a folyadék kontinuum viselkedésű közeget alkot, amelynek a turbulens oszcillációja mozgatja a diszkrételemszerűen viselkedő őrlőtesteket (a nedves malmok esetében a lehető legnagyobb zagy, ill. szuszpenzió sűrűséggel kell őrlölni, hogy lehetőleg az őrlőtest ne őrlőtestet őrljön).
- c. Az őrlött szemcsék és az őrlőtestek is olyan kicsik, hogy a malomtesthez képest egyaránt kontinumszerű közeget alkotnak a folyadékkal (ez keverőmalmokban fordulhat elő).

A keverőmalmok számítógépes szimulációja esetén az őrlött szemcsékből és a vízből álló keveréket részben azért kezelik kontinuumként, mert hatalmas számítási kapacitást igényelne az őrlött szemcséket is diszkrét elemekként egyesével számítani. Azonban, az aprítás speciális jellemzője az, hogy a kezdetben nagyobb szemcseméret a folyamat során kisebbé válik, azaz bekövetkezhet a diszkrételemszerű viselkedés átváltása kontinumszerű viselkedéssé. A csővezetéki példa (4.5. fejezet) megmutatta, hogy a kétféle viselkedés a nyírás sebességének a függvényében éppen ellentétes irányultságú veszteséget okoz. A diszkrételemszerű viselkedés esetén - nagy mozgási sebességeknél - szinte elhanyagolható az energianövekedés, kis sebességeknél pedig fajlagosan többszörös is lehet. A kontinumszerű viselkedés esetén pedig éppen ellentétes a tendencia. Számos malomtípus, különösen a száraz gyűrűsmalmok esetén megfigyelhető a sok finom szemcse keletkezésekor fellépő malomrázkódás, amely lehet a diszkrételemszerű viselkedés kontinumszerű viselkedéssé való megváltozásának a következménye is.

Az itt bemutatott kontinuitási elmélet keverőmalmokra kidolgozott alkalmazásának a kísérleti vizsgálatára építettem meg a 3.1.2. ábrán látható on-line csőreométert, amelyet egybeépítettem a Netzsch MiniCer malommal. Sajnos ezidáig nem sikerült olyan mérést elvégezni, amely kísérleti bizonyítékot jelentene a bemutatott malom modellre. Továbbá jelenleg még szintén csak egy lehetőség, hogy a 4.2. fejezetben bemutatott univerzális modellt, - amellyel tetszőleges nem-newtoni közegben süllyedő szemcsék süllyedési végsebességét lehet kiszámítani - felhasználjuk a mikrohidrodinamikai keverőmalom modell továbbfejlesztésére. Ez jelentős előrelépés lehetne, mert a szakirodalomban nem találtam olyan tanulmányt, amely ezzel foglalkozott volna, pedig a gyakorlati jelentősége nagy.

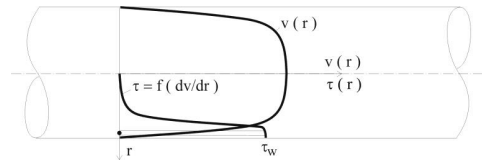
5. ÖSSZEFOGLALÁS, ÚJ TUDOMÁNYOS EREDMÉNYEK

1. *Kontinuitási elmélet durva diszperz rendszerek kontinuum- vagy diszkrételemszerű viselkedésének a jellemzésére.*

Durva diszperz rendszerek kontinuum- vagy diszkrételemszerű viselkedése attól függ, hogy a diszperz rendszer, illetve az eljárás (berendezés, jelenség) karakterisztikus mérete milyen egymáshoz képest. A diszperz rendszer vizsgált részét leegyszerűsítve jellemezhetjük a 80 %-os szemcsemérettel. Az eljárás (berendezés, jelenség) karakterisztikus mérete a lamináris alaprteg vastagsága egy szemcse, őrlőtest, csőfal vagy berendezés fala mentén. Amennyiben a diszperz rész adott szemcséi beleférnek a lamináris alaprtegbe, akkor a diszperz rendszer e része kontinuumként viselkedik a vizsgált eljárásban, ha nem akkor pedig diszkrételemszerűen. Ezért a $0,1...50-160 \mu\text{m}$ tartományon célszerű a mozgásban lévő szilárd-folyadék keverékeket szuszpenzióknak nevezni, mert a mérnöki gyakorlatban ezek jellemzően kontinumszerűen viselkednek. Az ettől nagyobb szemcséket tartalmazó keverékeket pedig zagynak, mert azok jellemzően diszkrételemszerűen viselkednek. A többfázisú diszkrét rendszerek viselkedése meghatározza a berendezés – eljárás működését és amennyiben az itt bemutatott hipotézis alapján azt jellemezni tudjuk, akkor az meghatározza a tervezésükre szolgáló módszertant is, és ez az elmélet ipari alkalmazási jelentősége.

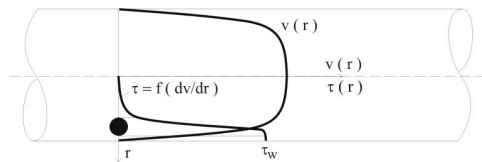
1.1. A kontinuitási elmélet csőre (henger geometria) vonatkozó bizonyítását a megépített hidraulikus mérőkörön és a csőreométerrel elvégzett mérések és a kidolgozott, a nyomásvesztés-görbe ($\phi = f(v)$) alakjának matematikai elemzésén alapuló módszer jelentik.

Kontinumszerű viselkedés:



- Elhanyagolható hidrodinamikai felhajtóerő
- A keverék egyfázisú „sajátközeg”-ként viselkedik
- A turbulens áramlási veszteség a sebesség 7/4-ik hatványával arányos
- Reológia
- Véges térfogatosszámú szimuláció (CFD)

Diszkrételemszerű viselkedés:



- Jelentős hidrodinamikai felhajtóerő
- A folyadék áramlik és a hidrodinamikai erők hatnak a szemcsékre, nem értelmezhető a keverék reológia
- A szemcsék és a csőfal között mechanikai súrlódás lép fel, ami nem függ a sebességtől
- Diszkrét elemes szimuláció (DEM)

1.2. A kontinuitási elmélet bizonyítását egy másik nevezetes geometriára (gömb) a megépített süllyedési végsebesség-mérő berendezésben elvégzett mérések jelentik. Megmértem a jellemzően $1-160 \mu\text{m}$ -es szemcséket tartalmazó szuszpenziókban süllyedő $28-40 \text{ mm}$ -es acélgolyók süllyedési végsebességét. Ugyanarra a rendszerre a süllyedési végsebességeket számítással is meghatároztam. Amikor a szuszpenziót, mint kontinuumot a saját sűrűségével és reológiájával számítottam, mintha egy szemcse süllyedne tiszta folyadékban, a mért és számított értékek igen jól egyeztek.

1.3. Megállapítottam, hogy az egyedi golyókkal és szuszpenziókkal elvégzett szemcsemozgási és a csőreométerben és hidraulikus kísérleti berendezésben elvégzett turbulens áramlási kísérletek eredményei jól felhasználhatóak keverőmalmokra, mert a malmokban lévő közegből, őrlött szemcsékből és őrlőtestekből álló diszperz rendszert ezek a vizsgálatok modellezik. Az elvégzett szemcsemozgási kísérlet valójában egy őrlőtest mozgásának a modellje. A turbulens csőáramlás pedig valójában a keverőmalomban lévő körforgó turbulens áramlás kiterítése, így a diszperz rendszer viselkedésének a tanulmányozására alkalmas modellje. Az elvégzett modellvizsgálatok alapján, elméletileg állítom, hogy a keverőmalmokban különféle eltérő kontinuum és diszkrételemszerű diszperz rendszer viselkedés egyaránt előfordulhat. Annak ellenére, hogy a szakirodalom szerint általánosan elfogadott, nem lehet automatikusan azt feltételezni, hogy az őrlött szemcsék és a folyadék mindig sajátközeget (equivalent fluid, zagy) alkot. Ez a tézis alpont csak hipotézis, további kutatómunka szükséges a témában!

2. *Nem-newtoni közegben süllyedő gömb süllyedési végsebességének univerzális számítási modellje.*

Felismertem, hogy a süllyedési végsebességgel mozgó szemcse, - amikor az erők eredője nulla - kitüntetett egyensúlyi állapotban van, és ilyenkor tetszőleges szemcse és közeg esetében egyensúlyi közepes- sebességgradiensnek és nyírófeszültségnek kell kialakulnia. Ebből következik, hogy nem-newtoni közegben süllyedő szemcse esetében, ez az egyensúlyi helyzet kijelöli azt a nyírési állapotot, amelyben a látszólagos viszkozitás kitüntetett szerepű. Ebben a kitüntetett állapotban, a látszólagos viszkozitás pedig valójában newtoni egyenértékű abszolút viszkozitás, amely segítségével a nem-newtoni eset visszavezethető newtoni feladattá.

$$\left(\frac{du}{dz}\right)_e = \frac{V_0}{X} \quad \tau_e = \frac{V_0 \cdot \mu}{X} = \frac{\bar{\tau}}{3} \quad \tau_e = \frac{\bar{\tau}}{3} = \frac{G - F_A}{3 \cdot A} = \frac{(\rho_s - \rho_f) \cdot g \cdot X}{18}$$

Az egyensúlyi közepes felületi nyírófeszültség, adott süllyedési végsebesség számítási feladat esetén egyből kiszámítható, - mert minden alapadat rendelkezésre áll ilyenkor - amelyhez a newtoni egyenértékű abszolút viszkozitás meghatározható és a süllyedési végsebesség számítható. Ez egy igen egyszerű és univerzális módszer, mivel tetszőleges folyási viselkedésű közeg esetén alkalmazható.

2.1. Az univerzális számítási módszer igazolására kísérleti berendezést készítettem, amelyben egy és kétfázisú, nem átlátszó newtoni és nem-newtoni közegekben mértem a süllyedő golyók süllyedési végsebességét. Az 56 különféle paraméterű és többszörösen megismételt süllyedési végsebesség mérés, mért és számított értékei jól egyeztek.

3. *Hidraulikus csőszállítás mérési- és tervezési módszertanának kidolgozása.*

A kontinuitási elméletre alapozva kidolgoztam az értekezésben bemutatott hidraulikus csőszállítás mérési- és tervezési módszertant. Megépítettem a három mérőcsöves csőreométert és többféle hidraulikus csőszállítás mérőállomást számos különféle szivattyúval. Új

mérőeszközt fejlesztettem a szállítási- és a helyi koncentráció mérésére. A hidraulikus mérőállomásokon indukciós áramlásmérőt alkalmaztam a folyadék fázis sebességének a mérésére, amivel párhuzamosan mértem a szállítási és a helyi koncentrációt. Megállapítottam, hogy mindhárom mennyiség egyidejű mérésére szükség van, egyébként a mérés nem kiértékelhető. Szűken osztályozott szemcsefrakciókkal külön-külön végeztem méréseket és megállapítottam, hogy a hazai ipari alkalmazások esetében a pernyékre 160 μm és homokokra 50 μm az a határ szemcseméret, amely alatt ezekben a csővezetékben ezek a keverékek kontinumszerűen viselkednek. Erre alapozva kidolgoztam az anyagvizsgálati módszertant, amely szerint a szilárd anyagból a határszemcse méreténél finomabb frakciót kell készíteni osztályozással, pl. szitálással. A finom frakció esetében külön reológiai vizsgálatokat kell végezni, amikor különféle diszkrét koncentrációjú szuszpenziókat készítünk és azok folyási viselkedését megmérjük csőreométerben. A durva szemcsék diszkrételemszerű viselkedésének a jellemzésére a teljes szilárd anyaggal félüzemi kísérleteket kell végezni hidraulikus szállítási mérőkörrel, amikor szintén a koncentrációt növeljük szisztematikusan a mérések során. Ezen anyagvizsgálatok eredményei alapján az ipari hidraulikus szállítóberendezés eljárástechnikai tervezése elvégezhető. A kontinumszerű hordozó szuszpenzió nyomásvesztésének a számítására Hanks (1978) módszerének numerikus iteráción és integráláson alapuló megoldását dolgoztam ki. Megállapítottam, hogy a Hanks (1978) által a reálpasztikus folyadékokra közölt nyomásesés számítási módszer mind newtoni, Bingham pasztikus, hatványfüggvénnyel jellemezhető és reálpasztikus közegek esetén is alkalmazható. A durva szemcsefrakció járulékos diszkrételemszerű veszteségének a számítására a módosított Durand és Condolios egyenletet alkalmaztam, amelyhez az n és K anyagtól függő paramétereket a hidraulikus mérőállomáson mért nyomásvesztés-görbe ($\phi = f(v)$) alapján határoztam meg. A kidolgozott számítási algoritmusokat a RHELOGY szoftverben beprogramoztam, amit az oktatásban és ipari tervezési feladatok megoldására egyaránt használok.

3.1. Az itt bemutatott hidraulikus csőszállítás mérési- és tervezési módszertant felhasználtam a Mátrai Erőmű pernye-salak sűrűzagyos csőszállítási rendszerének és a mátraszentimrei volt szulfidos ércbánya hidraulikus tömedékelő rendszerének az eljárástechnikai tervezésére, ezek megvalósult ipari alkalmazások.

4. Települési szilárdhulladék, - mint háromfázisú durva diszperz rendszer - eredő fizikai- és termikus jellemzőinek mérési- és számítási módszertanának kidolgozása.

Kommunális szilárdhulladékok és egyéb többfázisú anyagok fizikai és hőtani anyagjellemzőinek a mérésére terepi és laboratóriumi méretű hővezetésmérő berendezéseket készítettem, amelyhez kidolgoztam a mérés kiértékelési protokollját. Ehhez szükség volt a kommunális szilárdhulladékok mechanikai eljárástechnikai anyagjellemzésének a kidolgozására, ezért felírtam a háromfázisú diszperz rendszer eredő fizikai és termikus jellemzőinek az összefüggéseit. Méréseket végeztem a gyáli hulladéklerakón különféle korú deponált vegyesen gyűjtött települési szilárdhulladék mintákon. A mérési eredményeket úgy validáltam, hogy elsőként a fázisok fizikai és termikus jellemzőit határoztam meg becsléssel. Ehhez a szilárd fázis összetételét szabványos hulladékanalízis segítségével megmértem, majd minden anyagkategória jellemzőit szakirodalom alapján becsültem. A víz és levegő fázisok

anyagjellemzőit szintén szakirodalom alapján vettem fel. Ezt követően kiszámítottam az elméleti szélsőértékeket jelentő soros- és párhuzamos elrendezéshez tartozó eredő termikus jellemzőket. Megállapítottam, hogy a mért értékek összhangban vannak az elméleti szélső értékekkel. Ezt követően a mért értékeket felhasználtam a „hőgazdálkodás” üzemműködésének a meghatározására.

4.1. Kétfázisú közegek eredő hővezetési tényezőjének a meghatározására univerzális összefüggést írtam fel, amikor egy egyenletben kombináltam össze az elméleti soros- és párhuzamos elrendezések összefüggéseit. Bevezettem a D diszperzitás állandót. $D = 1$ esetén a soros, és $D = 0$ esetén a párhuzamos elrendezéshez tartozó eredő hővezetési tényező képletet kapjuk vissza.

$$\lambda = \lambda_s \cdot \left\{ \frac{K}{[K \cdot \varepsilon_s + (1 - \varepsilon_s)] \cdot [\varepsilon_s + (1 - \varepsilon_s) \cdot K]} \right\}^D \cdot [\varepsilon_s + (1 - \varepsilon_s) \cdot K] \quad \text{ahol} \quad K = \frac{\lambda_g}{\lambda_s}$$

Az összefüggés validálására Magyar Tamás és Szabó Roland végzett kutatómunkát (Magyar, Szabó, Faitli; 2017) pernye alapú geopolimer és EPS (expandált polisztirol) szilárd-szilárd diszperz rendszerekkel.

5. Települési szilárdhulladék lerakók hőgazdálkodásának megalapozása.

A DepóniaHő Projekt konzorciuma vízszintes- és függőleges elrendezésű hőkutakat épített a gyáli kommunális hulladéklerakóba, amellyel számos félüzemi méretű hőkinyerési- és hasznosítási kísérletet végzett el. A konzorcium eredményeinek tudományos általánosítását végeztem el. Megállapítottam, hogy az izotróp anyagokban megvalósuló konduktív hővezetés jól ismert differenciálegyenletét még nem alkalmazták kommunális hulladéklerakókra, ezért az ismert elméleti megoldások alapján, numerikus iterációval oldottam meg ezeket, az átlagolt mérési eredményeket peremfeltételekként alkalmazva. Megállapítottam, hogy a gyáli lerakóban az 1-8 éves hulladék hőtermelő potenciálja, ebben az időszakban folyamatosan legalább $0,18 \text{ W/m}^3$ volt és meghatároztam a függőleges és a vízszintes hőkutak hatókörzetét. Ez az a két műszaki jellemző, amely segítségével egy hőcserélő technológia eljárás-technikai tervezése elvégezhető. Megállapítottam, hogy a lerakók esetében hőgazdálkodásról beszélhetünk, mert számos módon üzemeltethetjük a lerakót, amelyet hő bevezetéssel vagy elvonással valósíthatunk meg, attól függően, hogy mi a célunk. Cél lehet a lebomlás intenzifikálása vagy késleltetése-csökkentése, hő tárolása, hő kinyerése és hasznosítása, depóniagáz termelés optimalizálása, stb.

5.1. A függőleges elrendezésű hőkútra alkalmaztam a henger geometriára vonatkozó Fourier differenciálegyenlet ismert megoldását. Az ún. „csőhéj” modellben ezt kiegészítettem a p biokémiai lebomlás fajlagos teljesítménye paraméterrel, így egy diszkrét Δr vastagságú hengerben felírható a hőfejlődés és a diszkrét hőmérsékletkülönbség. A numerikus iteráció során a mag és a „native” sugarak közti távolságot 10 részre osztottam és a mérnöki tervezés szempontjából legfontosabb két paramétert, $p - t$ és $r_n - t$ változtattam szisztematikusan. Az iterációt mindaddig folytattam, míg a „native” sugáron lévő hulladék számított hőmérséklete

(T_{nc}) és a hőkúttal kinyert számított hőáram (q_c) az iterációs pontosságon belül megközelítették ezek mért átlagos értékeit.

5.2. A vízszintes elrendezésű hőkútra a Fourier differenciálegyenlet ismert egydimenziós, - felület nélküli - alakját és megoldásait alkalmaztam. Az iterációt ez esetben a mag függőleges z koordinátája és a „native” koordináta között folytattam. A $p - t$ felvettem a függőleges mérésből meghatározott $0,18 \text{ W/m}^3$ értékre és csak $z_n - t$ változtattam. ANSYS FLUENT CFD szimulációt végeztem a méréssel megegyező adatokkal és modellezett geometriával. Megállapítottam, hogy adiaterm oldal- és felső falak esetében a szimuláció teljesen megegyezett a numerikus megoldással.

5.3. Gondolatkísérletet végeztem egy elméleti modell lerakóval. Megállapítottam, hogy hosszútávú állandó hőfejlődést feltételezve a lerakó falának diatermnek (hőáteresztő) kell lennie, egyébként nem alakulhatna ki az ún. „elevated” hőmérséklet. Mahmood és szerzőtársai (2016) cikke igazolja ezt az állítást, mert kimutatták, hogy a földfelszín hőmérséklete átlagosan néhány fokkal megemelkedett egy lerakótól 800-900 m távolságban a lerakást követően. Megállapítottam, hogy elméletileg lehetséges az, hogy a modell lerakó hőmérsékletét állandó mezofil hőmérsékleten tartsuk és a frissen keletkező hők csak azt a részét vonjuk el, amely mellett az a hőmérséklet fennmarad. Ez azt jelenti, hogy a mezofil lebomlás és a depóniagáz termelése hőelvonással optimalizálható. Megállapítottam, hogy Yeşiller és szerzőtársai (2015a és b) elemzésével, amellyel a kinyerhető hő nagyságrendjét a hőmérsékletkülönbség és fajhő szorzataként becsülték, az a probléma, hogy az csak egy egyszeri visszahűtés esetére érvényes. Amennyiben maradt le nem bomlott szerves anyag a biokémiai lebomlás folytatódik.

6. Vibrált pálcarendszerrel elősegített ülepedés vizsgálati- és annak kiértékelési módszertanának kidolgozása, ipari berendezés fejlesztése: a pálcás-lamellás zagysűrítő eljárás technikai tervezése.

A vibráció ülepedésre való hatásának a kísérleti vizsgálatára automatizált nagyméretű ülepitőhengert készítettem. A mérések kiértékelésére elsőként kiértékelő szoftvert írtam, amelyben az ismert „spline” függvényillesztésen és simításon alapuló módszert LabWindows C++ nyelven beprogramoztam. Megállapítottam, hogy ez a kiértékelési módszertan jól alkalmazható a vibrációval befolyásolt ülepedési görbe jellemzésére is, mert a teljes görbe jellemezhető vele. A szakirodalomban nem találtam vibrációval befolyásolt ülepedési vizsgálatokról információt. Szisztematikus ülepedési vizsgálatokat végeztem modell anyagokkal és élővízi iszap mintákkal. Megállapítottam, hogy az ülepedés ülepedési tartományain a vibráció nem befolyásolta jelentősen az ülepedést, azonban az ülepedés tömörödési tartományain igen. Mindezek alapján elvégeztem az új zagysűrítő berendezés, a pálcás-lamellás zagysűrítő eljárás technikai tervezését, amely ezekre a tudományos eredményekre épült. A terveim alapján a 3A/068/2004 „Élővizek iszap-mentesítése hidromechanizációval, komplex iszapkezelés” projekt konzorciuma üzemi méretű prototípust épített, amelyet a nyékládházai homokelőkészítőmű elfolyó mosóvizére telepítettünk. Ezzel a technológiával, két alapvető kapcsolás, - hidrociklon sűrítő, ill. osztályozó üzemben - esetében végeztem félüzemi vizsgálatokat. A kidolgozott új zagysűrítő és osztályozó

technológia gazdaságosságának a megítélésére elvégeztem egy összehasonlító számítást, amellyel a hagyományos iszapmentesítő technológiát, - a hidraulikusan kitermelt iszapot a kotróhajóról csővezetéken szállítják a parton lévő zagytározóba - hasonlítottam össze az új technológiával, amikor a kotróhajó által vontatott pontonokra van építve a bemutatott zagysűrítő és osztályozó technológia. Az új technológia általános előnyei nyilvánvalóak: a homok és a víz nagy része közvetlenül a kotróműről visszakerül az élővízbe, a helyszíni gyors zagysűrítés miatt csak a sűrített iszapot kell a partra kiszállítani. A homok eltávolítása általában kedvezőtlen, a frissen besűrített iszap pedig megteremti a lehetőséget számos iszaphasznosítási alkalmazás számára. A számításokat az általam írt RHEOLOGY szoftverrel végeztem el. Az új technológia 7 kW-os teljesítményigénye, azonos paraméterek mellett kb. 300 m csőszállításra elegendő, ami azt jelzi, hogy az új technológia energetikai szempontból is előnyös.

7. Propeller- és áramlástechnikai keverőberendezésekkel megvalósított szuszpenzióképzés méretezési módszertanának kidolgozása és validálása.

A szuszpenzióképzés szakirodalmi áttekintése alapján megállapítottam, hogy annak ellenére, hogy igen kiterjedt a szakirodalma és az egyfázisú közegek keverése is jól megkutatott, azonban szilárd-folyadék keverőberendezésekre nem létezik olyan módszer, amellyel tervezőasztalon el lehetne végezni az ipari berendezés eljárás-technikai tervezését. Ezért laboratóriumi kísérleti berendezéseket készítettem. A propeller keverőberendezésre kidolgoztam egy olyan - a labor berendezéssel elvégzett anyagvizsgálatra alapozott - méretezési módszertant, amivel az ipari berendezés méretezhető. Az áramlástechnikai keverőberendezés ismert méretezési módszertanát kísérletekkel validáltam, ill. kiegészítettem a szemcsemozgási vizsgálataim eredményeivel. Ezeket az egyetemi oktatásban rendszeresen alkalmazom.

7.1. A szakaszos üzemű szuszpenzióképzés laboratóriumi vizsgálatára propellerkeverő kísérleti berendezést és speciális mintavevő eszközt építettem. Homok, magnetit és pernye anyagokkal szisztematikus kísérleteket végeztem. A kidolgozott iteratív méretezési módszer alkalmazásakor elsőként, a kiválasztott keverőlapát típushoz a $Re_{kx2} - T$ és $Re_{k2} - Ne_2$ diagramokat kell megmérni. A módszert az un. 90 %-os szuszpenziós kritériumra terveztem. A méretezéshez szükséges az un. 90 %-os szuszpenzió együttüledési süllyedési végsebességének a meghatározása. Erre a feladatra vagy a 2. tézisben kidolgozott elméleti módszert, vagy a 6. tézisben kidolgozott ülepitő mérőberendezést használhatjuk. Ez alapján az un. süllyedési teljesítmény kiszámítható, majd T leolvasható a mért diagramról és a keverési teljesítmény kiszámítható. A 90 %-os kritériumhoz tartozó szuszpenziós fordulatszám a kidolgozott iterációs algoritmus alapján határozható meg. A mért $T = f(Re_{kx2})$ diagram ismerete és megbízhatósága a feltétele a kapott fő műszaki jellemzők elfogadhatóságának. A módszer nagy előnye az, hogy az alkalmazásához már nem kell a hasonlósági törvényeket - a labor és az üzemi méret tekintetében - felírni.

7.2. A folyamatos szuszpenziókészítés vizsgálatára áramlástechnikai keverőberendezést építettem, amellyel szisztematikus méréseket végeztem el három különféleképp osztályozott kvarchomok mintával. Validáltam az eljárás-technikai méretezés ismert módszertanát,

amelynek a célja meghatározni a szemcsés szilárdanyag és folyadék tömegáramát, vagyis a berendezés kapacitását és hozzá a terméként előállított szuszpenzió koncentrációját, úgy, hogy a keverőtartályban ne lépjen fel eltömődés vagy kihígulás. A méretezésnek itt is hangsúlyos eleme a C_V koncentrációjú szemcsehalmaz együttülepedő süllyedési végsebességének a számítása vagy mérése, amelyre vagy a 2. tézisben kidolgozott elméleti módszert, vagy a 6. tézisben kidolgozott üleptető mérőberendezést használhatjuk. Adott u szuszpenziós sebességhez kiszámítva a helyi koncentráció függvényében a felületre vonatkoztatott szilárd anyag térfogatárama (fluxusa) meghatározható. Amennyiben a szivattyú beállított fordulatszáma által meghatározott u szuszpenziós sebesség extrém kicsi, akkor a szemcsék előresietése dominál. Amennyiben extrém nagy, akkor pedig a szemcsék előresietése elhanyagolható, a helyi és a szállítási koncentráció megegyezik. A validált módszer alapján egy adott u sebességhez tartozó két legfontosabb műszaki paraméter, a $(\dot{Q}_s/A)^*$ maximális fajlagos kapacitás és a C_{TV2}^* szállítási koncentráció a kifolyásban, azaz a keverőberendezés termékének a koncentrációja meghatározható.

6. SZIMBÓLUMJEGYZÉK

A	[-]	Cunningham – Millikan féle közegállandó
A	[m ²]	felület
B	[-]	empirikus konstans a turbulens keveredési úthossz modellben
C _D	[-]	ellenállástényező
C	[-]	koncentráció
C _T	[-]	szállítási térfogati koncentráció
C _u	[-]	helyi térfogati koncentráció
D	[m]	cső belső átmérője, keverőlapát átmérője
D	[-]	diszperzitás állandó
d	[m]	keverőlapát átmérője
(-du/dr)	[1/s]	a nyírás sebességgradiense
du/dz	[1/s]	a nyírás sebességgradiense
f	[-]	Fanning csősúrlódási tényező
F _A	[N]	felhajtóerő
Fr	[-]	Froude szám
G	[N]	súlyerő
g	[m/s ²]	gravitációs gyorsulás
H, h	[m]	magasság
He _m	[-]	reálpasztikus folyadékok Hedström száma
K	[Pas ^m]	konzisztencia index, hatványfüggvényes folyadékok reológiai paramétere
K	[-]	a durva keverékáramlásra jellemző anyagi paraméter
k	[m]	csőérdesség
L	[m]	keveredési úthossz a turbulencia modellben, csőhossz, hossz
m, n	[-]	hatványkitevő, hatványfüggvényes folyadékok reológiai paramétere
m	[kg]	tömeg
n _s	[1/min]	keverőlapát fordulatszám
Ne	[-]	Newton szám, teljesítménytényező
Δp	[Pa]	áramlási nyomásvesztés
r	[m]	csősugár koordináta
T	[-]	teljesítménytényező
P	[W]	teljesítmény
P _s	[W]	süllyedési teljesítmény
p	[-]	falhatás kitevő
p	[W/m ³]	biokémiai lebomlás fajlagos hőtermelő teljesítménye
q	[J/s]	hőáram
r	[m]	sugár
Re _x	[-]	szemcse körüli ellenállást jellemző Reynolds szám
Re [*]	[-]	nyírási Reynolds szám
R	[-]	reálpasztikus turbulencia paraméter
Re	[-]	Reynolds szám
Re _k	[-]	keverési Reynolds szám

Re_{kx2}	[-]	szemcsehalmoz körüli áramlásra jellemző Reynolds szám
Re_{PL}	[-]	reálpasztikus Reynolds szám
s	[m]	közeg molekuláinak szabad úthossza
T	[°C]	hőmérséklet
v	[m/s]	keresztmetszeti átlagsebesség
x	[-]	dimenzió nélküli sugár koordináta, $2r/D$
x_0	[-]	dimenzió nélküli nem nyírt dugó koordináta, τ_0/τ_w
x, y, z	[m]	koordináták
X	[m]	szemcseméret
u, v, w	[m/s]	sebesség
V_o	[m/s]	süllyedési végsebesség
v_{oH2}	[m/s]	szemcsehalmoz süllyedési végsebessége
V^*	[m/s]	nyírási sebesség
λ	[W/mK]	hővezetési tényező
η	[Pas]	Bingham folyadékok pasztikus viszkozitása
ζ	[-]	dimenzió nélküli nyírási sebesség gradiens
μ	[Pas]	newtoni folyadékok abszolút viszkozitása
ρ	[kg/m ³]	sűrűség
τ	[Pa]	nyíró feszültség
τ_0	[Pa]	Bingham folyadékok nyugalmi határfeszültsége
$\bar{\tau}$	[Pa]	közepes felületi nyírófeszültség
ϕ	[-]	a szemcsék miatti járulékos áramlási veszteség szám
Φ	[-]	reálpasztikus turbulencia paraméter
ψ	[-]	reálpasztikus folyadékok lamináris áramlási függvénye
$\dot{\gamma}$	[1/s]	sebesség gradiens

Indexek

C	- a lamináris – turbulens átmenetben érvényes érték	k	- közeg
c	- számított	v	- víz
D	- durva keverékáramlás	s	- szemcse, szilárd
e	- egyensúlyi	w	- a fal menti érték
F	- finom szuszpenzióáramlás	z	- függőleges irány
f	- folyadék	2	- a 90 %-os szuszpenziós magassághoz tartozó paraméterek
g	- gáz	-	- szuszpenzió vagy zagy (a teljes anyagrendszer)
m	- mért		
n	- „native”		

7. KÖSZÖNETNYILVÁNÍTÁS

Szakmai életutam meghatározó pillanata volt, amikor harmadéves bányamérnök hallgató koromban a sikeres áramlástan vizsgámat követően Tarján professzor úr a Tanszéken marasztalt. Ez volt az a pont, ami a tudományos útra terelt és meghatározta további életpályámat. Kezdetben az asszisztenseként dolgoztam, azonban úgy érzem, hamar elfogadott kollégának és alkotótársnak, amely később oda vezetett, hogy szakmai örököseként ezt az értekezést elkészíthettem. Mindezt különösen köszönöm!

Köszönetemet fejezem ki az Eljárástechnikai Tanszék a mai Nyersanyagelőkészítési és Környezeti Eljárástechnikai Intézet minden oktatója és dolgozója részére az alkotó és baráti légkörért, és a kézzel fogható segítségért, amelyet a füzetben bemutatott kísérleti eszközök és kísérletek közös elkészítése és végzése során nyújtottak!

Köszönetemet fejezem ki az értekezésben hivatkozott projektek konzorciumi partnereinek és a kollégáknak, akikkel együtt dolgoztunk!

Köszönöm az értekezés és a tézisfüzet első verzióinak átolvasását és kritikai javaslatok megfogalmazását Csőke Barnabásnak, Böhm Józsefnek, Rácz Ádámnak és Bohács Katalinnak!

Köszönetemet fejezem ki a családomnak, - különösen a feleségemnek, amelyet már sajnos csak posztumusz tudok kifejezni – hogy nyugodt háttérrel biztosított a munkához és esetenként elviselte, hogy nagyobb teher hárult rá a mindennapi életben!

8. HIVATKOZOTT IRODALOM JEGYZÉKE

- [1.] Archer D B, Robertson J A: The fundamentals of landfill microbiology. Energy from Landfill Gas. Proc. Joint UK/US Department of Energy Conf., Solihull, 28-31 October, pp. 116-22. (1986)
- [2.] Attal A, Akunna J, Camacho P, Salmon P, Paris I: Anaerobic degradation of municipal wastes in landfill. WATER SCIENCES TECHNOLOGY 25 (7): pp. 243-253. (1992)
- [3.] Balbierz P. and Rucka K.: Sludge settling characterization for the mathematical modelling of sidestream treatment processes. 9th Conference on Interdisciplinary Problems in Environmental Protection and Engineering EKO-DOK, E3S Web of Conferences 17, 00003 (2017)
- [4.] Baldi G, Conti R, Alarie E: Complete suspension of particles in mechanically agitated vessels. CHEMICAL ENGINEERING SCIENCES 33: pp. 21-25. (1978)
- [5.] Bobok E: Áramlástan bányamérnököknek. Műszaki Könyvkiadó. (1987)
- [6.] Bohács K: Különlegesen finom mészkő és zeolit őrlmények előállítása, mechanikai aktiválása keverőmalomban. PhD értekezés. Miskolci Egyetem. (2018)
- [7.] Buurman C, Resoort G, Plaschkes A: Scaling-up rules for solids suspension in stirred vessels.
- [8.] CHEMICAL ENGINEERING SCIENCES 41: pp. 2865-2871. (1986)
- [9.] Cengel Y A, Boles M A: Thermodynamics – an Engineering Approach. McGraw Hill. (2002)
- [10.] Chhabra R P: Non – Newtonian fluids: an introduction. In the Proceedings of the SERC Rheology of Complex Fluids. January 4 – 9. IIT Madras, Chennai, India. (2010)
- [11.] Christensen T H, Kjeldsen P: Basic biochemical processes in landfills. SANITARY LANDFILLING (ed.: Christensen, T.H., Cossu, R., Stegmann, R.). Academic Press, 29-48. (1989)
- [12.] Cleary P W: Recent Advances in DEM modelling of Tumbling Mills. MINERALS ENGINEERING 14(10): pp. 1295-1319. (2001)
- [13.] Coccia C J R, Gupta R, Morris J, McCartney J S.: Municipal solid waste landfills as geothermal heat sources. RENEWABLE AND SUSTAINABLE ENERGY REVIEWS 19: pp. 463-474. (2013)
- [14.] Cooke R: Thickened and paste tailings pipeline systems: Design procedure – Part 2. In the Proceedings of Paste 2007. April. Perth Australia. (2007)
- [15.] Concha F., Barrientos A.: A Critical Review of Thickener Design Methods. KONA POWDER AND PARTICLE JOURNAL Vol. 11: pp. 79-104. (1993)
- [16.] Csőke B., Böhm J., Antal G., Faitli J.: Számítógéppel támogatott mérési és tervezési eljárás zagysűrítők méretezésére. GÉP 46: Vol. 2: pp. 34-39. (1994)

- [17.] Csóke B., Faitli J., Mucsi G., Antal G., Bartók F.: Comminution of forest biomass by modified beater wheel mill in a power plant. *INTERNATIONAL JOURNAL OF MINERAL PROCESSING* 112: pp. 13-18. (2012)
- [18.] Czibere T: Vezetékes hőátvitel. Miskolci Egyetemi Kiadó pp. 1-274. (1989)
- [19.] Davies J T: Particle suspension and mass transfer rates in agitated vessels. *CHEMICAL ENGINEERING AND PROCESSING* 20: pp. 175-181. (1986)
- [20.] Durand R, Condolios E: Deuxième Journée de l'hydraulique. Soc. Hyd. de France, Grenoble. (1952)
- [21.] Elena Torfs et al.: *Experimental Methods In Wastewater Treatment*. Edited by van Loosdrecht M.C.M., Nielsen P.H., Lopez-Vazquez C.M. and Brdjanovic D. (eBook) Published by IWA Publishing, London, UK (2016)
- [22.] Eienkel W D: Beschreibung der fluiddynamischen Vorgänge beim Suspendieren im Rührwerk. *VDI-Forschungsheft*. (1979)
- [23.] Eienkel W D: Sink- und Umwälzleistung beim Suspendieren im Rührwerk. *CHEMIE INGENIEUR TECHNIK* 67: pp. 1000-1003. (1995)
- [24.] Emberton J R: The biological and chemical characterisation of landfills. *Energy from Landfill Gas. Proc. Joint UK/US Department of Energy Conf., Solihull, 28-31 October*, pp. 150-62. (1986)
- [25.] Eskin D, Zhupanska O, Hamey R, Moudgil B, Scarlett B: Microhydrodynamics of stirred media milling. *POWDER TECHNOLOGY* 156: pp. 95–102. (2005a)
- [26.] Eskin D, Zhupanska O, Hamey R, Moudgil B, Scarlett B: Microhydrodynamic analysis of nanogrinding in stirred media mills. *AIChE J.* 51: pp. 1346–1358. (2005b)
- [27.] Estiaghi N, Yap S D, Markis F, Baudez J C, Slatter P: Clear model fluids to emulate the rheological properties of thickened digested sludge. *WATER RESEARCH* 46: pp. 3014 – 3022. (2012)
- [28.] Faghri A, Zhang Y, Howell J: *Advanced Heat and Mass Transfer*. Columbia, MO: Global Digital Press. (2010)
- [29.] Faitli J: Calculation process for the determination of head loss of steady-state solid-liquid mixtures flow in horizontal pipelines. PhD Értekezés. Nehézipari Műszaki Egyetem. Miskolc. (1996)
- [30.] Faitli J: Pressure loss calculation model for well-graded solid-liquid pipe flows on the basis of systematic pilot plant investigations. In: Shammazov Airat M, Besenyi L (szerk.) *INTELLECTUAL SERVICES FOR OIL AND GAS INDUSTRY PROCEEDINGS: ANALYSIS, SOLUTION AND PERSPECTIVES*. 330 p. Miskolc: University of Miskolc - Ufa State Petroleum Technological University, pp. 212-221. (2000)
- [31.] Faitli J, Tarján I: Scale-up methods of dense slurry production by propeller and flow technique mixers. In: *Proceedings of the XXII International Mineral Processing Congress. Konferencia helye, ideje: Cape Town, Dél-Afrika, 2003.09.29 -2003.10.03.* pp. 452-453. (2003)

- [32.] Faitli J, Csőke B, Endresz I, Biczó Cs: Rod-lamella thickener for mud removal from living waters. In: Wang Dian Zuo (szerk.) Proceedings of XXIV. International Mineral Processing Congress. Konferencia helye, ideje: Peking , Kína , 2008.09.24 - 2008.09.28. Beijing: Science Press, pp. 3861-3870. (2008)
- [33.] Faitli J, Mucsi G, Gombkötő I: Using of high concentration slurries for underground mine backfilling in Gyöngyösoroszi, Hungary. In: Peter Fečko, Vladimír Čablík (szerk.) Proceedings of 14th Conference on Environment and Mineral Processing. Konferencia helye, ideje: Ostrava, Csehország, 2010.06.03 -2010.06.05. Ostrava: Technical University. pp. 51-57. (2010)
- [34.] Faitli J: Szemcsés anyagok - csővezetékben - folyadékárammal való szállításának méretezése.: 1 rész: Kísérleti berendezések és modell. ÉPÍTŐANYAG 63. évfolyam: (1. szám.) pp. 10-15. (2011)
- [35.] Faitli J: Szemcsés anyagok - csővezetékben - folyadékárammal való szállításának méretezése.: 2. rész: A nyomásvesztés számítása. ÉPÍTŐANYAG 64. évfolyam:(1 - 2. szám) pp. 2-7. (2012a)
- [36.] Faitli J, Böhm J, Mucsi G, Gombkötő I.: A gyöngyösoroszi szulfidos ércbánya végleges bezárása hidraulikus tömedékeléssel; a mechanikai eljárás technika szerepe a technológia kifejlesztésében. Bányászati és Kohászati Lapok-Bányászat 145(5): pp. 13-20. (2012b)
- [37.] Faitli J, Weisz R: Hydraulic Backfill Technology for the Closure of the Abandoned Sulfide Mine in Mátraszentimre. GEOSCIENCES AND ENGINEERING: A PUBLICATION OF THE UNIVERSITY OF MISKOLC Vol. 1. (No. 2.): pp. 39-44. (2012c)
- [38.] Faitli J, Magyar T: Optimizing the Operation of Municipal Solid Waste Landfills. In: Gombkötő I. (eds.): 18th International Conference of Waste Recycling. Miskolc, Hungary, 2014.10.09-2014.10.10. (2014a)
- [39.] Faitli J, Czél P: Matrix Model Simulation of a Vertical Roller Mill with High-Efficiency Slat Classifier. CHEMICAL ENGINEERING & TECHNOLOGY 37: Paper 5. 9 p. (2014b)
- [40.] Faitli J: Szemcsemozgás mérése és számítása nem-newtoni egy- és többfázisú közegekben. Bányászati és Kohászati Lapok-Bányászat 2015/3. pp. 2-9. (2015)
- [41.] Faitli J, Gombkötő I: Some technical aspects of the rheological properties of high concentration fine suspensions to avoid environmental disasters. JOURNAL OF ENVIRONMENTAL ENGINEERING AND LANDSCAPE MANAGEMENT 23(2): pp. 129-137. (2015a)
- [42.] Faitli J, Erdélyi A, Kontra J, Magyar T, Várfalvi J, Murányi A: Pilot Scale Heat Extraction and Utilization System Built into the “Gyál” Municipal Solid Waste Landfill. Proceedings Sardinia 2015, Fifteenth International Waste Management and Landfill Symposium S. Margherita di Pula, Cagliari, Italy; 5 – 9 October (2015b)
- [43.] Faitli J, Magyar T, Erdélyi A, Murányi A: Characterization of thermal properties of municipal solid waste landfills. WASTE MANAGEMENT 36: pp. 213-221. (2015c)

- [44.] Faitli J, Böhm J, Mucsi G, Gombkötő I, Weisz R: Development of Fly-ash Based Hydraulic Backfilling Technology for the Final Closure of Underground Mines. SOLID STATE PHENOMENA 244: pp. 130-139. (2016a)
- [45.] Faitli J, Magyar T, Erdélyi A, Jambrich R, Murányi A, Kontra J, Várfalvi J: Kapcsolási elrendezés vízszintes elrendezésű hőcserélőkkel rendelkező hulladéklerakók bomlási hőjének kinyerésére és hasznosítására. NSZO: B09B 1/00; Ügyszám: U 15 00168, Közzététel éve: (2016b)
- [46.] Faitli J, Magyar T, Erdélyi A, Jambrich R, Murányi A, Kontra J, Várfalvi J: Kapcsolási elrendezés függőleges elrendezésű kúttal rendelkező hulladéklerakók bomlási hőjének kinyerésére és hasznosítására. NSZO: B09B 1/00; Ügyszám: U 15 00169, Közzététel éve: (2016c)
- [47.] Faitli J: Continuity theory and settling model for spheres falling in non-Newtonian one- and two-phase media. INTERNATIONAL JOURNAL OF MINERAL PROCESSING 169: pp. 16-26. (2017)
- [48.] Faitli J, Magyar T, Romenda R, Erdélyi A, Boldizsár Cs: Chapter 9. Laying the Foundation for Engineering Heat Management of Waste Landfills. In: Norma Chandler (szerk.) Landfills: Environmental Impacts, Assessment and Management. Hauppauge (NY): Nova Science Publishers, pp. 215-244. (2017a)
- [49.] Faitli J, Bohács K, Mucsi G: Online rheological monitoring of stirred media milling. POWDER TECHNOLOGY 308: pp. 20-29. (2017b)
- [50.] Faitli J, Gombkötő I, Mucsi G, Nagy S, Antal G: Mechanikai eljárás technikai praktikum. Miskolc: Miskolci Egyetemi Kiadó, 312 p. (2017c)
- [51.] Faitli J, Csőke B, Nagy Z, Németh S: Developing the combined magnetic, electric and air flow (KLME) separator for RMSW processing. WASTE MANAGEMENT & RESEARCH 36: p. 9. pp. 779-787 (2018)
- [52.] Faitli J, Nagy S, Romenda R, Gombkötő I, Bokányi Lj: Assessment of a residual municipal solid waste landfill for prospective 'landfill mining'. WASTE MANAGEMENT & RESEARCH 29 Oct. 2019. p. 11. (2019a)
- [53.] Faitli J, Romenda R: Detailed Sampling Protocol for the Analysis of Residual Municipal Solid Wastes. In: Moustakas K, Loizidou M, (eds.) Proceedings of the 7th International Conference on Sustainable Solid Waste Management. Herakleion, Greece, Hellenic Mediterranean University, p. 10. Paper: Session XXIII/10. (2019b)
- [54.] Faitli J, Weisz R: A mátraszentimrei pernyezagy tömedékelő csővezeték nyomásvesztésének és statikus nyomáseloszlásának számítása. Bányászati és Kohászati Lapok-Bányászat, Kőolaj és Földgáz 153: pp. 3-9 (2020)
- [55.] Faitli J.: Automated batch settling column with vibrated rods and evaluation protocol for living waters mud thickening. REVIEW OF FACULTY OF ENGINEERING ANALECTA TECHNICA SZEGEDINENSIA 14:2 pp. 50-60. (2020)
- [56.] Fejes G, Tarján G: Vegyipari gépek és műveletek. Tankönyvkiadó Budapest. (1972)

- [57.] Garmsir M.R. and Haji Amin Shirazi H.: A new approach to define batch settling curves for analyzing the sedimentation characteristics. *JOURNAL OF MINING & ENVIRONMENT*, Vol.3, No.2, pp. 103-111. (2012)
- [58.] Govier G W, Aziz K: The flow of complex mixtures in pipes. Van Nostrand Reinhold. (1972)
- [59.] Gumulya M M, Horsley R R, Wilson K C: The settling of consecutive spheres in viscoplastic fluids. *INTERNATIONAL JOURNAL OF MINERAL PROCESSING* 82: pp. 106-115. (2007)
- [60.] Hanks R W: Low Reynolds number turbulent pipeline flow of pseudohomogeneous slurries. *Hydrotransport 5*, Hannover BHRA Fluid Engineering. (1978)
- [61.] Hanson J L, Nazli Y, Onnen M T, Liu W L, Oettle N K, Marinos J A: Development of numerical model for predicting heat generation and temperatures in MSW landfills. *WASTE MANAGEMENT* 33: pp. 1993-2000. (2013)
- [62.] He M, Wang Y, Forssberg E: Parameter effects on wet ultrafine grinding of limestone through slurry rheology in a stirred media mill. *POWDER TECHNOLOGY* 161: pp. 10–21. (2006)
- [63.] Horsley M R, Horsley R R, Wilson K C, Jones R L: Non-Newtonian effects on fall velocities of pairs of vertically aligned spheres. *JOURNAL OF NON-NEWTONIAN FLUID MECHANICS* 124: pp. 147-152. (2004)
- [64.] Ihle C F, Tamburrino A: Uncertainties in key transport variables in homogeneous slurry flows in pipelines. *MINERALS ENGINEERING* 32: pp. 54 – 59. (2012)
- [65.] Ihle C F, Tamburrino A: Variables affecting energy efficiency in turbulent ore concentrate pipeline transport. *MINERALS ENGINEERING* 39: pp. 62 – 70. (2012)
- [66.] Janiga, G.: Large-eddy simulation and 3D proper orthogonal decomposition of the hydrodynamics in a stirred tank. *CHEMICAL ENGINEERING SCIENCE* 201: pp. 132–144. (2019)
- [67.] Jewell R J, Fuire A B, Lord E R: (editors) *Paste and thickened tailings: a guide*. Publisher: Australian Centre for Geomechanics. (2002)
- [68.] Kelessidis V C: An explicit equation for the terminal velocity of solid spheres falling in pseudoplastic liquids. *CHEMICAL ENGINEERING SCIENCE* 59: pp. 4435 – 4445. (2004)
- [69.] Kipke K: Suspendieren in einem 21 m³ – Behälter. *CHEMIE INGENIEUR TECHNIK* 64: (1992)
- [70.] Knieke C, Steinborn C, Romeis S, Peukert W, Breitung-Faes S, Kwade A: Nanoparticle production with stirred-media mills: Opportunities and limits. *CHEMICAL ENGINEERING AND TECHNOLOGY* 33: pp. 1401–1411. (2010)
- [71.] Kraume M, Zehner P: Suspendieren im Rührbehälter-Vergleich unterschiedlicher Berechnungs-gleichungem. *CHEMIE INGENIEUR TECHNIK* 60: pp. 822-829. (1988)
- [72.] Kraume M, Zehner P: Konzept zur Maßstabsübertragung beim Suspendieren in Rührbehälter. *CHEMIE INGENIEUR TECHNIK* 67: pp. 280-288. (1995)

- [73.] Kwade A.: A stressing model for the description and optimization of grinding processes. *CHEMICAL ENGINEERING AND TECHNOLOGY* 26: pp. 199–205. (2003)
- [74.] Kwade A: Mill selection and process optimization using a physical grinding model. *INTERNATIONAL JOURNAL OF MINERAL PROCESSING* 74: pp. 93–101. (2004)
- [75.] Kwade A., Schwedes J.: Wet Grinding in Stirred Media Mills. In *Handbook of Powder Technology*; Elsevier Science B.V.: Amsterdam, The Netherlands, pp. 251–382. (2007)
- [76.] Latzel W, Molerus O: Mindestrührerdrehzahlen beim Suspensieren von Feststoff. *CHEMIE INGENIEUR TECHNIK* 59: pp. 236-237. (1987)
- [77.] Lazarus J H: Rheological characterisation for optimising specific power consumption of a phosphate ore pipeline. *Hydrotransport 7*, Sendai BHRA Fluid Engineering (1980)
- [78.] Lefebvre X, Lanini S, Houi D: The role of aerobic activity on refuse temperature rise. I: Landfill experimental study. *WASTE MANAGEMENT* 18(5): pp. 444–452. (2000)
- [79.] Maciejewski W, Lord E, Gillies R, Shook C: Pipeline transport of large ablating particles in a non-Newtonian carrier. *POWDER TECHNOLOGY* 94: pp. 223 – 228. (1997)
- [80.] Magyar T.: Települési szilárdhulladék lerakók hógazdálkodásának megalapozása. PhD doktori értekezés. Miskolci Egyetem. (2017)
- [81.] Magyar T, Faitli J, Szabó R: Geopolimer-EPS kompozit szigetelő anyagok eredő hővezetési tényezőjének elméleti és kísérleti vizsgálata. *ÉPÍTŐANYAG: JOURNAL OF SILICATE BASED AND COMPOSITE MATERIALS* 69: pp. 74-82. (2017)
- [82.] Mahmood K, Adila Batool S & Nawaz Chaudhry M: Studying bio-thermal effects at and around MSW dumps using Satellite Remote Sensing and GIS. *WASTE MANAGEMENT*, 55, pp. 118-128. (2016)
- [83.] Mann H et al.: Analytical description of the unsteady settling of spherical particles in Stokes and Newton regimes. *GRANULAR MATTER* Volume 17. Issue 5: pp. 629-644. (2015)
- [84.] Matousek V: Flow mechanism of sand – water mixtures in pipelines. Publisher: Delft University Press. (1997)
- [85.] Matousek V: Effect of solids distribution near a pipe wall on flow friction in a slurry pipeline. The 4th International Conference for Conveying and Handling of Particulate Solids. Budapest, Hungary, Proceeding: pp. 13.19 – 13.24. (2003)
- [86.] Marchisio D, Barresi A: CFD Simulation of Mixing and Reaction: The Relevance of the Micro-Mixing Model. *CHEMICAL ENGINEERING SCIENCE* 58: pp. 3579-3587. (2003)
- [87.] Marschall T.J, Holmes J.W: Soil physics. Cambridge University Press. Cambridge. (1979)

- [88.] Mersmann A, Werner F: Theoretical approach to minimum stirrer speed in suspensions. 8th Conference on Mixing, Cambridge, ICHIME Symp. Ser 136. (1994)
- [89.] Mohammed A R: Studying the Factors Affecting the Settling Velocity of Solid Particles in Non-Newtonian Fluids. NAHRAIN UNIVERSITY, COLLEGE OF ENGINEERING JOURNAL (NUCEJ) Vol.16 No.1, pp. 41 – 50. (2013)
- [90.] Mpandelis G E, Kelessidis V C: New approaches for estimation of terminal settling velocity of solid spheres falling in Newtonian and non-Newtonian fluids. In the Proceedings of the 7th National Congress on Mechanics. June 24-26. Chania, Greece. (2004)
- [91.] Myers K J, et al.: Solids suspension agitator design with pitched-blade and high-efficiency impellers. AIChE Symp. Ser. no. 299. pp. 186-190 (1994)
- [92.] Usemann K. W: Entwicklung von Heizungs- und Lüftungstechnik zur Wissenschaft: Hermann Rietschel – Leben und Werk. Publisher: Oldenbourg, München, pp. 54-63. (1993)
- [93.] Perez J, Barrios G, Tavares L M: DEM Simulation of Bed Particle Compression Using the Particle Replacement Method. Proceedings of the European Symposium of Comminution and Separation, Gothenburg. (2015)
- [94.] Phasias N, Boger D V, Summers J, Glenister D J: A fifty cent rheometer for yield stress measurement. JOURNAL OF RHEOLOGY 40(6): 1179–1189. (1996)
- [95.] Ravelet F, Bakir F, Khelladi S R: Experimental study of hydraulic transport of large particles in horizontal pipes. EXPERIMENTAL THERMAL AND FLUID SCIENCE 45: pp. 187 – 197. (2013)
- [96.] Rees J. F: Optimisation of methane production and refuse decomposition in landfills by temperature control. JOURNAL OF CHEMICAL TECHNOLOGY - BIOTECHNOLOGY 30(8): pp. 458–465. (1980)
- [97.] Richardson J. F., Zaki W. N.: Sedimentation and fluidisation. Part 1. TRANSACTIONS OF THE INSTITUTION OF CHEMICAL ENGINEERS 32: pp. 35-53. (1954)
- [98.] Rumpf H: Particle Technology. Chapman and Hall. (1990)
- [99.] Schubert H: Zur Theorie und zur Auslegung von Sedimentationsprozessen. AUFBEREITUNGS-TECHNIK Nr.8: pp. 427-441. (1991)
- [100.] Sengun M Z, Probst R F: Bimodal model of slurry viscosity with application to coal slurries, Part I. RHEOLOGICA ACTA, vol. 28, p. 382, Part II, RHEOLOGICA ACTA, vol. 28: p. 394. (1989)
- [101.] Shi F, Napier-Munn T: Effects of slurry rheology on industrial grinding performance. INTERNATIONAL JOURNAL OF MINERAL PROCESSING 65: pp. 125–140. (2002)
- [102.] Shook C A, Gillies R G, Husband W H W, Small M: Experiments with coarse particles in a 250 mm pipeline. Hydrotransport 10, Innsbruck BHRA Fluid Engineering (1988)

- [103.] Slatter P T, Petersen F W, Moodie L: Rheological characterisation of mineral slurries using balanced beam tube viscometry. *JOURNAL OF SOUTH AFRICAN INSTITUTE OF MINING AND METALLURGY*. pp. 165 – 170. (1998)
- [104.] Sundquist A, Sellgren A, Addie G: Slurry pipeline friction losses for coarse and high density industrial products. *POWDER TECHNOLOGY* 89: pp. 19-28. (1996)
- [105.] Szamek Zs: Hulladéklerakókból kinyerhető hő hasznosítása. (Utilization of heat extracted from waste landfills.) Hungarian patent application, No. 1300001. (2013)
- [106.] Taylor L., Skuse D., Blackburn S., Greenwood R.: Stirred media mills in the mining industry: Material grindability, energy-size relationships, and operating conditions. *POWDER TECHNOLOGY* 369: pp. 1–16. (2020)
- [107.] Tarján G: Ásványelőkészítés II. Tankönyvkiadó Budapest. (1984)
- [108.] Tarján I: A mechanikai eljárástechnika alapjai. Miskolci Egyetemi Kiadó. (1997)
- [109.] Tarján I: Keverés. Szemcsés anyagok és folyadékok keverése. Miskolci Egyetemi Kiadó. (2003)
- [110.] Tarján I, Debreczeni E: A hidraulikus szállítás és hidromechanizáció vizsgálata és bányászati alkalmazása. Akadémiai Doktori Értekezés. Miskolc. (1989)
- [111.] Tarján I, Faitli J: Solid-liquid mixing in a vessel by vertical flow. In: Lakatos I (szerk.) *RECENT ADVANCES IN ENHANCED OIL AND GAS RECOVERY* 300 p. Budapest: Akadémiai Kiadó - Elsevier Science Publishers, pp. 245-254. (2001)
- [112.] Tarján I, Faitli J: Distinction of fine suspension flow from coarse mixture flow by measuring the pressure loss in a horizontal pipe. In: Lakatos I (szerk.) *CHALLENGES OF AN INTERDISCIPLINARY SCIENCES, PROGRESS IN MINING AND OILFIELD CHEMISTRY*. 358 p. Budapest: Akadémiai Kiadó, pp. 285-292. (1999)
- [113.] Tarján I. Faitli J: Bestimmung der Transport Konzentration beim hydraulischen Transport durch Druckmessungen an vertikalen Rohrabschnitten. *PUBLICATIONS UNIVERSITY OF MISKOLC, SERIES A. MINING. VOL. 50. PROCESS ENGINEERING* Fasc. 2. pp. 53-67. (1995)
- [114.] Trinh Quyen V, Nagy S, Faitli J, Csőke B: Determination of radial pressure distribution on the wall of the press channel of a novel biomass single die pelletiser. *EUROPEAN JOURNAL OF WOOD AND WOOD PRODUCTS: Open Access*, published 17 August 2020 pp. 1-12. (2020)
- [115.] Vlasák P, Chára Z, Krupička J, Konfršt J: Experimental investigation of coarse particles-water mixture flow in horizontal and inclined pipes. *JOURNAL OF HYDROLOGY AND HYDROMECHANICS* 62(3): pp. 241–247. (2014)
- [116.] Wall D K, Zeiss C: Municipal landfill biodegradation and settlement. *JOURNAL OF ENVIRONMENTAL ENGINEERING* 121 (3): pp. 214-224. (1995)
- [117.] Wasp E J, Kenny J P, Gandhi R L: Solid-liquid flow Slurry Pipeline Transportation. Trans. Techn. Publications, Clausthal. (1977)
- [118.] Wilson K C: Co-ordinates for the limit of deposition in pipeline flow. Hydrotransport 3, Colorado BHRA Fluid Engineering (1974)

- [119.] Wilson K C, Clift R, Sellgren A: Operating points for pipelines carrying concentrated heterogeneous slurries. *POWDER TECHNOLOGY* 123: pp. 19 – 24. (2002)
- [120.] Wilson K C, Horsley R R, Kealy T, Reizes J A, Horsley M: Direct prediction of fall velocities in non-Newtonian materials. *INTERNATIONAL JOURNAL OF MINERAL PROCESSING* 71: pp. 17-30. (2003)
- [121.] Wilson K C, Sanders R S, Gillies R G, Shook C A: Verification of the near – wall model for slurry flow. *POWDER TECHNOLOGY* 197: pp. 247 – 253. (2010)
- [122.] Xu S., Sun R., Cai Y. et al.: Study of sedimentation of non-cohesive particles via CFD–DEM simulations. *GRANULAR MATTER* 20(4) (2018)
- [123.] Yeşiller N, Hanson J L, Liu W L: Heat generation in municipal solid waste landfills. *JOURNAL OF GEOTECHNICAL AND GEOENVIRONMENTAL ENGINEERING ASCE*, 131(11): pp. 1330-1344. (2005)
- [124.] Yeşiller N, Hanson J L: Systems and methods for temperature control and heat extraction from waste landfills. US 8672586 B2 patent. Date of disclosure: 18.03.2014. (2014)
- [125.] Yeşiller N, Hanson J L, Yee E H: Waste heat generation: A comprehensive review. *WASTE MANAGEMENT* Vol. 42. pp. 166-179. (2015a)
- [126.] Yeşiller N, Hanson J L, Kopp K B, Yee E H: Assessing Approaches for Extraction of Heat from MSW Landfills. *Proceedings Sardinia 2015, Fifteenth International Waste Management and Landfill Symposium S. Margherita di Pula, Cagliari, Italy; 5 – 9 October* (2015b)
- [127.] Yoshida H, Rowe R K: Consideration of landfill liner temperature. *Proc., 9th Int. Waste Management and Landfill Symp., T. H. Christensen et al., eds., CISA, Italy.* (2003)
- [128.] Young A: Application of computer modelling to landfill processes. DoE Rep. No. CWM 039A/92, Dept. of Environment, London. (1992)
- [129.] Zhao N F, Matousek V, Vlasblom W J, Zwartbol A: Two – phase flow of highly concentrated slurry in pipeline. *JOURNAL OF HYDRODYNAMICS Series B.* 16(3): pp. 325-331. (2004)