TAKÁCS PÉTER

TDK DOLGOZAT

BUDAPESTI MŰSZAKI ÉS GAZDASÁGTUDOMÁNYI EGYETEM

GÉPÉSZMÉRNÖKI KAR

ENERGETIKAI GÉPEK ÉS RENDSZEREK TANSZÉK

TDK DOLGOZATOK

BUDAPESTI MŰSZAKI ÉS GAZDASÁGTUDOMÁNYI EGYETEM

GÉPÉSZMÉRNÖKI KAR

ENERGETIKAI GÉPEK ÉS RENDSZEREK TANSZÉK

TAKÁCS PÉTER

TDK DOLGOZAT

Nemgömbi geometriájú tüzelőanyagszemcsék fluidizációs karakterisztikára gyakorolt hatása

Témavezető:

Szücs Botond

Doktorandusz

Energetikai Gépek és Rendszerek Tanszék

Budapest, 2021

Szerzői jog © Takács Péter, 2021.

NYILATKOZATOK

Nyilatkozat az önálló munkáról

Alulírott, *Takács Péter* (ITDDXR), a Budapesti Műszaki és Gazdaságtudományi Egyetem hallgatója, büntetőjogi és fegyelmi felelősségem tudatában kijelentem és sajátkezű aláírásommal igazolom, hogy ezt a TDK dolgozatot meg nem engedett segítség nélkül, saját magam készítettem, és dolgozatomban csak a megadott forrásokat használtam fel. Minden olyan részt, melyet szó szerint vagy azonos értelemben, de átfogalmazva más forrásból átvettem, egyértelműen, a hatályos előírásoknak megfelelően, a forrás megadásával megjelöltem.

Budapest, 2021

Takács Péter

TARTALOMJEGYZÉK

1 Bevezetés 2
2 Szakirodalmi áttekintés 3
2.1 Fluid ágyas technológia 3
2.1.1 Fluidágyas technológia története 3
2.1.2 Fluidizálás folyamata 4
2.1.3 Alkalmazásai 4
2.1.4 Fluidágyas kazán működése 5
2.1.5 Előnyök és hátrányok 7
2.2 Fluidágyak hidrodinamikája 8
2.2.1 Szemcse tulajdonságok hatásai 8
2.2.1.1 Szemcseméret 9
2.2.1.2 Szemcse geometria 10
2.2.1.3 Sűrűség és porozitás 10
2.2.2 A fludizáció típusai, Geldart csoportok 11
2.2.3 U_{mf} meghatározása empirikus összefügésekkel 13
3 Mérési feladatok 16
3.1 Fluidizációs gázsebesség mérés 16
3.1.1 Mérési rendszer 17
3.1.2 SRF (Solid Recovered Fuel) 17
3.1.3 Mérés menete 18
3.2 Szemcseméret eloszlás meghatározása 25
4 Mérési eredmények feldolgozása 29
4.1 Szemcse méret és tömegarány együttes hatásának vizsgálata, empirikus összefüggés létrehozása 29
5 Összefoglalás/Eredmények értékelése 34
6 Felhasznált források 35

1 BEVEZETÉS

A fluidizációs technológia fejlődésével számtalan új lehetőség nyílik meg a mérnökök számára. A legérdekesebb talán, az új alacsonyabb fűtőértékű alternatív üzemanyagok alkalmazhatósága, mint a mezőgazdasági származékokból származó biomassza, a lakossági és termelési hulladékok, illetve az ezekből előállított alternatív tüzelőanyagok (SRF, RDF). Természetesen az új lehetőségek újabb megoldandó problémákat hoznak magukkal. Ezek az alternatív tüzelőanyagok mind méretben, mind alakban jelentősen eltérnek az a fosszilis tüzelőanyagoktól, mint a szénpor, melynek apró szemcsemérete és közel gömb geometriája hidrodinamikai szempontból csekély problémát okoz a fluidizációs berendezésekben.

A nehézségek ellenére szükséges, hogy növeljük az alternatív tüzelőanyagok használatát. Mivel nagy részük hulladék származék, ezért a felhasználásuk hulladékgazdálkodás szempontjából is előnyös. Csökkenti a lerakott hulladék mennyiségét, ezáltal nem vesz el értékes területeket a környezettől és a mezőgazdaságtól, továbbá a fosszilis tüzelőanyagok fogyásának a mértékét is csökkenti.

Éppen ezért jelen dolgozatban SRF hulladékból előállított alternatív tüzelőanyag fluidizációs tulajdonságainak vizsgálatát tűztem ki célul.

2 SZAKIRODALMI ÁTTEKINTÉS

2.1 FLUID ÁGYAS TECHNOLÓGIA

2.1.1 Fluidágyas technológia története

A fluidágyak eredete nem ismert, de valószínűsíthető, hogy folyadék fluidizáció megelőzte a gázzal történő fluidizálást.

Az első szabadalmazott fluidizációs berendezés Fritz Winkler nevéhez köthető, aki füstgázt jutatott egy koksz szemcséket tartalmazó öntőtégelybe. Ez volt első gyakorlatban bemutatott szén elgázosítási folyamat. Winkler megfigyelte, hogy a gáz által elragadott szemcsék hasonló mozgást végeznek, mint egy forrásban lévő folyadék, és így született meg a fluidizációs eljárás. [1]

Maga a „fluidizáció” és a „fluidágy” elnevezés nem volt használatban egészen 1940, amikor is az Egyesült Államokban nehéz szénhidrogének krakkolásához kezdtek el gázhordozós ágyakat fejleszteni.[2]

A szén tüzelésű fluidágyas (CFB) kazán ötlete először Odel fejéből pattant ki 1943-ban. Ezzel a tovább fejlesztéssel a fluidizációs technológia további gyakorlati alkalmazással, a gőzfejlesztéssel és így villamos- és hőenergia termeléssel bővült volna, azonban sajnos az ötletét a tesztelések során felmerülő problémák miatt elvetették. Az elgondolást az 1960-as évek elején Douglas Elliott fedezte fel újra és hamar a fő támogatója lett. Elliott munkájának hatására indult el a nyugvó, vagy buborékos fluidágyas (BFB) tüzelés fejlesztése a British Coal Utalization Research Association és a Central Electricity Generation Board közreműködésével a marchwood-i laboratóriumban.[1], [3]

A cirkulációs fluidágy fejlesztése ezzel párhuzamosan zajlott. A folyamatot Warren Lewis és Edwin Gililand, az MIT kutatói fejlesztették ki, mikor folyadék katalitikus krakkoláshoz megfelelő szilárd-gáz keveredési eljárást próbáltak találni. Az általuk felfedezett folyamatra a „gyors fluidizáció” kifejezést alkalmazták, hogy megkülönböztessék a buborékos fluidizációtól. [3]

Annak ellenére, hogy a technológiát széleskörben alkalmazták a petrolkémiában, legfőképpen krakkolásra, a széntüzelés és elgázosítás területén sokáig nem vált elterjedté. Az első villamos- és hőenergia termelésre tervezett CFB erőművet 1982-ben a Lurgi építette Németországban. Ennek az egységnek 84 MW beépített teljesítménye volt (9 MW villamosteljesítmény, és 75MW hőteljesítmény: 31 MW technológiai gőz és 44 MW olvadt sóolvadék), melyet alacsony minőségű szén égetésével állított elő, mészkőpor jelenlétével.

Ma már fluidágyas erőműveket széles körben alkalmazzák, szén, biomassza, termelési és lakossági hulladék égetésére is. Méretüket tekintve a legnagyobb kémiai reaktorok közé tartoznak, Szecsuanban 2013-ban üzembe álló 600 MW-os szuperkritikus CFB blokk a jelenleg működő legnagyobb fluidágyas kazán, de már egy 660 MW-os ultraszuperkritikus CFB blokk fejlesztésén is dolgoznak. [4]

Tehát a fluidágyas technológiáról elmondható, hogy relatív fiatal, azonban gyorsan fejlődik és a tüzelőanyagok széles skáláján alkalmazzák. A dolgozat következő fejezeteiben részletesebben ismertettem a technológia működését előnyeit is hátrányait, ezzel jobb rálátást adva sikerességének okára.

2.1.2 Fluidizálás folyamata

Szemcsés anyagok fluidizálása során az ágy (szilárd szemcsék halmaza) a fluidizációs térben, a fúvókák felett, azokon helyezkedik el. A fluidizációs térbe alulról levegőt, vagy egyéb gáz áramot juttattnak be ventilátor vagy kompresszor segítségével. Amíg a gázáram áramlási sebessége megfelelően alacsony az ágy és a benne lévő szemcsék nyugalomban maradnak. Ez egészen addig így marad, míg a gázsebessége eléri azt a pontot, ahol az általa közölt kinetikus energia kiegyenlíti a szemcsék közötti tapadási súrlódási, illetve a gravitációs erőt. Ekkor a fluidágyban lévő szemcsék elmozdulnak addigi helyükről és egymáson gördülve, folyadék részecskékhez hasonló mozgást végeznek. Azt a sebességet, ahol a gáz kinetikus energiája megegyezik a szemcsék közti súrlódási és a gravitációs erők összegével, minimális fluidizációs gázsebességnek hívjuk. Ennek fontosságát a későbbi fejezetekben imsertetem.

2.1.3 Alkalmazásai

A fluidágyas technológia sikerességének legfőbb oka, hogy számos alkalmazása van, több területen is. A következő lista néhány fő alkalmazását sorolja a technológiának.[1]

1. Energia átalakítás

- Elgázosítás
- Égetés
- Gőzfejlesztés

2. Petrolkémia
    - Folyadék katalitikus krakkolás
    - Fischer – Tropsch szintézis
3. Érc feldolgozás
    - Alumínium kalcinálás
    - Vasérc előfeldolgozás
    - Előkalcinálás cementgyártáshoz
4. Vegyészet és gyógyszerészet
    - Ftálsav-anhidrid előállítása naftalinból
    - Kloridok, szulfátok bomlása
    - Bután malein sav-anhidriddé oxidálása
    - Metanol olefinekké alakítása
5. Fizikai feldolgozás
    - Szárítás
    - Részecske bevonás
    - Hőkezelés
    - Hőcserélő és füstgáz tisztítás

Jelen dolgozat kizárólag a technológia energetikai alkalmazásaival, legfőképpen a hulladék termikus ártalmatlanításával foglalkozik.

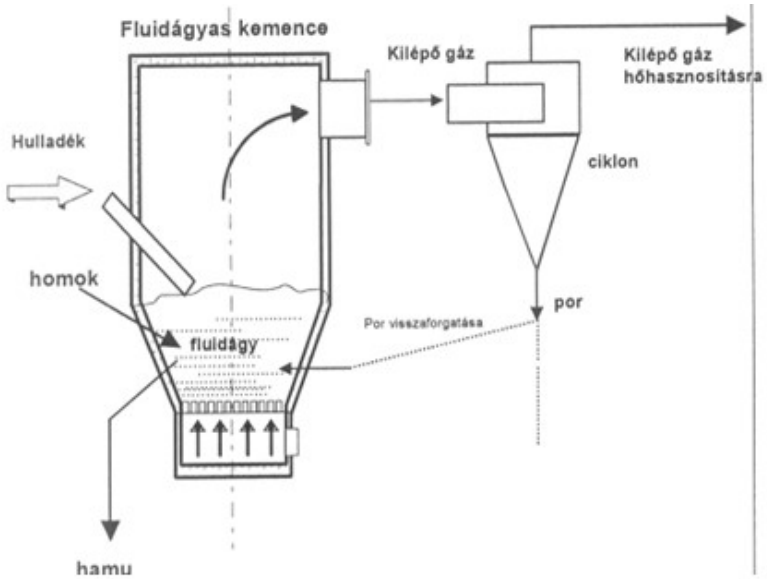
2.1.4 Fluidágyas kazán működése

Az előbbiekben már ismertettem a szilárd szemcsék fluidizálásának folyamatát, a dolgozat ezen részében fluidágyas kemence vagy kazán működési elvét ismertettem röviden, melyet a 2-1.ábra szemléltet.

Maga a fluidizálás folyamata nem tér el a többi alkalmazástól. A szilárd szemcsék a fúvókákon, fúvóka rácson helyezkednek áll. Az ágyba alulról gázáramot juttatunk, mely gázáram átjárja a szemcsék halmazát és amennyiben megfelelő kinetikus energiával rendelkezik,

elmozdítja azokat eredeti helyükről és a folyadék részecskéknél megfigyelhető mozgáshoz hasonló keringő mozgásra kényszeríti azokat. A fontos különbség a fluidizált szemcsék anyagában van. A kazánokban, kemencékben a célunk a tüzelőanyag elégetése, az égés során felszabaduló hő hasznosítása. Ennek megfelelően a fluidizációs kazánokba tüzelőanyagot juttatunk és az égéstérben fluidizáljuk, illetve égetjük el azokat. A probléma, hogy a fluidizáláshoz szükséges levegő áram tüzeléstechnikai szempontból indokolatlanul magas légfelesleg tényezőt eredményezne. Ennek kiküszöbölésére az ilyen berendezésekben a tüzelőanyag mellett egy úgy nevezett ágy anyagot is alkalmaznak, és a kettő együtt alkotja a teljes fluidágyat. Ez általában egy jól fluidizálható, apró szemcse méretű (0,1-0,3mm), nem éghető, inert anyag, például kvarchomok vagy üveggyöngy. A kazánokban jelenlévő szilárd anyag legnagyobb százaléka az ágy anyag, míg a tüzelőanyag mindössze 1-3%-át teszi ki annak.

A tüzelőanyagot felhasználása előtt megfelelő minőségben aprítani kell, illetve egyesesetekben, például hulladék tüzelésnél elő kell válogatni, hogy mentes legyen az éghetetlen inert anyagoktól. A szárítására nincs szükség, mivel az az ágyban megtörténik, ennek köszönhetően magas víztartalmú mezőgazdasági hulladék, de akár folyékony iszapszerű tüzelőanyagok (pl: szennyvíziszap) eltüzelésére is alkalmas lehet.



ábra 2-1: A fluidágyas kazán működése [5]

A tüzelőanyagot ágy felett adagolják be, amely gyorsan elkeveredik az ágyban a fluidágyas kazánok jó keveredési tulajdonsága miatt. Ennek hatására a tüzelőanyag szemcsék hamar a gyulladási hőmérsékletük fölé hevülnek, miközben az ágyban nem észlelhető jelentős hőmérsékletváltozás. Ahhoz, hogy az ágy hőmérsékletét optimális szinten lehessen tartani, az égés

során felszabadult hő egy részét az ágynak kell átadni. A nagyobb szilárd tüzelőanyag szemcsék égése az ágyban történik, míg a kisebb szemcsék és a pirolízis következtében felszabaduló éghető gázok égése afölött zajlik le. Az ágy fluidizálásához és az ágyban lezajló égéshez szükséges primer levegőt az ágy alatt vezetik be. Az ágy fölött szekunder égési levegőt juttattnak be, a gázok égéséhez megfelelő légfelesleg tényező elérése érdekében.

A fluidizáló gáz sebességétől függően kétfajta kazánkialakítást különböztetünk meg. Az első a buborékoló fluidágyas (BFB) kazán, ahol a fluidizáló gázáram az ágy lebegtetéséhez, intenzív keveréséhez elegendő. A másik kialakítás a cirkulációs fluidágyas (CFB) kazán, ahol a gázáram sebessége olyan magas, hogy az ágy az egész égésteret kitölti, sőt a finomabb szemcséket ki is hordja onnan. A kihordott szemcsék füstgázból való leválasztására ciklonokat alkalmaznak, majd a leválasztott hamut és elégetlen tüzelőanyag szemcséket visszahűtéssel, vagy anélkül visszakeverik az ágyba. Ez utóbbi kialakítással nagyobb egységteljesítményeket lehet elérni, azonban a szilárd szemcsék által okozott erózió intenzívebb és az üzemeltetési költségek is magasabbak.

A hőcserélő felületeket az ágyba, az égőtér köré és a füstgáz huzamba helyezik el, egyesesetekben a leválasztott hamu, pernye lehűtésére külön külső hőcserélőt is alkalmaznak.

2.1.5 Előnyök és hátrányok

A fluidágyas kazánok előnyei a hagyományos tüzelési technológiákkal szemben a következőek:

- Egyenletes hőmérséklet eloszlás
- Kiváló hőátadási együttható
- Jó minőségű szilárd-gáz és szilárd-szilárd keveredés
- Nagy tüzelőanyag-flexibilitás
- Magas tüzelési hatásfok
- Ágyon belüli kéndioxid leválasztás
- Alacsony nitrogénoxid kibocsátás
- Nagy fajlagos egységteljesítmény
- Az ágy hőtárolási tulajdonsága miatt bizonyos szintű ingadozás megengedett

A fluidágyas kazánok hátrányai:

- Magas beruházási költség
- Fűtőfelületek intenzív eróziója és korróziója
- Szilárdszemcse leválasztás a füstgázban

2.2 FLUIDÁGYAK HIDRODINAMIKÁJA

A fluidágyakban a szilárd szemcsékre ható gravitációs vonzást a gáz áram által a szemcséken keltett húzóerő ellensúlyozza, melynek eredményeképpen a szemcsék lebegni kezdenek. Az ehhez szükséges gázáramot jellemző minimális fluidizációs gázsebesség a legfontosabb paramétere a fluidágyak áramlástani karakterisztikájának. Nem csak szilárd szemcsék lebegtetéséhez szükséges kinetikus energia mennyiségi kifejezésére szolgál, hanem a fluidizálás intenzitásának értékelése során is jó referencia érték.

Ennek a paraméternek a pontos ismerete fokozattan fontos, annak érdekében, hogy egy berendezés fluidizációs viselkedéseit és ezzel az égetési, elgázosítási hatékonyságát, valamit a berendezés helyes kialakítását és működtetését meg tudjuk határozni.

A dolgozatom ezen részében a fluidizálni kívánt szilárd szemcsék tulajdonságainak hatásait ismertettem a fluidágy hidrodinamikájára és a minimális fluidizációs gázsebességre.

2.2.1 Szemcse tulajdonságok hatásai

A fluidizált ágy, ahogy már korábban említettem folyadékhoz hasonló tulajdonságokat mutat. Ez a szemcsék tulajdonságaira is igaz. Egy olyan szilárd részecske, melynek a sűrűsége a nagyobb az ágy átlag sűrűségénél, elmerül az ágyban, míg egy szilárd szemcse, melynek a sűrűsége kisebb az ágy sűrűségénél, lebegni fog annak tetején. [6]

Ez a megközelítés csupán extrém nagy méret és sűrűség béli eltérések esetén ad kielégítő eredményt, a gyakorlatban az esetek legnagyobb részében több más tényezőt is figyelembe kell vennünk a pontos viselkedés leírásához, mint például a szilárd szemcsék alakja és a fluidizáló gáz sebessége. [7]

2.2.1.1 Szemcseméret

A szemcseméret rendkívül fontos a fluidizációs folyamatokban. Ezt a méretet általában átmérőben fejezik ki, melyet a szitaanalízis során kapnak meg. A szemcseméretét meghatározó átmérőt az azt közre fogó sziták (az utolsó, amin még átfért, és az első, amin már nem) lyukméretének átlagaként kapjuk meg. Gömb geometriától jelentősen eltérő szemcsék esetében ez megfelel a három ortogonális irányba vett legnagyobb méretének. Számos esetben azonban ehelyett valamilyen egyenérték átmérőt alkalmaznak, a legismertebb a Sauter átmérő, vagyis a szemcsével azonos felület-térfogat arányú gömb átmérője. [2]

Amikor ugyan azon anyag két, csak átlagos szemcseméretben eltérő halmazát keverik össze és fluidizálják, akkor a keverék esetén előálló minimális fluidizációs gázsebesség a két különböző méretű komponenshez tartozó érték közé esik és a következő összefüggéssel írható le.[8]

$$U_c = U_s \left(\frac{U_B}{U_s}\right)^{x_B^2} \tag{2.1}$$

Ahol: U_c: a keverék minimális fluidizációs gázsebessége, m/s

U_S: a kisebb szemcseméretű komponens minimális fluidizációs gázsebessége, m/s

U_B: a nagyobb szemcseméretű komponens minimális fluidizációs gázsebessége, m/s

x_B: a nagyobb szemcseméretű komponens tömegszázalékos aránya, -

Azonban ez az összefüggés csak $d_B/d_S < 3$ méretarányok esetében alkalmazható.

Az iparban használt fluidágyakban a szemcsék mérete egy adott méreteloszlásnak megfelelő intervallumon belül változik. Az intervallum határait az aprításhoz, őrléshez használt technológiai határozza meg, mellyel az ágy- és tüzelőanyagot előkészítették. A szemcseméret, illetve a méreteloszlás kis változása is szignifikáns hatást gyakorol az ágy hidrodinamikájára.

Az ilyen méreteloszlások esetében a teljes ágyat egy átlagos szemcsemérettel jellemezük, illetve a szemcseméreteloszlással szokás jellemezni. Az egyik legelterjedtebb átlagos szemcse átmérő a már említett Sauter átlag [9]

$$\bar{d}_p = \frac{1}{\sum(\frac{x_i}{d_{pi}})}$$

Ahol x_i azon részecskék tömegaránya, amelyeknek az átlag mérete d_{pi}, melyet gyakran szita-analízissel határoznak meg.

2.2.1.2 Szemcse geometria

A gyakorlatban szinte egyetlen szemcsés anyag sem tökéletesen gömb alakú. Annak jellemzésére, hogy az adott szemcse alakja milyen mértékben közelíti meg, illetve tér el a gömb alaktól, egy alaktényezőt, a „gömbszerűséget" alkalmazzák.

$$\phi = \frac{A\ szemcsével\ megegyező\ térfogatú\ gömb\ felülete}{A\ szemcse\ tényleges\ felülete} \tag{2.2}$$

Ismert az a tény, hogy azonos térfogatú testek közül a gömbnek van a legnagyobb felülete, így minden esetben $0 < \phi \leq 1$. Tehát egy tökéletes gömb esetén az értéke 1 és minden más szemcse esetén kisebb ennél, minél távolabb áll az alakja a gömbétől, annál kisebb.

Az egyes szemcsék pontos felületének megmérése a gyakorlatban igencsak nehéz, ezért a gömbszerűséget sokszor a kétdimenziós megfelelőjével, a „köralakúsággal" helyettesítve közelítik. Ebben az esetben természetesen a szemcse orientációja is befolyásolja a merőleges vetületének alakját és területét, ami egyesesetekben nem elhanyagolható pontatlansághoz vezet.

$$₵ = \frac{A\ szemcsével\ megegyező\ területű\ kör\ kerülete}{A\ szemcse\ \ merőleges\ vetületének\ tényleg\ \ \ kerülete} \tag{2.3}$$

Meg kell jegyezni, hogy sem a gömbszerűség, sem a köralakúság nem tökéletes indikátora a szemcsék alakjának, különösen komplex geometria esetén. [2]

2.2.1.3 Sűrűség és porozitás

Nem porózus anyagok esetében a szemcsesűrűsége megegyezik az őt alkotó anyag sűrűségével, például szilícium-dioxid sűrűségével homokszemek esetén, Azonban, ha a szemcsék porózusak, mint a legtöbb szilárd katalizátor, illetve a szén esetében, akkor a következő összefüggéssel határozható meg a szemcse sűrűsége:

$$\rho_p = Anyag\ sűrűség\ \cdot (1 - szemcse\ porozitása) \tag{2.4}$$

Szemcsés anyagok esetében bevett szokás, hogy a térfogatsűrűséget (testsűrűséget) határozzák meg, illetve ezzel számolnak. Ez a szemcsék laza halmazának tömege és az általuk elfoglalt térfogat hányadosa.[2]

$$\rho_{bulk} = \frac{m}{V} = \rho_p \cdot (1 - \varepsilon_{bulk}) \tag{2.5}$$

Ahol az ε_{bulk} a szabad térfogati hányad, vagyis a szemcsék közötti üregek össztérfogatának és a teljes térfogatnak a hányada.

$$\varepsilon_{bulk} = \frac{V_{szemcsék\ közti\ rések}}{V_{szemcsék+a\ köztük\ lévő\ rések}} = 1 - \frac{\rho_{bulk}}{\rho_p} \tag{2.6}$$

Ezek talán a legfontosabb szemcse tulajdonságok, mikor a fluidizációs tulajdonságokat vizsgáljuk, természetesen még sok más egyéb tényező is szerepet játszik, azonban ezek vizsgálatára nem térek ki a dolgozatomban.

2.2.2 A fludizáció típusai, Geldart csoportok

Amikor a gáz áramlási sebessége növekszik - egy olyan fluidágyban, ahol a szilárd szemcsék méretében nagy mértékű eltérés tapasztalható - , akkor a kisebb szemcsék hajlamosak az ágyban található üregek felé mozogni, míg a nagyobb méretű szemcsék többnyire stabilan egyhelyben maradnak, egészen addig, amíg a gáz sebesség eléri a minimális fluidizációs sebességet, amikor is az ágy elkezd fluidizálni. A gáz sebesség további növelésével az ágyban a szemcsék szegregációja alakul ki, a nagyobb szemcsék leülepednek az ágy alsóbb szegmenseibe, míg a kisebb szemcsék az ágy teteje felé mozognak. A szegregáció nem kívánatos jelenség a fluidizációs berendezések működtetése esetén, éppen ezért fontos lehet vizsgálni a szemcse méret eloszlását az ágyban.

D. Geldart 1973-ban [10] megjelent cikkében megállapította, hogy a szilárd részek gázzal történő fluidizációja során a szemcsék viselkedése négy jól elkülöníthető csoportba sorolható a sűrűség különbség és az átlagos szemcse méret alapján.

Az **A csoportba** jellemzően kis áltagos szemcse mérettel és/ vagy alacsony részecskesűrűséggel rendelkező porok tartoznak. A buborékolás előtt az ágy jelentősen kitágul, a gáz betáplálás hirtelen megszűntetése esetén lassan hullik vissza. Ezen csoportba tartozó porok ideálisak a fluidizálásra, mivel a szilárd részek magas keveredést mutatnak, már relatív alacsony gáz sebességek esetén is. A gázbuborékok többször szétválnak, majd újra egyesülnek, míg áthaladnak az ágyon.

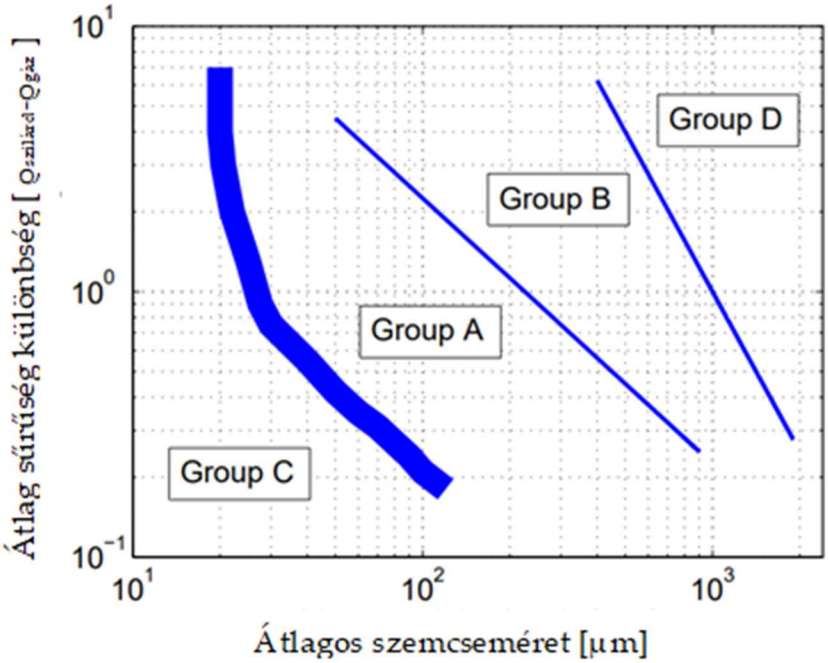
A **B csoportba** tartozó anyagok közül a legjellemzőbb a homok, szokták homok szerű anyagoknak is hívni. Az A csoporttal ellentétben a minimális fluidizációs sebességnél, vagy valamivel felette természetes módon megjelennek az ágyban a gázbuborékok. Az ágy csak kis mértékben tágul ki és a gázáram megszüntetése esetén gyorsan összeomlik. Buborékok

jelenlétében nincs, vagy csak kis mértékű részecske cirkuláció áll fenn és a buborékok külön álló diszkrét objektumként törnek a felszínre.

A **C csoportba** olyan porok tartoznak, melyek szemcse mérete még az A csoporténál is sokkal finomabb, és a szemcsék között jellemzően nagy kohézió áll fent. Az ilyen anyagok fluidizálása meglehetősen nehéz, mivel a szilárd részek összeragadva, dugót képezve emelkednek fel, így a gáz a köztük kialakuló csatornákon keresztül áramlik. A probléma oka, hogy a részecskék közötti erők nagyobbak, mint a fluidizációhoz használt gázáram által a részecskékre gyakorolt erő. Az ilyen szintű kohézió általában nagyon kis szemcseméretű anyagok, erős elektrosztatikus töltések, meglehetősen nedves vagy ragadós anyagok esetén alakul ki. A részecskék keveredése és az ágy hőátadása jelentősen alacsonyabb, mint az A és B csoport anyagainál.

A **D csoportba** a rendkívül nagy szemcseméretű és nagy sűrűségű anyagok tartoznak. A D csoportba tartozó anyagok fluidizálása problémás, mivel a buborékok gyorsan egyesülnek és nőnek miközben áthaladnak az ágyon, továbbá az ilyen anyagok hajlamosak a csatornás áramlás, illetve a gejzír jelenség kialakulására is, ahol a szemcséket a gázáram a fluidizációs tér széleire halmozza fel, így az áramlási keresztmetszet közepén egy széles csatorna alakul ki, amin a gázáram zavartalanul halad át.

Ebben a dolgozatban SRF másodlagos tüzelőanyag fluidizálását vizsgálom kvarchomok ágyban. Az előbbi átlagos szemcsemérete meglehetősen nagy mind a szemcse méret, mind a szemcsék anyag sűrűsége széles skálán változik, így egyértelműen Geldart-D típusú szemcsék alkotják, míg a kvarchomok a B csoport egyik jellemző anyaga.



ábra 2-2: Szemcsés anyagok Geldart csoportjai [10]

2.2.3 U_{mf} meghatározása empirikus összefüggésekkel

A minimális fluidizációs gázsebességet legpontosabban méréssel lehet meghatározni, azonban ez sokszor költséges és bonyolult lehet, illetve szükség van szakemberekre, akik a méréseket elvégzik. A mérések alapján az elmúlt évtizedekben több mint száz empirikus és félempirikus összefüggés született az U_{mf} meghatározására. Általában az Umf értékét a részecskék tulajdonságainak (például szemcseátmérő, sűrűség, gömbszerűség), gáztulajdonságok (gázsűrűség, viszkozitás) és ágy tulajdonságainak (például szabad térfogati hányad minimális fluidizálásnál) függvényében fejezik ki. Az összefüggések többsége két dimenziómentes számot, a Reynolds- (Re_{mf}) és az Arkhimédész-számot (Ar_{mf}) használja fel.

$$Re_{mf} = \frac{\rho_g d_p U_{mf}}{\mu} \tag{2.7}$$

$$Ar_{mf} = \frac{g\rho_g(\rho_p - \rho_g)d_p^3}{\mu^2} \tag{2.8}$$

Ahol: ρ_p a szilárd szemcse sűrűsége

ρ_g a fluidizáló gáz sűrűsége

d_p a szemcseátmérő

μ a fluidizáló gáz viszkozitása

g a gravitációs gyorsulás

Az összefüggések általánosságban négy különböző alapvető formában állnak elő. Ezek a következők [11]:

1. $Re_{mf} = (K_1^2 + K_2 Ar)^{0.5} - K_1$, ahol K_1 és K_2 empirikus konstansok
2. $Re_{mf} = A \cdot Ar^b$, ahol A és b empirikus konstansok
3. $Re_{mf} = \frac{Ar}{p+q\sqrt{Ar}}$, ahol p és q empirikus konstansok
4. $U_{mf} = KX^{\alpha}, ahol\ X = \left(\frac{d_p^2(\rho_p-\rho_g)g}{\mu}\left(\frac{\rho_p}{\rho_g}\right)^{1.23}\right)$, ahol K és α empirikus konstansok

A minimális fluidizációs gázsebesség meghatározására kifejlesztett egyik legkorábbi összefüggés az egyetlen szemcse fajtából álló anyagok meghatározásánál általánosan használt megközelítés közvetlen kiterjesztése, amely abból áll, hogy az effektív ágytömeget egyenlővé tesszük az Ergun-egyenlet [12] által előre jelzett nyomáseséssel. A részecsketulajdonságok átlagolt értékeinek, azaz az átlagos átmérőnek és az átlagos sűrűségnek a helyettesítése az egykomponensű tulajdonságok helyett a szilárd részecskekeverékek minimális fluidizációs sebességéhez vezet. Ezt a következőképpen lehet felírni

$$\frac{1,75}{\varepsilon_{mf}^3} Re_{mf}^2 + \frac{150(1-\varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3 \phi^2} Re_{mf} = Ar \qquad (2.9)$$

Mivel a gömbszerűség (ϕ) és a minimális fluidizációnál fennálló szabad térfogati hányad (ε_{mf}) értéke nehezen meghatározható, ezért a (2.9) egyenlet a következő egyszerűsített formában is kifejezhető:

$$K_1 Re_{mf}^2 + K_2 Re_{mf} = Ar \qquad (2.10)$$

Ahol: $K_1 = \frac{1,75}{\varepsilon_{mf}^3}$

$K_2 = \frac{150(1-\varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3 \phi^2}$

Wen és Yu 1966-os munkája [13] az elsők között vizsgálta az Ergun-egyenlet (2.10) összefüggésben bemutatott módosítását. Észrevették, hogy a K_1 és K_2 együtthatók állandó értéket

vesznek fel Re_{mf} széles, 0,001 és 4000 közötti tartományában, így a (2.10) összefüggésbe behelyettesítve a következőt kapták:

$$Re_{mf} = (33{,}7^2 + 0{,}0408Ar)^{0{,}5} - 33{,}7 \tag{2.11}$$

Ezt a formát később számos kutatásban alkalmazták.

$$Re_{mf} = (K_1^2 + K_2 Ar)^{0{,}5} - K_1 \tag{2.12}$$

A Wen és Yu féle összefüggés után az $Re_{mf} = A \cdot Ar^b$ összefüggés a legnépszerűbb, több mint 40 ilyen alakban előálló korreláció lelhető fel a szakirodalmakban.[11] Általánosabb formában a következőképpen írható fel:

$$Re_{mf} = A \cdot f(\phi, \varepsilon_{mf}) \cdot \left[g(\rho_p, \rho)\right]^x \cdot Ar^b \tag{2.13}$$

ahol A, x és b empirikus konstansok, ϕ a „gömbszerűséget" leíró alaktényező, ε_{mf} a szabad térfogati hányad minimális fluidizáció esetén. Annak elkerülése érdekében, hogy ne kelljen mérésekkel meghatározni az szabadtérfogati hányadot (ε_{mf}) és a szemcse szfericitását (ϕ), az ε_{mf}-et és a ϕ-t általában adatillesztéssel építik be az A és b empirikus állandókba. Az így egyszerűsített összefüggés a következő formában írható fel:[11]

$$Re_{mf} = A \cdot Ar^b \tag{2.14}$$

A hátránya ennek a megoldásnak, hogy az így előállt összefüggések a kísérleti eredmények regressziója miatt, valamelyest rendszerspecifikusak, és nehezen alkalmazhatók a vizsgált körön túl.

A következő típusú összefüggésből mindösszesen hat található a szakirodalmakban és általánosan az alábbi formában áll elő:

$$Re_{mf} = \frac{Ar}{p + q\sqrt{Ar}} \tag{2.15}$$

Ahol p és q empirikus konstansok, melyeket jellemzően adatillesztéssel határoznak meg, így ebben az esetben is igaz, hogy az összefüggések alkalmazhatósága az adott kísérletre szűkül.

Az utolsó típusú összefüggésből 15 szerepel egyetlen publikációban, azonban ezen kívül mindössze három másik cikkben alkalmazták ezt a korrelációt és a következő általános formában áll elő[11]:

$$U_{mf} = KX^{\alpha} \tag{2.16}$$

Ahol K és α empirikus konstansok, $X = \left(\frac{d_p^2(\rho_p - \rho_g)g}{\mu}\left(\frac{\rho_p}{\rho_g}\right)^{1.23}\right)$, vagyis a szemcse átmérő(d_p), gáz és szemcse sűrűség (ρ_g és ρ_p), gáz(μ) viszkozitás és a gravitációs gyorsulás függvénye (g). Az X komponenseinek kitevőit dimenzióanalízissel, a K és α értékét adatillesztéssel határozzák meg.

3 MÉRÉSI FELADATOK

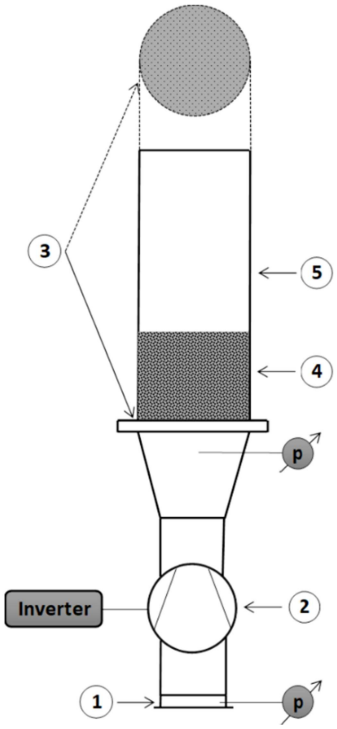
3.1 FLUIDIZÁCIÓS GÁZSEBESSÉG MÉRÉS

A méréseim során az SRF, lakosági hulladékból előállított másodlagos tüzelőanyag és kvarchomok együtt fluidizálását vizsgáltam. Célom az volt, hogy a mérési tapasztalatokra építve meghatározzak egy összefüggést, amely leírja a minimális fluidizáláshoz szükséges gázáram sebeségét az SRF fluidágyban vett tömegszázalékának függvényében.

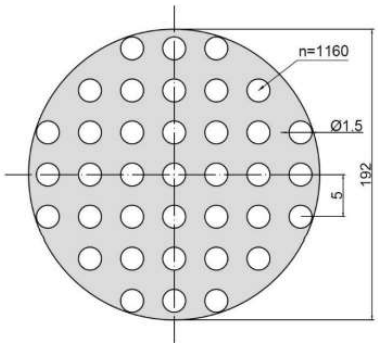
A mérések során segítségemre volt témavezetőm Szücs Botond, aki doktori disszertációjához és szakirodalmi cikkeihez többször folytatott méréseket, a jelen dolgozatban is használt hideg fluidizációs berendezésen.

3.1.1 Mérési rendszer

A hideg fluidizációs berendezés kialakítása a 3-1. ábrán látható. A fluidizáláshoz szükséges levegő áramot a radiális ventilátor szállítja, melynek teljesítményét, így a szállított légáram mennyiségét inverter segítségével állítottam be, a különböző mérési pontokhoz. A légáram sebességének mérésére a ventilátor szívócsonkja elé beépített beszívó mérőperem szolgál. A ventilátor után egy diffúzor elemen keresztül jut a légáram a fúvókákhoz. A fúvókákat vékony plexi lemezbe fúrt lyukak alkotják, melyek kialakítása a 3-2. ábrán látható. A fúvókák felett helyezkedik el fluidizációs ágy, maga a fluidizáció pedig egy 192mm belső átmérőjű plexi csőben zajlik. A minimális fluidizációs gázsebesség meghatározásához két dolgot kell mérnem, a fluidizáló gáz sebességét és a fluidágy nyomásesését. Előbbire a már említett beszívó mérőperem szolgál, ahol a mérőperemen eső nyomást mértem, míg az utóbbit közvetlenül nem állt módomban megmérni, ezért közvetlenül a fúvókák előtti nyomásesést mértem.



ábra 3-2: Hideg fluidizációs berendezés [14] *(1) beszívó mérőperem (2) inverterrel szabályozott radiális ventilátor (3) levegő elosztó (4) fluidágy (5) emelőcső*



ábra 3-1: A fúvókák kialakítása[17]

3.1.2 SRF (Solid Recovered Fuel)

A mérések középpontjában a lakossági kommunális hulladék alapú másodlagos tüzelőanyag, az SRF állt (3.3 ábra). A másodlagos tüzelőanyagok előállítása során a cél a lakossági

ábra 3-3: SRF tüzelőanyag

hulladék tüzelés szempontjából ideálisabbá tétele. Ennek megfelelően a hulladékot átválogatják, megtisztítják az inert anyagoktól és lehetőségeknek megfelelően homogenizálják és aprítják. A végeredmény egy magasabb fűtőértékű, nagyrészt műanyagokból álló hulladék frakció.

A hulladékból előállított másodlagos tüzelőanyagoknak két fajtája van az RDF és az SRF. Kettő között a legnagyobb különbség, hogy míg az RDF fogalma országonként eltérő, addig az SRF Európai Uniós CEN TC/343, EN 15359 szabvány által előírt módon készül, osztályozható, minősíthető (3-1 táblázat). A mérések során használt 4,2,2 minősítésű SRF minták egy magyar hulladékkezelő műből származnak.

Az SRF tüzelőanyag szemcsék mérete, alakja és sűrűsége inhomogén, széles tartományban változik. A szemcsék jellemzően a gömb geometriától jelentősen eltérő alakúak, önmagukban nehezen fluidizálhatók, Geldart D csoportba tartozó szemcsék. Ez ebből adódó nehézségek, illetve pontatlanságok kiküszöbölése érdekében méréseim során az SRF-et kvarchomokhoz keverve fluidizáltam.

táblázat 3-1: SRF tüzelőanyag osztályozása

Vizsgált tulajdonság	Statisztikai mérték	Mérték egység	Osztály				
			1	2	3	4	5
Fűtőérték(NVC)	Átlag	MJ/kg (ar)	≥25	≥20	≥15	≥10	≥3
Vizsgált tulajdonság	Statisztikai mérték	Mérték egység	Osztály				
			1	2	3	4	5
Klór (Cl)-tartalom	Átlag	% (d)	≤0,2	≤0,6	≤1,0	≤1,5	≤3
Vizsgált tulajdonság	Statisztikai mérték	Mérték egység	Osztály				
			1	2	3	4	5
Higany (Hg)- tartalom	Medián	mg/MJ (ar)	≤0,02	≤0,03	≤0,08	≤0,15	≤0,50
	80. percentilis	mg/MJ (ar)	≤0,04	≤0,06	≤0,016	≤0,30	≤1,00

3.1.3 Mérés menete

Ahogyan azt már korábban említettem, a minimális fluidizációs gázsebesség meghatározásához két értéket kell mérnem. A fluidizáláshoz használt gázáram sebességét és a fluidágy

nyomásesését. Az utóbbinak közvetlen mérésére nem volt lehetőségem, a nyomás mérést a fúvókák előtt közvetlenül elhelyezkedő nyomásmérő pontokon végeztem Testo 510i digitális differenciál nyomásmérő segítségével.

A gázsebesség mérésére a radiális ventilátor szívócsonkja előtt elhelyezkedő beszívó mérőperem szolgált beszívó mérőperemen A mérőperemen eső nyomást egy alkohol töltésű ferdecsöves manométerrel mértem, mivel csak ez a műszer annyira pontos, hogy ki tudja mutatni a kezdeti kis sebességhez tartozó nyomáseséseket is. A manométerről leolvasott értékekből nyomásesést a következőképen számoltam.

- Ferdecsöves manométer szintváltozása:

$$\Delta h = c \cdot \Delta x \tag{3.1}$$

Ahol: Δh: szintváltozás a ferdecsőben [mm]

Δx: a ferdecsöves manométerről leolvasható érték [mm]

c: a ferdecső bedöntési aránya pl. 1/50 [-]

- Ferdecsöves manométerrel mért nyomásváltozás

$$\Delta \mathrm{p} = \rho_{alkohol} \cdot g \cdot \Delta h \tag{3.2}$$

Ahol: Δh: szintváltozás a ferdecsőben [m]

$\rho_{alkohol}$: az csőben lévő alkohol sűrűsége ($\rho_{alkohol} = 790\,\frac{kg}{m^3}$)

g: a gravitációs gyorsulás a földfelszínhez közel ($g = 9{,}81\,\frac{m}{s^2}$)

Δp: a beszívó mérőperemen eső nyomás [Pa]

A nyomásmérés eredményeiből a mérőperem összefüggésével határoztam meg a gázsebességet.

$$v = \frac{q}{A} = \frac{\alpha \cdot \varepsilon \cdot \frac{d^2 \pi}{4} \cdot \sqrt{\frac{2 \cdot \rho_{alkoh} \cdot g \cdot \Delta h}{\frac{p_0}{T_0 \cdot R}}}}{A} \tag{3.3}$$

Ahol: v: gázsebessége $\left[\frac{m}{s}\right]$

q: levegő térfogatáram$\left[\frac{m^3}{s}\right]$

A: a fluidizációs tér keresztmetszete (hengerszimmetrikus cső D=0,192m)

α: beszívó mérőperem átfolyási szám, α = 0,6

ε: expanzió viszony, esetünkben ε = 1

d: beszívó mérőperem átmérő, d = 0,06 m

Δh: szintváltozás a ferdecsőben [m]

ρ_{alkoh} : az csőben lévő alkohol sűrűsége ($\rho_{alkoh} = 790 \frac{kg}{m^3}$)

g: a gravitációs gyorsulás a földfelszínhez közel ($g = 9{,}81 \frac{m}{s^2}$)

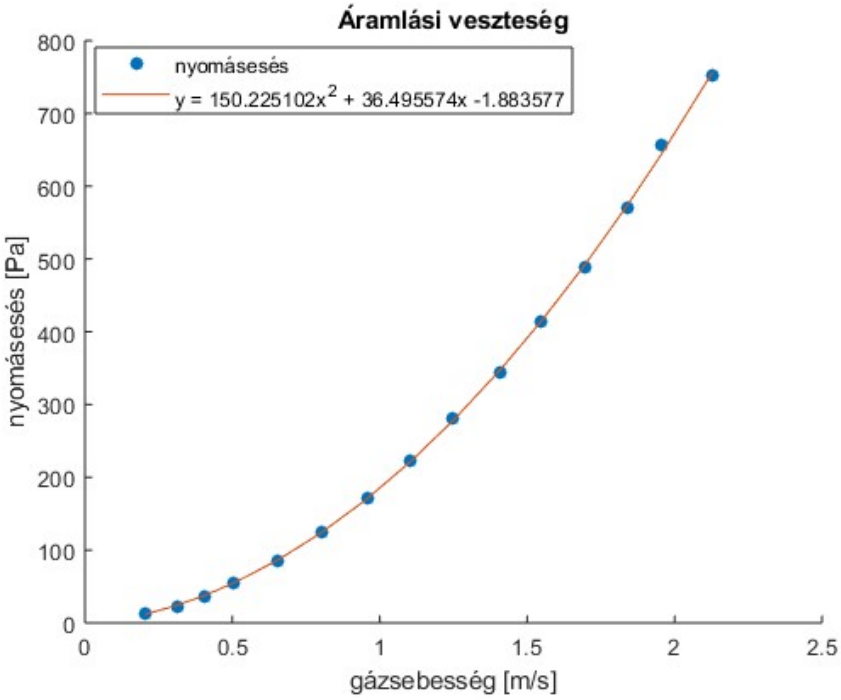
p_0: légköri nyomás a méréshelyszínén [Pa]

T_0: a méréshelyszínén mért levegő hőmérséklet [K]

R: a levegő specifikus gázállandója ($R_{lev} = 287 \frac{J}{kgK}$)

Mielőtt elkezdtem volna az SRF tüzelőanyaggal történő méréseket, még meg kellett határoznom a fúvókák áramlási veszteségét, mivel az ágy nyomásesés mérésnél tapasztalt értékek ezzel a veszteséggel terheltek. A fúvóka veszteség meghatározásához az első mérést üres berendezéssel hajtottam végre, így a mért nyomásesés tisztán a fúvókák áramlási ellenállásából adódik.

A mérést 15 pontban végeztem el, a frekvencia szabályzót 5Hz-ről indítva 2 Hz-ként lépkedtem felfelé. ,ajd 14Hz-től 3Hz-ként haladtam 44Hz-ig, ami gázsebeségben a 0,2-2,1 m/s-os tartomány jelenti. A kapott eredményeket diagramban ábrázoltam (3-3.ábra), majd a mérési pontokra másodfokú polinomot illesztettem. A további mérések során ebbe a polinomba a gázsebességet behelyettesítve minden mérési pontra meghatározható a fúvókák áramlási vesztesége.



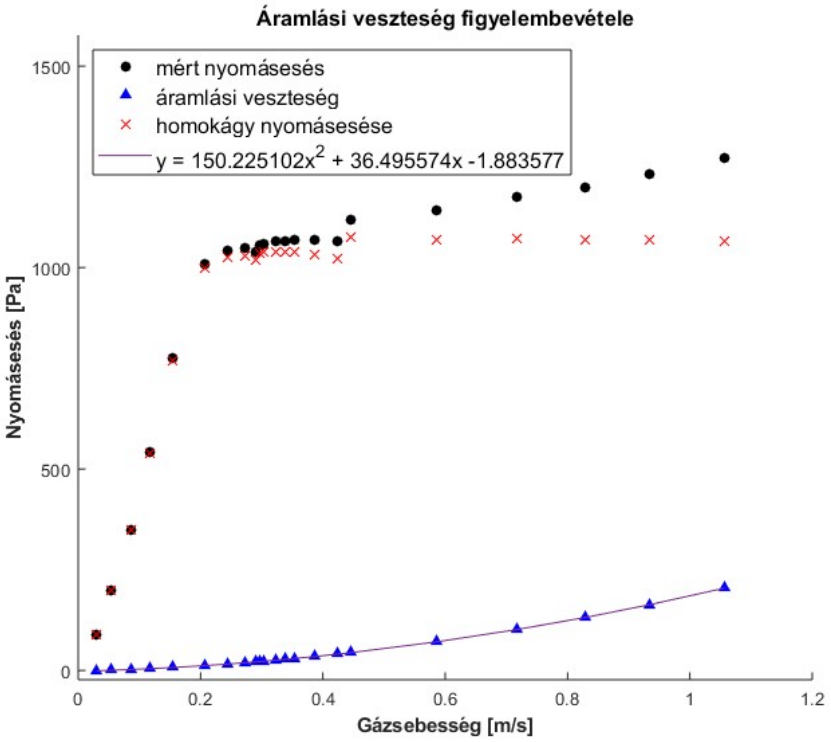
3-3-4. ábra: Áramlási veszteségek meghatározása

Ezek után előkészítettem a méréshez szükséges kvarchomok és SRF mintákat. A méréseket 6 különböző SRF tömegaránnyal végeztem el, 0-2,5% tartományban. Az ágy össztömege minden esetben 3500 gramm volt.

Az áramlási veszteségek figyelembevételének módját a tisztán kvarchomok ágy méréssel, a 3-5. ábrán mutatom be. fekete körökkel a mért nyomás esések láthatók, a gázsebesség függvényében. Az előbb meghatározott polinomban behelyettesítve a gázsebesség értékeket,

megkaptam a fúvókák áramlási veszteségét (kék háromszögek), majd ezeket minden pontban kivonva a mért értékekből megkaptam a homokágy nyomásesését (piros x-ek).

A minimális fluidizációs gázsebesség méréssel történő meghatározására több módszer is



3-3-5. ábra: Áramlási veszteségek figyelembevétele

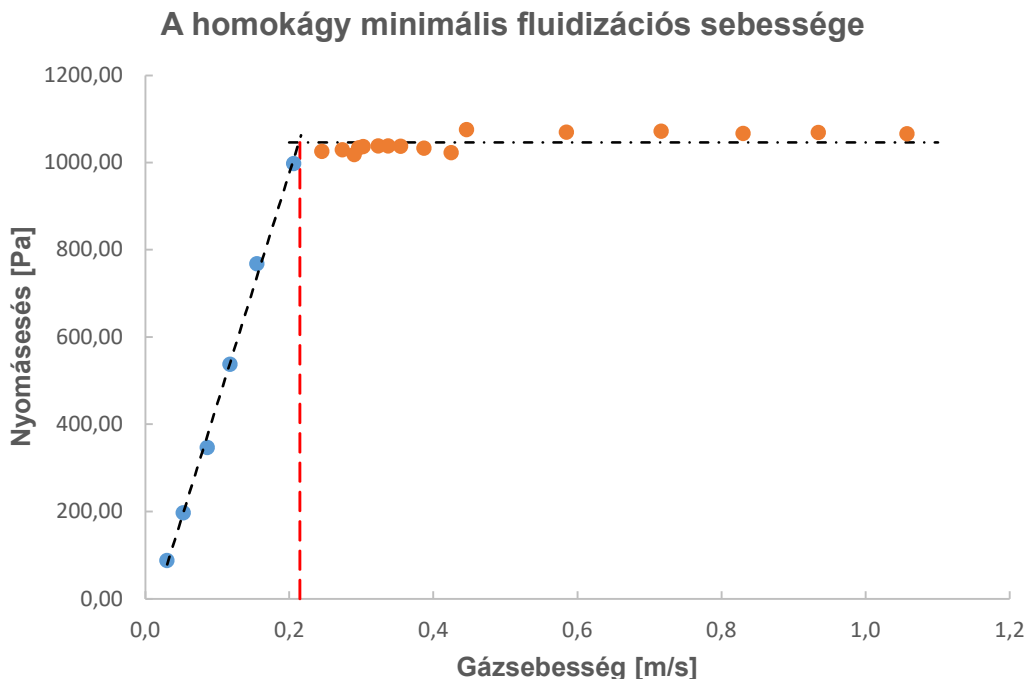
lehetséges. Amennyiben az ágy a fluidizálás folyamata során jól megfigyelhető, vizuálisan is meg lehet határozni, hogy az ágy mikor kezd el fluidizálni. A méréseim során nekem is volt alkalmam megfigyelni az ágy állapotát és a benne keletkező buborékokat, azonban nem erre, hanem a mért nyomás esés értékekre hagyatkoztam.

A fluidágyak nyomásesés-gázsebesség diagramján megfigyelhető a jelenségre jellemző két jól elkülöníthető szakasz, név szerint a kezdeti lineáris és a fluidizálás során tapasztalt állandó szakasz. A fluidizálás során kezdetben a gázsebesség növelésével az ágy nyomásesése lineárisan növekszik, egészen addig, amíg a szemcsék közti erőket ki nem egyenlíti a gázáram szemcsékre gyakorolt húzó ereje. Ekkor a szilárd szemcsék lebegni kezdenek és az ágyon belül folyadékokhoz hasonló keringő mozgást végeznek, ahogy ezt már korábban is említettem, ezt az állapotot hívjuk minimális fluidizációnak.

A gázáram további növelésével az ágy nyomásesése kis ingadozásoktól eltekintve állandónak tekinthető. Ez az állapot addig áll fen, míg a gázáram nem kezdi el kihordani a szilárd

szemcséket a fluidizációs térből. Azt az állapotot, szakaszt, ahol a gázáram magával ragadja a szilárd szemcséket és a fluidizációs térből kiviszi, kihordásnak nevezzük. Innentől kezdve a nyomásesésben csökkenést tapasztalunk, amiért az ágy anyag fogyása felelős.

Tehát ha meg tudjuk határozni a lineáris és állandó szakasz határát, akkor megkapjuk a minimális fluidizációhoz szükséges gázsebességet. A méréseim esetében a ponthalmazokat két részre bontottam (ahogy 3-6. ábrán is látszik), a lineáris szakaszra regressziós egyenest illesztettem, míg az állandó szakasz képző pontoknak átlagoltam a nyomásesését. Az átlag értéket egyenlővé téve a regressziós egyenessel megkaptam a metszésponthoz tartozó gázsebesség



3-3-6. ábra: Minimális fluidizációs gázsebesség (Umf) meghatározása homokágy esetén

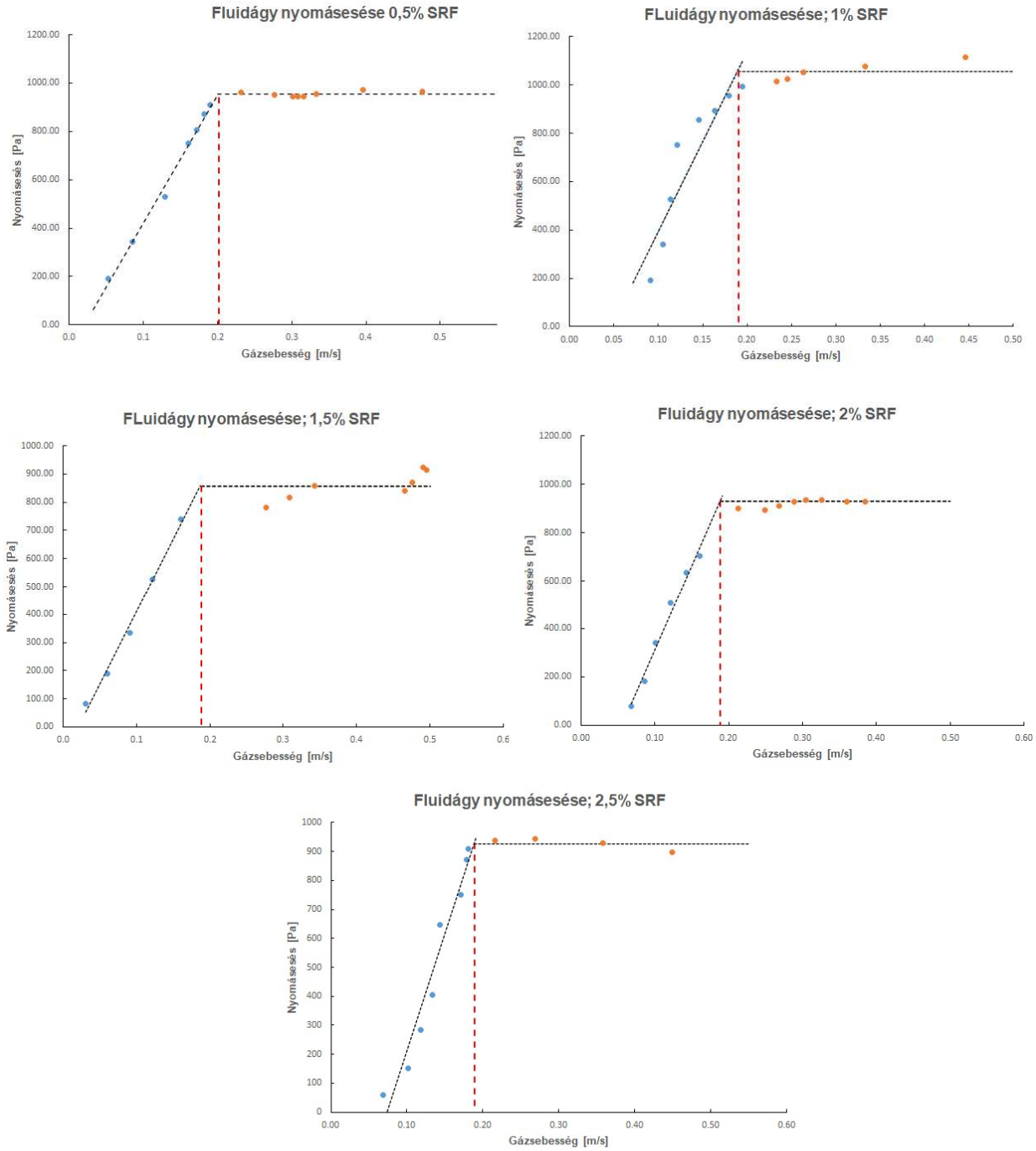
értékét (piros szaggatott vonal).

Az ezt követő 5 mérés során a kvarchomokhoz SRF-et kevertem, a mintákat előre kimértem azok a teljes ágy tömegének 0,5; 1; 1,5; 2; 2,5 százalékát tették ki. A mérések között a homokot átszitáltam, a leválasztott SRF mintákat visszacsomagoltam, hogy a mérések megismételhetők legyenek. Minden mérés előtt a homokot lemérlegeltem, a tömegét az SRF tömegének megfelelően csökkentettem. Annak érdekében, hogy a mérések során a fluidágy minél jobban tükrözze az iparban üzemelő ágyakat, a mérések előtt az SRF és homok keveréket fluidizáltam, így a méréseket egy ipari körülményekhez hasonló keveredésű ággyal kezdtem meg. A mérések eredményét a 3-2. tábláza táblázat tartalmazza, diagramon ábrázolva a 3-7. ábra szemlélteti.

Az eredményeken jól látható, hogy az SRF tömegarányának növelésével a minimális fluidizációs gázsebesség (U_{mf}) csökken. A várt eredmény ezzel pont ellentétes volt, mivel az átlagos szemcseméret növekedésével U_{mf} növekedését vártuk. Az eltérés oka mögöt a szemcsék szegregációja állhat, mivel ennek hatására az ágy részben fluidizáltá válhat, vagyis a kisebb homokszemcsék fluidizálnak, míg a nagyobb SRF szemcsék még nem. Ennek részletes értékelésére a későbbiekben kitérek.

3-2. táblázat Minimális fluidizációs gázsebesség mérés eredményei

w_{SRF}%	0.0	0.5	1.0	1.5	2.0	2.5
m_{homok}[g]	3500	3482.5	3465.0	3447.5	3430.0	3412.5
m_{SRF}[g]	0.0	17.5	35.0	52.5	70.0	87.5
u_{mf} [m/s]	**0.2146**	**0.2018**	**0.1904**	**0.1880**	**0.1887**	**0.1888**
Re_{mf}[-]	7.5108	7.1316	6.7930	6.7699	6.8575	6.9265



ábra 3-7. ábra: Mérési eredmények SRF tüzelőanyag és kvarchomok együtt fluidizálása során

3.2 SZEMCSEMÉRET ELOSZLÁS MEGHATÁROZÁSA

Ezen dolgozatban a célom, hogy az SRF szemcsék tulajdonságainak hatását vizsgáljam a minimális fluidizációs gázsebességre. Ennek az egyik tényezője az SRF szemcsék mérete, illetve a méreteloszlása.

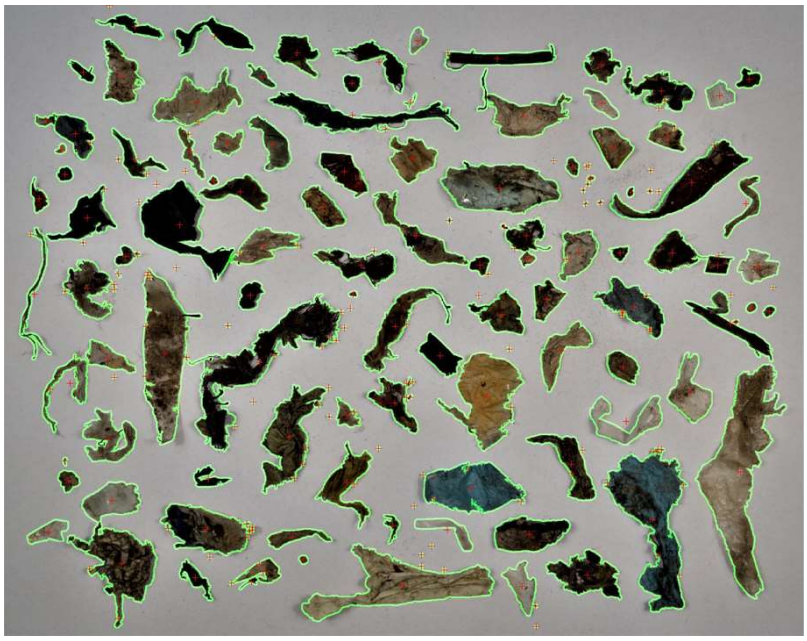
2.3.1.1 fejezetben már ismertettem a szemcseméret hatását a fluidizációs tulajdonságokra, illetve annak meghatározásának módjait. A mérések során két féle anyagot alkalmaztam, kvarchomokot és SRF tüzelőanyagot. A homok méreteloszlása a hagyományos szitaanalízissel könnyen meghatározható. Az általam használt homokminta szemcseméret eloszlását korábbi mérések alkalmával már meghatározásra került így nem kellett nekem elvégeznem a szitaanalízist.

SRF tüzelőanyag esetében azonban a szitaanalízis nem a legmegfelelőbb, mivel a szemcsék mérete rendkívül nagy skálán változik. Ezért az SRF szemcseméreteket kép feldolgozó program segítségével határoztam meg. A program a MATLAB Image Processing eszköztárát használja és Témavezetőm egy korábbi munkája során már alkalmazta[7].

A rendelkezésemre álló SRF-ből 10 db egyenlő tömegű mintát készítettem elő, majd egy A3-as lapra szétterítettem a szemcséket és digitális fényképezőgéppel képeket készítettem róla, a 3-8. ábrán látható módon

3-8. ábra: SRF minta a képfeldolgozó programhoz

Az első és legfontosabb lépés az egyes szemcsék megkülönböztetése és azonosítása, mely eljárást szegmentálásnak nevezünk, ennek egy eredményét a 3-9. ábra mutatja be. A felismerhető szemcsék méretének a fényképező gép felbontása szab határt, azonban ez meglehetősen apró szemcsék esetében jelent csak problémát.



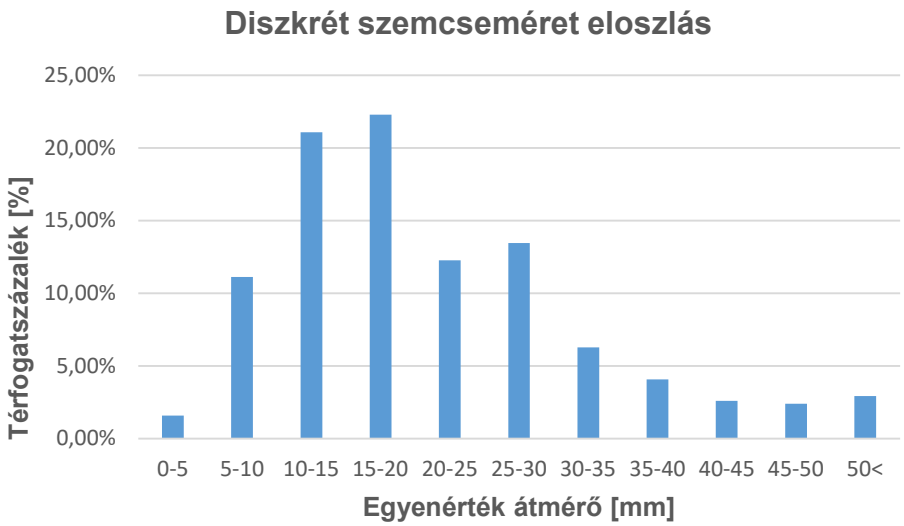
3-9. ábra: SRF szemcsék szegmentálása

Ezek után minden szemcséről részletes számszerű adatokat gyűjtött össze a program, az eszköztár standard eszközkészletével. Így információt nyerhettem az egyes szemcsék területéről, egyenértékű átmérőjéről, illetve az adott minta szemcseméret eloszlásáról is. Az adatok azonban pixel, illetve pixel^2 mértékegységben szerepeltek. Ahhoz, hogy dolgozni tudjak ezekkel az adatokkal meg kellet határoznom a váltószámot pixel és milliméter között. A digitális fényképezőgéppel készített képek pixel sűrűsége 300 dpi volt, ami azt jelenti, hogy 300 képpont per hüvelyk (25,4mm). Ebből egyszerűen kiszámolható, hogy a képeken minden egyes képpont 0,0847 mm-nek felel meg.

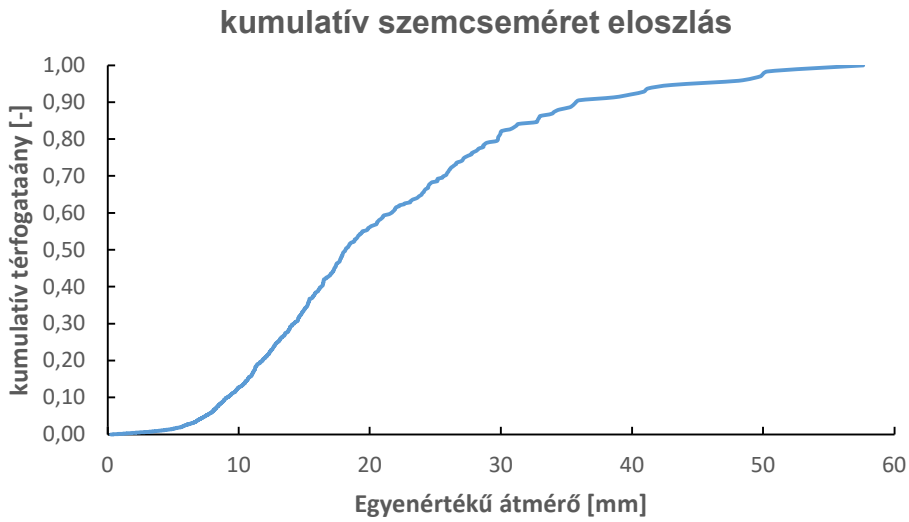
Az SRF szemcsék jellemzően a 3 ortogonális irányból 2 irányba nagyméretűek, míg a harmadik irányba vett méretük messze elmarad az előbbi kettőtől. Ez a tulajdonsága kedvezővé teszi az ilyen fajta szemcseméret meghatározásra. A képfeldolgozás során ugyanis az egyenértékű átmérők a szemcsével egyenlő területű kör átmérőjeként lettek meghatározva, vagyis a szemcsék harmadik ortogonális irányba vett méretét elhanyagoltuk és 2D-s alakzatnak tekintettük.

A szemcséket méretük alapján növekvő sorba rendeztem és megvizsgáltam, hogyan aránylik az egyes mérettartományokba eső szemcsék összterülete az összes szemcse összterületéhez képest. Mivel a szemcséket 2D-s alakzatként kezeltem, így meghatározott terület arány egyenlőnek tekinthető a térfogat aránnyal. Az így előállt diszkrét szemcseméret eloszlást a 3.10 ábrán grafikusan is szemléltettem. A szemcsék hasonló módon képzett kumulatív eloszlását pedig a 3.11 ábra mutatja be.

A kapott adatokat kiértékelve, megkaptam, hogy az általam vizsgált SRF mintának az átlagos egyenértékű átmérője 14,74 mm.



ábra 3-11 : SRF szemcsék diszkrét méret eloszlása



ábra 3-102: SRF szemcsék kumulatív eloszlása

4 MÉRÉSI EREDMÉNYEK FELDOLGOZÁSA

4.1 SZEMCSE MÉRET ÉS TÖMEGARÁNY EGYÜTTES HATÁSÁNAK VIZSGÁLATA, EMPIRIKUS ÖSSZEFÜGGÉS LÉTREHOZÁSA

A dolgozat főcélja, hogy megvizsgálja a SRF tüzelőanyag tulajdonságainak hatását a minimális fluidizációs gázsebességre és lehetőség szerint egy empirikus összefüggéssel összefoglalja azokat.

Ezt megelőzően alapos szakirodalmi kutatást végeztem a témában, melyet a 2.3.3-as fejezetben részleteztem. Célom az volt, hogy az ott ismertettet összefügések négy alaptípusát megvizsgáljam és előállítsam a szükséges empirikus állandókat.

Ehhez először összegyűjtöttem minden olyan adatot az általam vizsgált szemcsés anyagokról, melyek az empirikus összefüggések leírásához szükségesek. Ezek nagy részét nem állt módomban méréssel meghatározni, azonban a kvarchomok a leggyakrabban vizsgált szemcsés anyag a témában, így bőséges információ állt rendelkezésemre a korábbi publikációkból.

Az összegyűjtött adatokat a következő táblázat foglalja össze.

táblázat 4-1:A vizsgált fluidágy komponenseinek tulajdonságai

Tulajdonság:	Me.	SRF	kvarchomok
Átlagos szemcseméret	**mm**	14,74	0,525
Sűrűség	**kg/m^3**	1350[14]	2650[11]
Szfericitás („gömbszerűség”)	**-**	0,23[15]	0,85[11]

A mérések során az SRF és a kvarchomok keverékével dolgoztam, így ezeket az értékeket szükséges meghatározni minden méréshez a keverékre vonatkozólag is. Ehhez előbb szükséges a komponensek térfogat arányainak meghatározása, melyet a tömegarány, a komponens teljes tömege és a sűrűsége alapján számoltam ki.

A keverék sűrűsége a következőképpen számítható ki:

$$\bar{\rho}_p \sum_{i}^{n} \rho_{p,i} \cdot Xi$$

Ahol $\bar{\rho}_p$ a keverék átlagsűrűsége, $\rho_{p,i}$ az i-edik komponens sűrűsége, X_i a i-edik komponens térfogataránya.

Az keverék átlagos átmérőjének és szfericitásának(ϕ) meghatározásához a Sauter átlagot használtam, melyet a következőképen lehet felírni:

$$\bar{d}_p = \frac{1}{\sum_i^n \frac{X_i}{d_i}} \text{ és } \bar{\phi} = \frac{1}{\sum_i^n \frac{X_i}{\phi_i}}$$

A keverék fluidágy kiszámolt paramétereit az egyes mérések esetében a 4-2 táblázat tartalmazza.

táblázat 4-2 : a fluidágy paraméterei

w_{SRF}[%]	0,0	0,5	1,0	1,5	2,0	2,5
V_{SRF}[m3]	0	1,296E-05	2,593E-05	3,889E-05	5,185E-05	6,481E-05
V_h[m3]	0,0013	0,0013	0,0013	0,0013	0,0013	0,0013
X_{SRF}[-]	0,0000	0,0098	0,0194	0,0290	0,0385	0,0479
X_h[-]	1,0000	0,9902	0,9806	0,9710	0,9615	0,9521
ρ_p[kg/m3]	2650,00	2637,30	2624,72	2612,27	2599,93	2587,70
d_p[mm]	0,5250	0,5300	0,5350	0,5401	0,5453	0,5504
Φ[-]	0,8500	0,8282	0,8077	0,7883	0,7700	0,7528

Az empirikus összefüggésekben még egy paraméter szokott előfordulni, amit eddig nem jellemezte, az pedig a szabad térfogati hányad a minimális fluidizáció állapotában (ε_{mf}). Ennek értékét jó közelítéssel vehetem 0,42-nek Geldart B és Geldart D típusú anyagok keveréke esetén.

A méréseket légköri nyomáson (p=101,300 kPa) 298 K hőmérsékletben végeztem el, a fluidizáló gáz levegő volt, aminek a a sűrűsége és a dinamikus viszkozitása ilyen hőmérséklet és nyomáson ρ_g=1,2 kg/m^3 , μ=0,000018 Pa s.

Miután minden adat a rendelkezésemre állt, nem volt más dolgom, csak, hogy megvizsgáljam a 2.3.3 fejezetben ismertetett 4 alap típusú összefüggést és adatillesztéssel megtaláljam az én méréseimhez legjobban illeszkedő konstansokat. Ehhez az adatokat bevittem a MATLAB numerikus matematikai szoftverbe. A 4-2.táblázatban szereplő tényezőket a tömegarány függvényében adtam meg, így az Arkhimédész-szám (Ar), és a 4. típusú összefüggésben szereplő X,

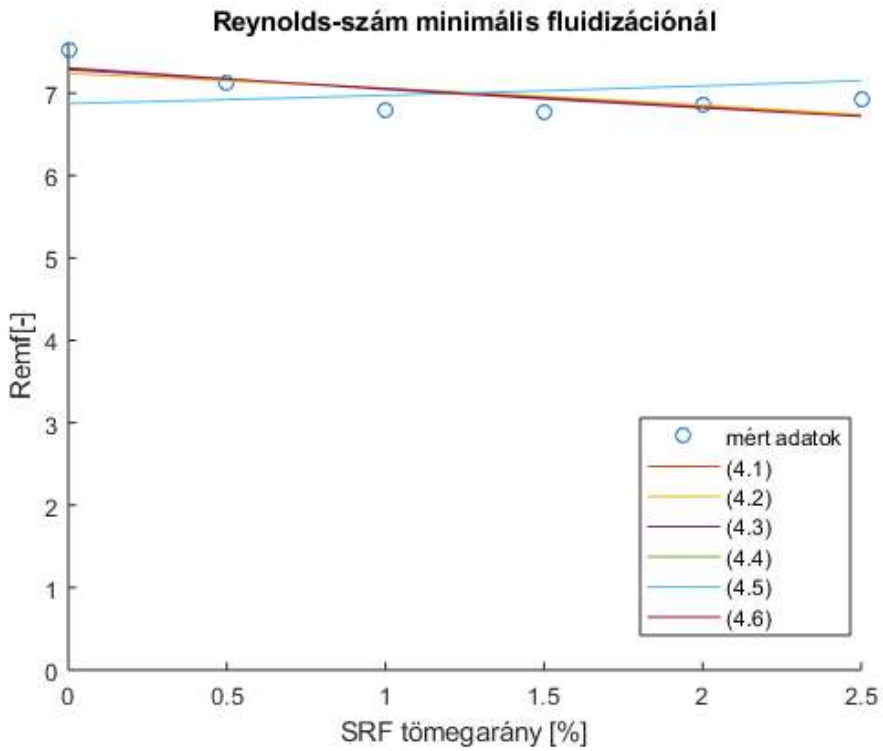
így a minimális fluidizációnál vett Reynolds-szám (Re_{mf}) és a gázsebesség (U_{mf}) is az SRF tömegarányának függvényében állt elő.

Az említett 4 összefüggésen kívül 2 másik alakban előálló összefüggést is megvizsgáltam. Az első az Ergun-féle összefüggés [12] volt, mivel ez az első empirikus összefüggés és a Wen és Yu típusú legnépszerűbb összefüggések is ezen alapulnak, a másik Puspasari et al [16] által ismertettet alakú összefüggés volt, melyre azért eset a választásom, mert ez volt az egyetlen amely csökkenő gázsebességet mutatott a szemcseméret növekedésével, hasonlóan az én méréseimhez.

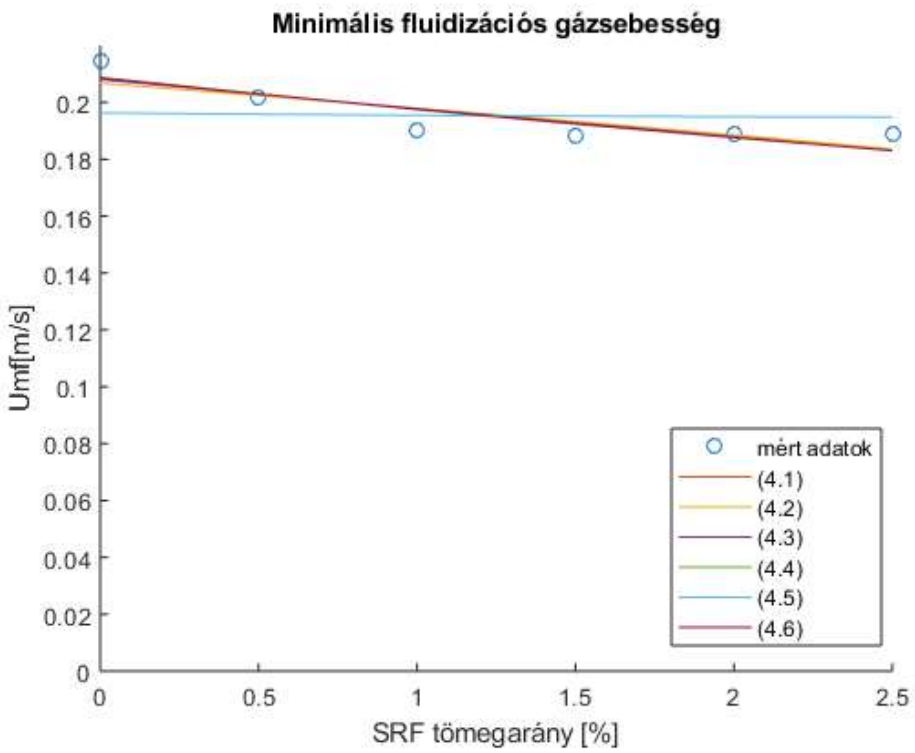
Az adatillesztéshez a MATLAB „Optimalization Toolbox" és „Global Optimalization Toolbox" eszközkészleteit használtam. Az adatokra az lsqcurvefit függvénnyel illesztettem a 2.3.3-ba ismertetett összefüggéseket, eredménykép pedig a konstansokat kaptam vissza. A pontosabb eredmény érdekében a MultiStart függvénnyel 100 random generált pontból indulva kerestem a lokális minimum pontokat. Az így előálló empirikus összefüggéseket és a hozzájuk tartozó determinációs együtthatókat a 4-3. táblázat tartalmazza. Az eredményeket diagramban ábrázolva a 4-1, 4-2 ábrák és kinagyítva pedig 4-3 ábra szemlélteti.

táblázat 4-3: Adatillesztéssel meghatározott empirikus összefüggések és determinációs együtthatójuk

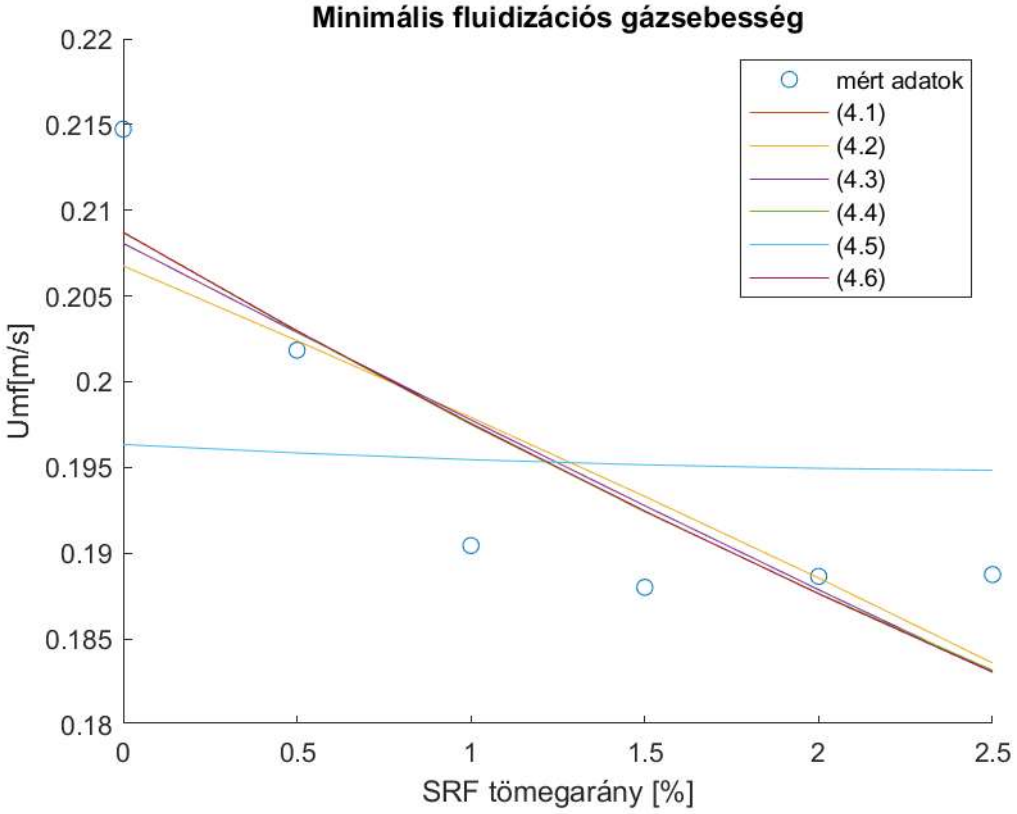
$\boldsymbol{Re_{mf} = \left(\left(\frac{10{,}9145(1-\varepsilon_{mf})}{\phi}\right)^2 + 0{,}1849\varepsilon_{mf}^3\phi Ar\right)^{0.5} - \left(\frac{10{,}9145(1-\varepsilon_{mf})}{\phi}\right)}$	(4.1)	R^2=0,7605
$\boldsymbol{Re_{mf} = ((-4{,}9581)^2 + (-0{,}0014)Ar)^{0.5} - 4{,}9581}$	(4.2)	R^2=0,7013
$\boldsymbol{Re_{mf} = 20777 \cdot Ar^{-0.8338}}$	(4.3)	R^2=0,7354
$\boldsymbol{Re_{mf} = 1{,}5285 \cdot 10^{-4} \cdot \phi^{-1} \cdot \left(\phi^3(1-\varepsilon_{mf})\left(\frac{\rho_p}{\rho_g}\right)Ar\right)^{0{,}6547}}$	(4.4)	R^2=0,7628
$\boldsymbol{Re_{mf} = 4{,}8961 \cdot 10^{-10} \cdot X^{0{,}6547}, ahol\ X = \left(\frac{d_p^2(\rho_p-\rho_g)g}{\mu}\left(\frac{\rho_p}{\rho_g}\right)^{1.23}\right)}$	(4.5)	R^2=0,0975
$\boldsymbol{Re_{mf} = \frac{Ar}{-5{,}7037 \cdot 10^3 + 64{,}4872\sqrt{Ar}}}$	(4.6)	R^2=0,7578



4-1. ábra: Empirikus összefüggések összehasonlítása a mért Re_{mf} értékekkel



4-2. ábra: Empirikus összefüggések összehasonlítása a mért U_{mf} értékekkel



ábra 4-3 : Empirikus összefüggések összehasonlítása a mért U_{mf} értékekkel (kinagyítva)

Jól láthatóan egyik összefüggés se írja le tökéletesen a méréseim eredményét, a hat összefüggésből öt esetében a determinációs együttható 0,7 feletti, ami már megfelelően közelíti a valóságot. A legjobb eredményt Puspasari et al [16] és Ergun [12]összefüggései adták, melyek figyelem bevették a szemcsék szfericitását is Ennél pontosabb eredmények eléréséhez mélyebben kell tanulmányozni a SRF tulajdonságait, illetve a fluidizáció során előálló jelenségeket, amelyeket az SRF szemcse tulajdonságai okoznak, mint például a szegregáció, vagy a csatornás áramlás kialakulása.

5 ÖSSZEFOGLALÁS/EREDMÉNYEK ÉRTÉKELÉSE

Szakirodalmi források alapján ismertettem a fluidizációs technológiai sajátosságait, alkalmazásának előnyeit és hátrányait. Ismertettem a szemcse tulajdonságok hatásait a fluidizációs berendezés hidrodinamikájára.

Méréssel meghatároztam az SRF és kvarchomok keverékből álló fluidágy minimális fluidizációjához szükséges gázsebesség értékét 6 különböző SRF tömegarány esetén. Képfeldolgozó program és szakirodalom segítségével összegyűjtöttem a kvarchomok és SRF tüzelőanyag tulajdonságait. Irodalomkutatást végeztem a szemcse tulajdonságok minimális fluidizációs gázsebességre hatásával kapcsolatban, és összegyűjtöttem a szakirodalomban elérhető empirikus összefüggéseket a témával kapcsolatban.

MATLAB szoftver optimalizációs eszköztárainak segítségével a méréseim adatira illesztettem a bemutatott empirikus összefüggéseket, és meghatároztam a hozzájuk tartozó konstansok értékét, illetve az összefüggések determinációs együtthatóit.

A mérések során jól tapasztalhatók voltak az SRF inhomogenitásából származó nehézségek, melyeket már a bevezetésben is említettem. Ezen jelenségek matematikai leírása nagyon bonyolult, nem véletlenül nem készült még publikáció, mely erre törekedett volna.

Azonban az eredményekről alapján elmondható, hogy a szakirodalomban fellehető empirikus és félempirikus korrelációkra adatillesztéssel előállított összefüggések megfelelő pontossággal közelítik a valóságot. Ennél pontosabb eredményt a mérésre specifikus összefüggéssel lehetne talán elérni, azonban ebben az esetben annak gyakorlati haszna is ezen mérés körére szűkülne le.

6 FELHASZNÁLT FORRÁSOK

[1] P. Basu, *Combustion and Gasification in Fluidized Beds*. Taylor & Francis Group, LLC, 2006.

[2] J. R. Grace, X. Bi, and N. Ellis, *Essentials of fluidization technology*. Wiley-VCH, 2020.

[3] W. Nowak and P. Mirek, "Circulating fluidized bed combustion (CFBC)," in *Fluidized Bed Technologies for Near-Zero Emission Combustion and Gasification*, Woodhead Publishing Limited, 2013, pp. 701–764.

[4] R. Cai *et al.*, "Progress of circulating fluidized bed combustion technology in China: A review," *Clean Energy*, vol. 1, no. 1, pp. 36–49, 2017, doi: 10.1093/ce/zkx001.

[5] P. Tóth, B. Miklós, and G. Nagy, *Energetika*. 2011.

[6] P. Basu, *Circulating Fluidized Bed Boilers*. Springer International Publishing, 2015.

[7] P. Szentannai and B. Szücs, "Vertical arrangement of SRF particles in a stationary fluidized bed," *Powder Technol.*, vol. 325, pp. 209–217, 2018, doi: 10.1016/j.powtec.2017.11.015.

[8] P. N. Rowe and A. W. Nienow, "Minimum fluidisation velocity of multi-component particle mixtures," *Chem. Eng. Sci.*, vol. 30, no. 11, pp. 1365–1369, 1975, doi: 10.1016/0009-2509(75)85066-4.

[9] B. Paudel and Z. G. Feng, "Prediction of minimum fluidization velocity for binary mixtures of biomass and inert particles," *Powder Technol.*, vol. 237, pp. 134–140, 2013, doi: 10.1016/j.powtec.2013.01.031.

[10] D. Geldart, "Types of Gas Fhidization," *Powder Technol.*, vol. 7, pp. 285–292, 1973.

[11] A. Anantharaman, R. A. Cocco, and J. W. Chew, "Evaluation of correlations for minimum fluidization velocity (Umf) in gas-solid fluidization," *Powder Technol.*, vol. 323, pp. 454–485, 2018, doi: 10.1016/j.powtec.2017.10.016.

[12] S. Ergun, "Fluid through packed columns," *Chem. Eng. Prog.*, vol. 48, no. 2, pp. 89–94, 1952.

[13] C.-Y. Wen and Y. H. Yu, "A generalized method for predicting the minimum fluidization velocity," *AIchE J.*, vol. 12, pp. 610–612, 1966.

[14] B. Szücs and P. Szentannai, "Experimental investigation on mixing and segregation

behavior of oxygen carrier and biomass particle in fluidized bed," *Period. Polytech. Mech. Eng.*, vol. 63, no. 3, pp. 188–194, 2019, doi: 10.3311/PPme.13764.

[15] M. S. Alagha, B. Szucs, and P. Szentannai, "Numerical study of mixing and heat transfer of SRF particles in a bubbling fluidized bed," *J. Therm. Anal. Calorim.*, vol. 142, no. 2, pp. 1087–1096, 2020, doi: 10.1007/s10973-019-09135-2.

[16] I. Puspasari, M. Z. M. Talib, W. R. W. Daud, and S. M. Tasirin, "Fluidization characteristics of oil palm frond particles in agitated bed," *Chem. Eng. Res. Des.*, vol. 91, no. 3, pp. 497–507, 2013, doi: 10.1016/j.cherd.2012.08.018.

[17] B. Szücs, "TDK DOLGOZAT - SRF szemcsék vertikális elhelyezkedése fluid ágyban," Budapesti Műszaki és Gazdaságtudományi Egyetem, 2016.