

Megújuló anyagok és folyadékok diffúziós folyamatainak energetikai kutatása

OTKA szakmai projekt záró beszámoló

Dr. Poós Tibor, NKFIH-PD-116326

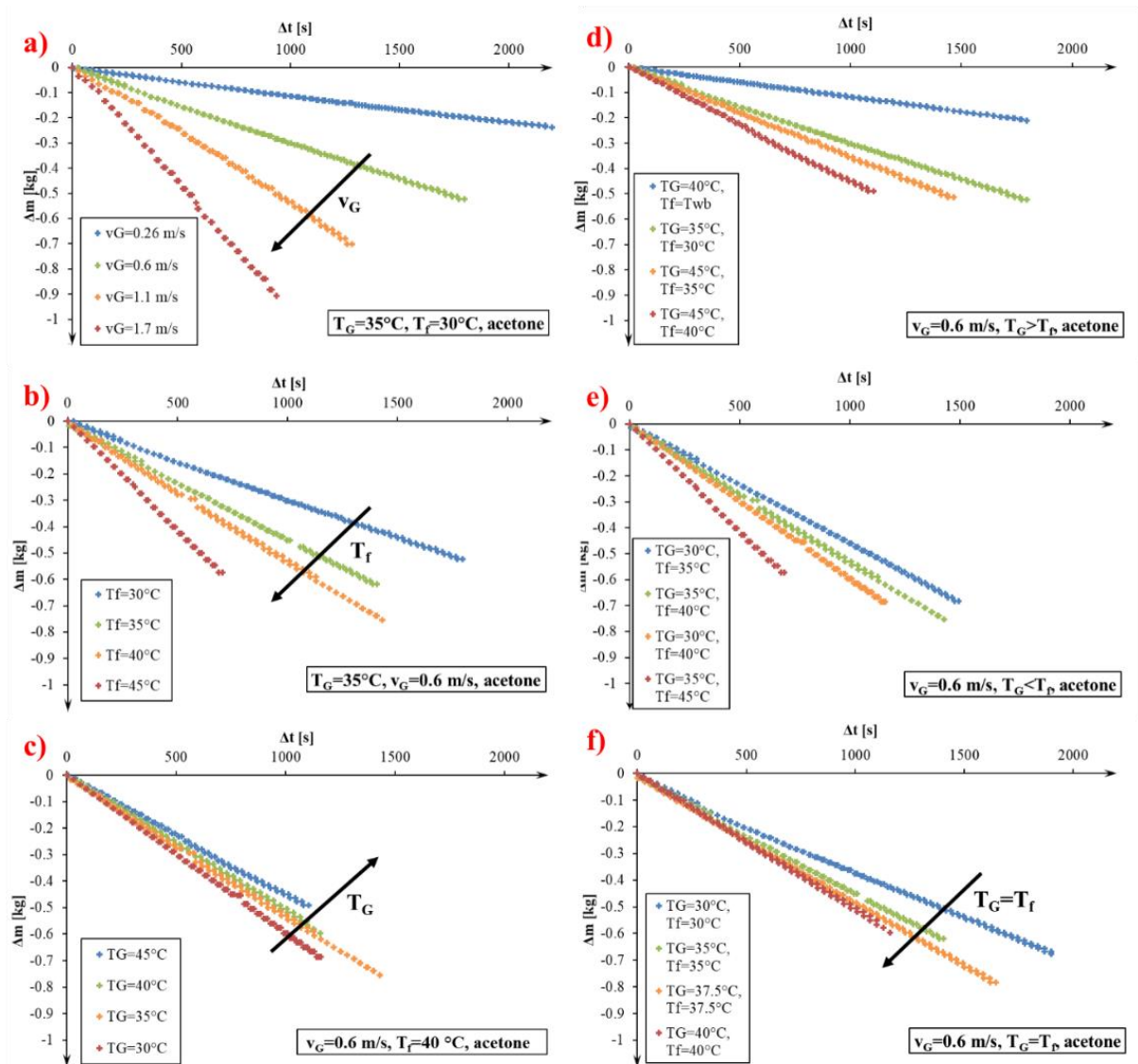
Posztdoktori munkám során három, egymáshoz kapcsolódó kutatási témát indítottam el. Hő- és anyagátadás témakörében egyik esetben a folyadékok párolgási jelenségének matematikai leírását dolgoztuk ki, másik esetben a szemcsés anyagok fluidizációs szárítására jellemző térfogati hőátadási tényezőt meghatározó egyenletet, valamint a szárítást leíró matematikai egyenletrendszeret alkottuk meg. Harmadik esetben a doktori munkám folytatásaként, egy berendezésben keveredő szemcsehalmaz mozgásállapotát, kinetikáját vizsgáltuk a szárítás és a keveredés hatékonyságának növelése, valamint a készülék energiafelhasználásának csökkentése érdekében.

1;

A természetes áramlás által előidézett folyadék párolgásának vizsgálatára egy mérőállomást készítettünk, annak érdekében, hogy a szakirodalomban található párolgási sebesség számítására létrehozott összefüggések megbízhatóságát ellenőrizni lehessen. Méréseink során vizet párologtattunk. A szakirodalomban számos összefüggést közöltek, melyek a természetes áramlás során bekövetkező párolgás sebességét írják le. Ezek közül csak azokat értékeltük ki, melyek az adott mérési körülmények és feltételek mellett voltak érvényesek. A mérési eredményeinket ezeknek az egyenleteknek a megoldásaival hasonlítottuk össze. Az eredmények kiértékelése során négy egyenlet volt $\pm 10\%$ -os eltérésén belül a mért eredményekhez képest, míg akadtak olyan eredmények is, ahol akár 80% -os különbséget is meg lehetett figyelni. Megállapítható, hogy a párolgás jelenségének leírására még mindig nem létezik egy egzakt és biztonságosan használható összefüggés.

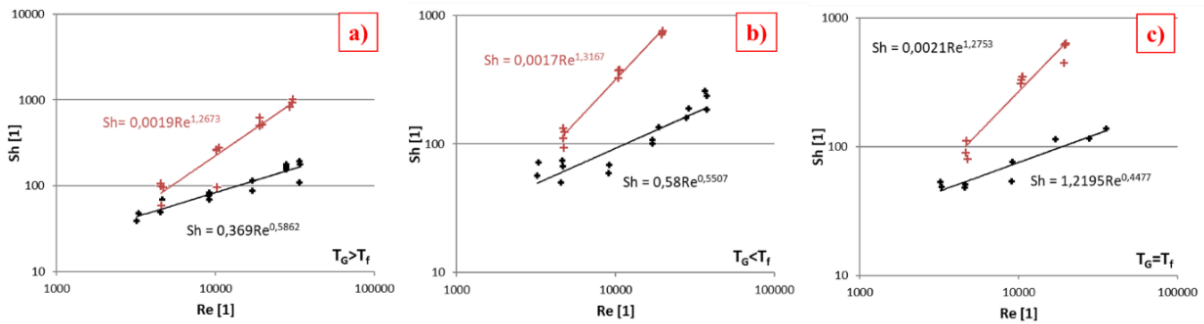
A kényszerített áramlás által előidézett párolgás vizsgálatára szintén egy erre alkalmas mérőberendezést használtam a kutatásom során. A hő- és anyagáramok irányainak szempontjából öt esetet különböztetünk meg. Az első két esetben a hőmérséklet különbség hajtóerő indukálja a diffúziót, míg a harmadik esetben, mikor a levegő és a folyadék hőmérséklete megegyezik, a nedvességtartalom különbség a hajtóerő. A negyedik esetben is fellép diffúzió, de mivel a folyadékfelszín hőmérséklete alacsonyabb a harmatponti hőmérsékletnél, ez nedvesség lecsapódás, kondenzáció formájában történik. Az ötödik esetben nem történik anyagátadás, mivel a levegő és a folyadék hőmérséklete megegyezik, illetve a levegő és a vízfelszín között nincsen parciális nyomáskülönbség, azok egyensúlyban vannak. Ezen öt esetből a kutatásom során eddig az első háromra végeztem méréseket a párolgás mérőállomáson vízre és acetone. A víz és acetone esetén is ugyanazok a tendenciák figyelhetők meg, de a következőkben az acetone kerülnek bemutatásra az eredmények. Az **1. ábra/a-c** mutatja be a folyadék hőmérséklet, mind pedig a gáz hőmérséklet és sebesség változtatásának hatását a párolgási sebességre, ahol az elpárolgott acetone mennyisége van ábrázolva az idő függvényében. Megfigyelhető az **1. ábra/a**, hogy a várakozásoknak megfelelően a nagyobb légsebesség nagyobb párolgási sebességet eredményezett, hiszen annál hamarabb került friss, száraz levegő a nedvességgel telített levegő helyére a folyadék felszínén. Az **1. ábra/b** a folyadék hőmérséklet hatása került ábrázolásra, amiből kitűnik, hogy azonos légsebesség és levegő hőmérséklet mellett az acetone hőmérsékletének növelése a párolgási sebesség növekedését eredményezi. Az **1. ábra/c** látható az az érdekes tendencia, hogy a gáz hőmérsékletének növekedése a párolgási sebesség csökkenését okozza, amit a folyadék felületére nehezedő egyre nagyobb vízgőz parciális nyomás okoz, ahogy növeljük a levegő hőmérsékletét. Az **1/d-f** ábrák mutatják a hőáram iránya szerinti megkülönböztetést az egyes esetekre. Az összehasonlításukból látható, hogy a legnagyobb párolgási sebesség akkor adódik,

amikor a hőáram iránya megegyezik az anyagáram irányával, azaz a folyadékból a levegőbe irányul. Az 1. ábra/d és f diagramok esetében is jellemző a tendencia, hogy magasabb folyadék hőmérséklet nagyobb párolgási sebességet eredményez. Az 1. ábra/f látható, hogy ha nincs hőáram a két fázis között, akkor a közös hőmérséklet befolyásolja a párolgási sebességet, vagyis nagyobb hőmérséklet nagyobb párolgási sebességet eredményez. Ez azért lehetséges, mert a hőmérséklet növekedésével az aceton párolgáshője csökken, a nedvességtartalomkülönbség hajtóerő pedig nő.



1. ábra. Az elpárolgott aceton mennyisége az idő függvényében (a) A légsebesség hatása, b) A folyadék hőmérséklet hatása, c) A gáz hőmérsékletének hatása, d-f) A hőáram irányának hatása)

A mérési eredményeket felhasználva egy Sherwood- és Reynolds-szám közötti dimenziótlán összefüggést hoztunk létre a párolgás jelenségének leírására, a külön vizsgált három esetre, ami a 2. ábrán látható. Ezen egyenletek segítségével megbecsülhető a párolgási sebesség, ha ismert a közegek hőmérséklete és a párolgó felület nagysága.

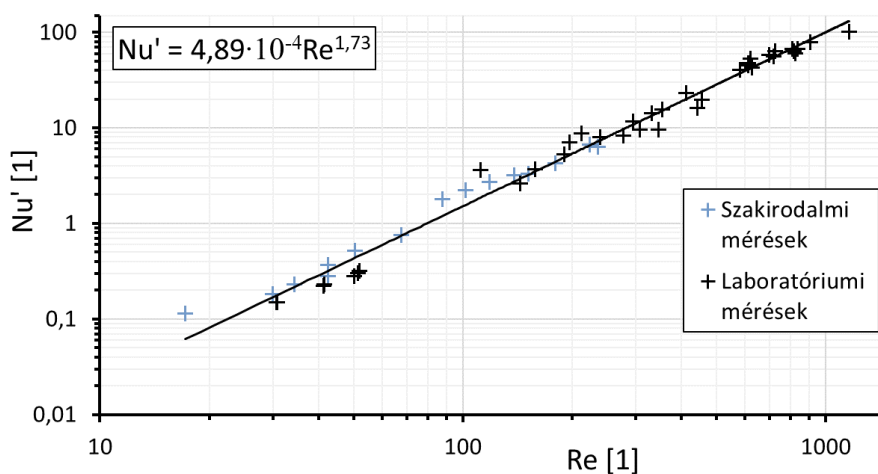


2. ábra. A Sherwood- és Reynolds-szám közötti kapcsolat párolgás víz (fekete) és aceton (piros) esetén a hőáram irányától függően (a) A gáz hőmérséklet magasabb, mint a folyadék hőmérséklet, b) A gáz hőmérséklet alacsonyabb, mint a folyadék hőmérséklet, c) A két közeg hőmérséklete megegyezik)

2;

Szemcsés anyagok fluidizációs szárításának modellezésével foglalkozó szakirodalmak áttekintése után megállapítottuk, hogy számos szerző foglalkozik a hő- és anyagátadási viszonyok leírásával. A szakirodalomban bevett gyakorlattól eltérően a hőátadási tényezőt az érintkezési felülettel összevonva ún. térfogati hőátadási tényező bevezetését javasoltuk, kiküszöbölve az érintkezési felület meghatározásában rejlő bizonytalanságot. Kutatásunk során méréseket végeztünk egy félüzemi fluidizációs szárítón, széles hőmérséklet- és levegősebesség tartományokban. A mérőállomást korábbi munkánk keretében terveztük és üzemeltük be a Tanszék laboratóriumába. A mérési módszer további fejlesztésével meghatározhatókká váltak a térfogati hőátadási tényezők a szárítás állandó és csökkenő száradási sebesség szakaszán.

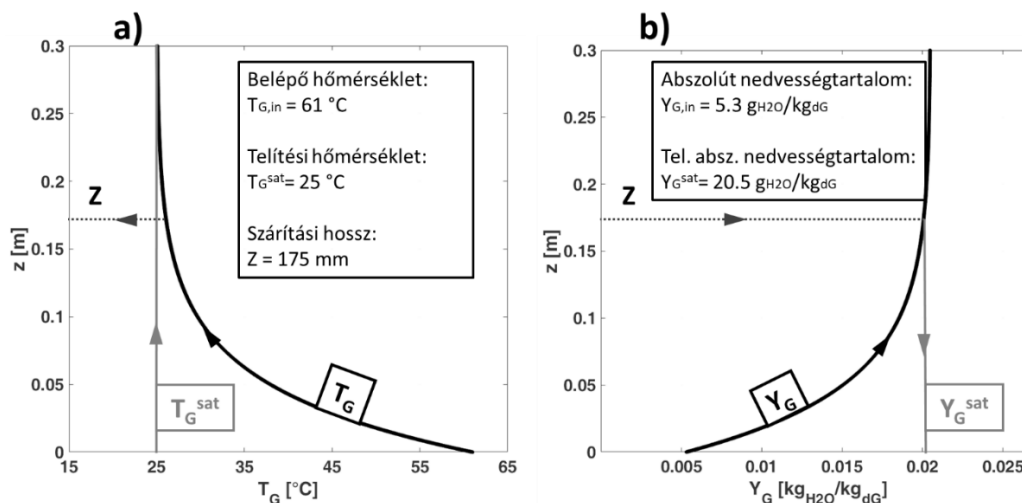
A méréseket különböző típusú mezőgazdasági és élelmiszeripari szemestermékekkel végeztük el, szakaszos üzemmódban. A mérések során meghatároztuk a térfogati hőátadási tényező értékét a szemcsés ágy és a szárítógáz között a szárítás teljes tartományán. Az eddigi mérési eredmények és szakirodalmi források felhasználásával dimenziótlan függvénykapcsolatot hoztunk létre a térfogati hőátadási tényező meghatározására a szárítás állandó száradási sebességű tartományán, adott értelmezési tartományban. A mérési eredményekkel és a szakirodalmi értékek átdolgozásával létrehozott kritériális egyenlet a 3. ábrán látható, mely adott Reynolds-szám tartományban ($17 < Re < 1154$) érvényes.



3. ábra. Nu' – Re összefüggés a mérési és szakirodalmi eredményekből

Kidolgoztuk a fluidizációs szárításra vonatkozó hő- és anyagátadást leíró matematikai modellt a térfogati hőátadási tényező felhasználásával. A modell alkalmas a száradó anyag hőmérsékletének, nedvességtartalmának, valamint a szárítógáz hőmérsékletének és abszolút nedvességtartalmának idő szerinti, továbbá a szárítógáz hőmérsékletének és abszolút nedvességtartalmának a berendezés magassága menti változásának leírására. A matematikai modell bemenő paraméterei a szárítási jellemzőkön és a geometriai adatokon kívül a térfogati hőátadási tényező. A matematikai modell felhasználásával számítási algoritmus készült, mely alkalmazásával a bemeneti paraméterek megadása után meghatározhatóvá válik a szükséges tartózkodási idő adott szemcsés anyag kívánt nedvességtartalomra történő szárításánál.

Ezen felül számíthatóvá válik a szemcsék és a szárítógáz közötti szükséges szárítási hossz, mely magasság mentén az együttes hő – és anyagátadás megtörténik. A szárítógáz a berendezésbe belépve felveszi a nedvességet a száradó anyagból, majd bizonyos magasságban megközelíti a telítési értéket, melynél a nedvességdifúzió jelentősen lelassul. A modell segítségével számolható a levegő abszolút nedvességtartalma és hőmérséklete a szárító magassága mentén. A 4. ábrán a hőmérséklet és nedvességtartalom profilok láthatók a szárító magassága mentén. A 4. ábra/a a hőmérséklet alakulását mutatja a szárítótér mentén. Az ábrán szürke vonal jelzi a telítési hőmérsékletet (T_G^{sat}). A szárítási hossz azon a magasság koordinátán van értelmezve, ahol a szárítógáz hőmérséklete 1 °C-kal megközelíti a telítési hőmérsékletet. Ebben az esetben a szárítási hossz 175 mm volt, mely pontozott vonallal van jelölve. A szárítógáz abszolút nedvességtartalma a szárítási hossz ismeretében határozható meg, 4. ábra/b az abszolút nedvességtartalom profilt mutatja be a szárító hossza mentén. Ez azt jelenti, hogy a szemcsék és a szárítógáz közötti hő- és anyagátadás a szárító egy kis részében van jelen, e fölött a levegő telítődik és nem képes több nedvességet magával ragadni, illetve a hőátadás sem számottevő.



Hiba! Nincs ilyen stílusú szöveg a dokumentumban.. ábra Szárítógáz hőmérséklet (a) és abszolút nedvességtartalom (b) profilja a szárító magassága mentén

Továbbá a modell segítségével kiszámítható a szárítógáz hőmérséklete (T_G^{const}) és abszolút nedvességtartalma (Y_G^{const}) az állandó száradási sebességű szakaszon $z=Z$ koordinátán. A nedves hőmérő hőmérséklet (T_G^{sat}) és az ehhez tartozó telítési abszolút nedvességtartalom (Y_G^{sat}) Mollier-diagram segítségével határozható meg a szárítóba belépő levegő hőmérsékletének és nedvességtartalmának ismeretében. A modell segítségével kiszámított telítési értékek (T_G^{const} és Y_G^{const}), a mért értékek (T_G^{me} és Y_G^{me}), valamint a Mollier diagramból meghatározott telítési értékek (T_G^{sat} és Y_G^{sat}) összehasonlítását az 1. táblázat tartalmazza.

1. táblázat Mért és számított értékek összehasonlítása a telítési értékekkel

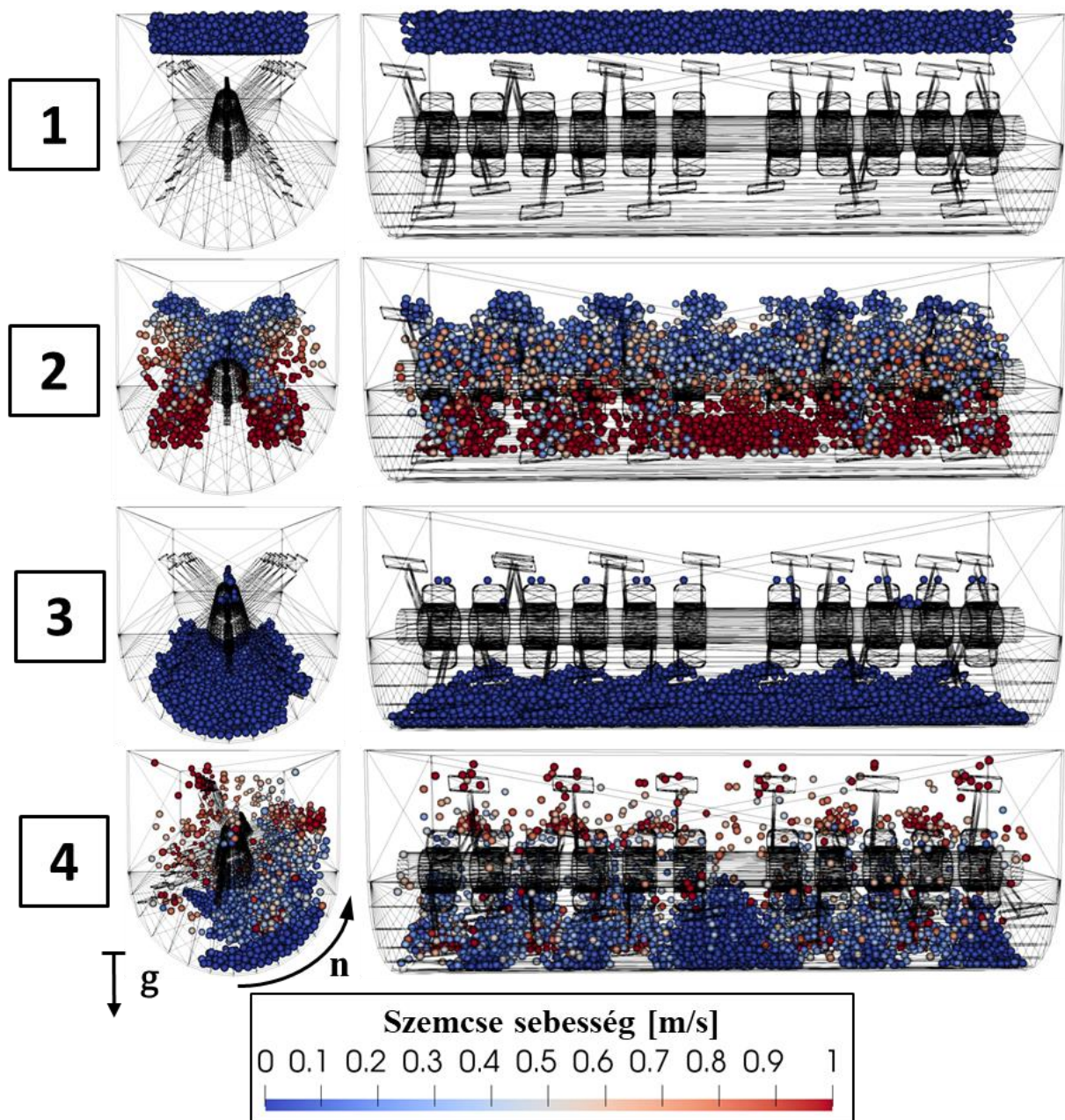
Ssz.	$T_{G^{me}}$	$T_{G^{sat}}$	$T_{G^{const}}$	$\Delta T_{G^{sat}}$	$\delta T_{G^{sat}}$	$\Delta T_{G^{me}}$	$\delta T_{G^{me}}$	$Y_{G^{me}}$	$Y_{G^{sat}}$	$Y_{G^{const}}$	$\Delta Y_{G^{sat}}$	$\delta Y_{G^{sat}}$	$\Delta Y_{G^{me}}$	$\delta Y_{G^{me}}$
	°C	°C	°C	°C	%	°C	%	g _{H2O} /kg _{dG}	g _{H2O} /kg _{dG}	g _{H2O} /kg _{dG}	g _{H2O} /kg _{dG}	%	g _{H2O} /kg _{dG}	%
1	24,9	25,4	25,1	0,3	1,2	0,2	0,8	20,3	21,0	20,2	0,8	3,8	0,1	0,5
2	24,7	25,1	25,0	0,1	0,4	0,3	1,2	20,1	20,8	20,1	0,7	3,4	0,0	0,0
3	27,7	27,8	26,9	0,9	3,3	0,8	3,0	23,2	24,3	22,8	1,5	6,2	0,4	1,8
4	24,3	25,0	24,7	0,3	1,2	0,4	1,6	20,0	20,5	19,8	0,7	3,4	0,2	1,0

A matematikai modellel számított és a telítési hőmérséklet közötti különbség minden esetben $0,9\text{ }^{\circ}\text{C}$ alatt volt, az abszolút hőmérsékletek között pedig $1,5\text{ g}_{\text{H}_2\text{O}}/\text{kg}_{\text{dG}}$ alatt. Továbbá a mért és a modellel számított értékek közötti különbség a hőmérsékletek esetében $0,8\text{ }^{\circ}\text{C}$, abszolút nedvességtartalmak esetén pedig $0,4\text{ g}_{\text{H}_2\text{O}}/\text{kg}_{\text{dG}}$ alatt volt. A mérési és számítási eredmények közötti eltéréseket mérési pontatlanságokra is vissza lehet vezetni.

3;

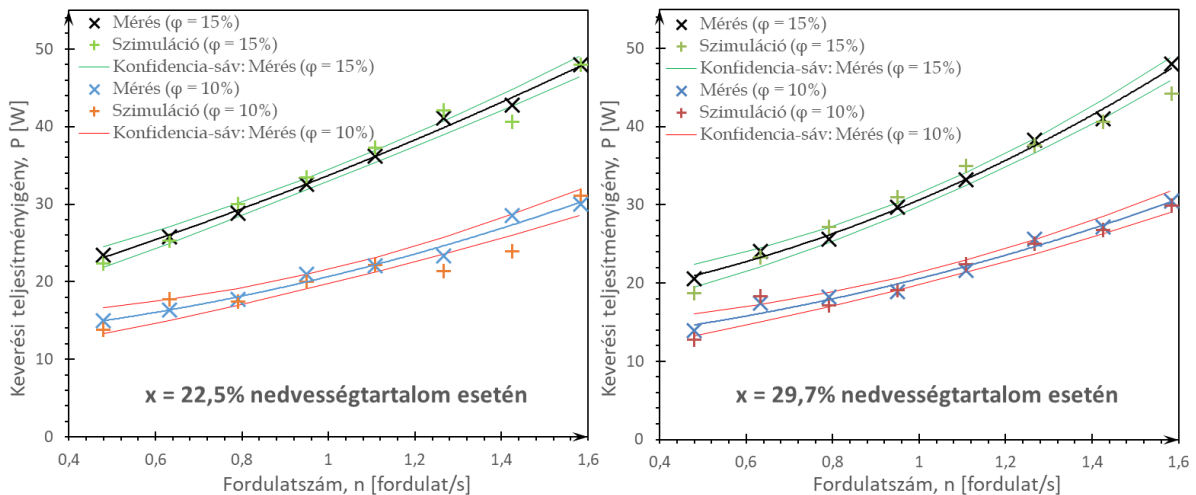
Folyadékok keverési teljesítményigénye meghatározható empirikus módszerrel, melynek leírása a szakirodalom alapján jelenleg jól ismert. Azonban szilárd szemcsés anyagok keverési teljesítményének általános leírása a szakirodalomban jelenleg hiányosan kutatott terület, általános összefüggés nem ismert. Kutatásom célja szilárd szemcsés anyagok keverési teljesítményigényének meghatározása laboratóriumi mérésekkel és numerikus számításokkal. A keverési teljesítményigényt szilárd anyagok esetén befolyásolja a keverő geometriai kialakítása, az üzemi paraméterek (fordulatszám, töltési fok, kevert anyagtömeg), az anyag anyagi jellemzői és nedvességtartalma (sűrűség, belső súrlódási szög, rugalmassági modulus, méret, kohézió). Szemcsés anyagok keverésének vizsgálatára egy félüzemi keverős dobszáritóban hajtottuk végre a méréseinket. Méréseinket hántolt kölessel végeztük a keverőelem fordulatszámának, töltési fok, anyag nedvességtartalom értékeinek változtatásával. Az eredmények alapján megállapítható, hogy a dob töltési fokának a növelésével nőtt a keverési teljesítményszükséglet, mivel a keverőelem több anyagot, azaz nagyobb tömeget mozgatott. Továbbá az a fordulatszám növelése esetén másodfokú polinomiális jelleggel növekedett, mely megegyezik a szakirodalomban leírt tapasztalatokkal. Viszont az anyag nedvességtartalmának növelése a keverési teljesítményigényt csak kis mértékben növelte. Továbbá nem a legnagyobb nedvességtartalom esetén lépett fel a legnagyobb teljesítményigény, melyet a szemcsék halmazsűrűségének csökkenése okozhatott, illetve a víz súrlódáscsökkentő hatása, amely könnyebben lehetővé teszi a köles szemcsék egymáson történő elforgását, elmozdulását.

Numerikus vizsgálatok végrehajtásához python programozási nyelven megépítésre kerültek a rézsűszög mérőállomás és a direkt nyíródobozos berendezés diszkrét elemes modelljei a Yade nyílt forráskódú szoftver alkalmazásával. A mérési eredményekkel történő validálással kalibráltuk a hántolt köles mikromechanikai kohézióját, mely a keverős berendezés dinamikus szimulációjához szükséges. A vizsgált keverési folyamat diszkrét elemes modelljét az **5. ábra** szemlélteti.



5. ábra. A vizsgált keverési folyamat diszkrétjeles modelljének lépései. (1. szemcsék generálása, 2. halmaz ülepítése, 3. ülepített szemcsehalmaz, 4. kevert szemcsehalmaz)

A keverési teljesítményszükséglet a nyomaték és a fordulatszám ismeretében számításra került. A mérési és a szimulációs eredmények összehasonlítása a [6. ábrán](#) láthatók.



6. ábra. $x=22,5\%$ és $x=29,7\%$ nedvességtartalomú hántolt köles mért és szimulált keverési teljesítményigénye (P) a keverő fordulatszámának (n) függvényében 10% és 15% töltési fok esetén (φ), 99% valószínűségi szintű konfidencia-sávokkal

A 22,5% nedvességtartalom esetén a szimulációval kapott kiugró pontok jellemzően a konfidencia sávok alá, míg 29,7% nedvességtartalom esetén azok fölé estek. Statisztikai módszerekkel (relatív eltérés, konfidencia-sáv, regresszió analízis) megállapítottuk, hogy a szimulációk megfelelő pontossággal közelítették a laboratóriumi mérések eredményeit. Továbbá a felépített diszkrét elemes keverős modell a hántolt köles mért és kalibrált mikromechanikai anyagparamétereivel alkalmas a félüzemi keverős dobszárító keverési teljesítmény értékeinek meghatározására. A felépített modellel további nedvességtartalmakon meghatározható a keverési teljesítményigény, így csökkentve a költséges, energia- és munkaigényes laboratóriumi méréseket. Továbbá a hántolt köles keverése során fellépő homogenizáció vizsgálata is lehetővé válik a kutatás további szakaszában.

A projekt összegzéseként az alábbi eredmények foglalhatóak össze:

- A párolgás jelenségének vizsgálata során célunk a párolgási sebesség meghatározására alkalmas összefüggés bevezetése volt, mely során adott körülmények között meghatározható adott időegység alatt elpárolgott folyadék mennyisége egy tározóból.
- A fluidizációs szárítás témakörét illető elméleti és gyakorlati kutatások eredményeit felhasználva lehetővé válik a fluidizációs szárítás folyamatának eddiginél pontosabb modellezése, mely segíti a különböző műveleti és geometriai tényezők hatásának elemzését, továbbá a szárítók hatékony üzemeltetését és gazdaságos tervezését.
- Szemcsés anyagok keverési teljesítményének eddigieknél pontosabb meghatározásával csökkenthető az energiaigény, továbbá hozzájárulhat a rendszer gazdaságos tervezéséhez.

Research of renewable materials and liquids diffusion processes

Project closing report and summary of the research

Dr. Tibor Poós, NKFIH-PD-116326

During my post-doctoral works three research topics were started. In the case of heat and mass transfer, first case, a mathematical description of the evaporation phenomenon of liquids were developed for both natural and forced convection. In the second case, mathematical model and a dimensionless equation of the volumetric heat transfer coefficient between drying gas and granular material was determined in a fluidized bed dryer. In the third case, as a continuation of the PhD work, the motion and the kinetics of granular material in a device were studied to increase the efficiency of drying and mixing, and reducing the energy consumption of the device.

1;

To investigate the liquid evaporation by natural convection an experimental apparatus was built and measurements were conducted to validate the equations found in the literature, which were created to describe the evaporation rate. During our measurements water was evaporated. Various correlations have been published in the literature describing the rate of evaporation by natural convection. Of these equations, only those, which were valid under the given measurement conditions and criterions, were evaluated. Our measurement results were compared the solution of the correlations. Evaluating the measurement results, there were four equations within $\pm 10\%$ deviation to the measured evaporation rate, while there were also results where the difference between the calculated and measured values was higher than 80%. It can be stated that there is still no exact and safe correlation to describe the phenomenon of evaporation.

During my research the investigation of evaporation by forced convection also a suitable measuring instrument was used. From the directions of heat and mass transfer flows, five cases can be distinguished. In the first two cases, the temperature difference induces the diffusion, while in the third case, when the temperature of the air and liquid is the same, the difference in humidity is the driving force. In the fourth case there is also diffusion, but since the liquid surface temperature is lower than the dew point temperature, the moisture transfer occurs in the form of condensation. In the fifth case there is no mass transfer as the air and liquid temperatures are the same, and there is no partial pressure difference between the air and the surface of the liquid, they are in equilibrium. From these five cases measurements were carried out to the first three cases, where water and acetone were evaporated. The same trend can be observed for water and acetone, but the measurement results of acetone are presented here. Figure 1/a-c show the effect of gas and liquid temperature and the gas velocity on acetone evaporation, where the evaporated mass of acetone is in the function of time. It can be seen in Figure 1/a that, as expected, the higher velocity of air resulted higher evaporation rate, as the higher the air velocity, the saturated air on the liquid surface is exchanged sooner for fresh, dry air. Figure 1/b shows the effect of the liquid temperature at the same air velocity and acetone temperature, where increasing the acetone temperature resulted increasing evaporation rate. In Figure 1/c, the interesting trend can be seen, where the increase in the gas temperature causes the evaporation rate decrease, which is caused by the increasing water vapour pressure on the liquid surface as the air temperature is increased. Figure 1/d-f show results at the direction of heat flow in each case. From their comparison it can be seen that the highest evaporation rate occurs when the direction of heat flow is the same as the direction of the mass flow, namely from the liquid to the air. The Figure 1/d and f diagrams also show the tendency for higher liquid temperature produces higher evaporation rate. Figure 1/f shows that if there is no heat flow

between the two phases, the common temperature affects the evaporation rate, which means that higher temperature results higher evaporation rate. This is possible because with the increase in acetone temperature, the heat of evaporation, the humidity difference driving force increases.

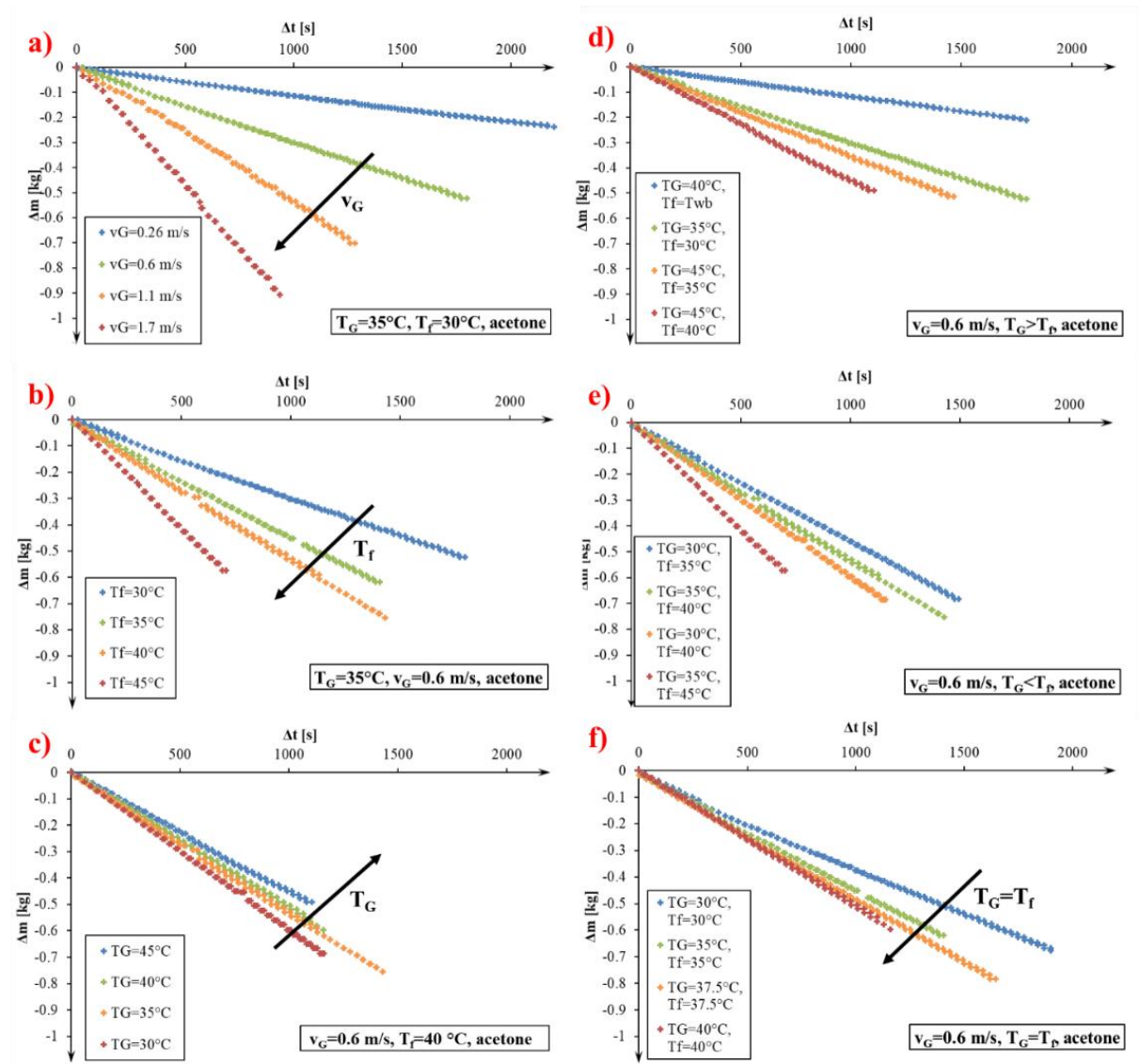


Figure 1. Evaporated acetone in the function of time (a) Effect of air velocity, b) Effect of liquid temperature, c) Effect of gas temperature, d-f) Effect of heat flow direction)

Using the measurement results, a dimensionless relationship was created between Sherwood and Reynolds number to describe the phenomenon of evaporation in the three cases examined separately, as shown in Figure 2. These equations can be used to estimate the evaporation rate when the temperatures of the gas and liquid, gas velocity and the amount of evaporating surface are known.

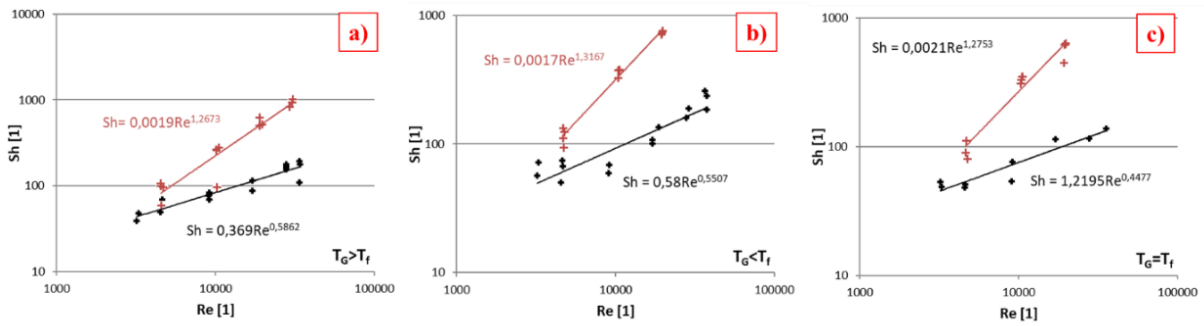


Figure 2. Relationship between Sherwood and Reynolds number for evaporation of water (black) and acetone (red) depending on the heat flow direction (a) Gas temperature is higher than the liquid temperature, b) Gas temperature is lower than the liquid temperature, c) Gas and liquid temperatures are equal)

2;

After reviewing the literature based on the modeling of fluidized bed drying, it was found that many authors deal with the description of heat and mass transfer during this operation. Unlike the practice in the literature, the volumetric heat transfer coefficient between the drying gas and the load was proposed, which is the heat transfer coefficient combined with the specific surface area. The volumetric heat transfer coefficient eliminates the inaccuracies of determining the heat transfer area of particles. During our research experiments were carried out on a pilot plant fluidized bed drying in wide gas temperature and air velocity range. The experimental apparatus was planned and set up in the laboratory of our Department as part of our previous work. By further developing the experimental method, the volumetric heat transfer coefficient can be determined on the constant and falling drying rate period.

The experiments were made in batch mode by using different types of agricultural products. During the experiments the volumetric heat transfer coefficient was determined on the full drying period. Using the experimental results, a dimensionless equation for calculating the volumetric heat transfer coefficient was determined on the constant drying rate period. The equation is shown in Figure 3, which is valid on $17 < Re < 1154$.

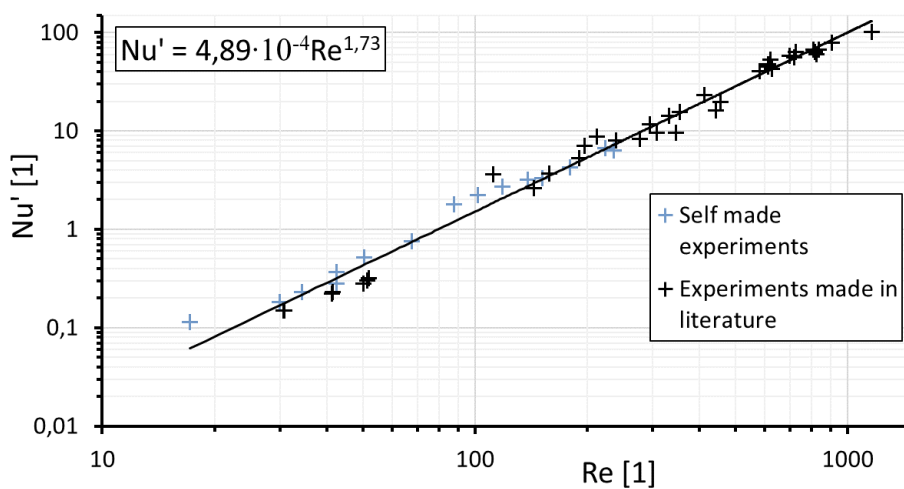


Figure 3. Modified Nusselt number vs Reynolds number

A mathematical model describing the heat and mass transfer for fluidized bed drying used the volumetric heat transfer coefficient was developed. Using the model the temperature and moisture content of material as well as the temperature and absolute humidity of drying gas as a function of time can be calculated. Another feature of the model is the calculate the temperature and absolute humidity of gas as a function of height coordinate of dryer. The input parameter is the volumetric heat transfer coefficient from the dimensionless equation based on experiments, besides the drying characteristics and geometrical data. Using the mathematical model, an algorithm has been developed determining the requested drying time at given conditions and materials.

In addition it is possible to calculate the required entry length where the simultaneous heat and mass transfer is carried out. The drying gas enters into the apparatus to absorb the water from the drying material, and the gas approaches the saturation at a certain height where the moisture diffusion is significantly slowed down. The model is able to calculate the absolute humidity and temperature of drying gas along height. Figure 4 shows the temperature and absolute humidity profiles along the dryer height. Figure 4/a shows the variation of temperature vs height. The gray line indicates the saturation temperature (T_G^{sat}). The entry length is defined as the height coordinate where the drying gas temperature approaches saturation temperature by $1^\circ C$. In this case, the entry length was 175 mm , marked with a dotted line. The absolute moisture content of the drying gas can be determined with respect to the drying length, Figure 4/b shows the absolute moisture profile along the dryer length. This means that the heat and mass transfer between the granules and the drying gas takes place in a small part of the dryer, above this height the air is saturated and does not absorb more moisture, and the heat transfer is not significant either.

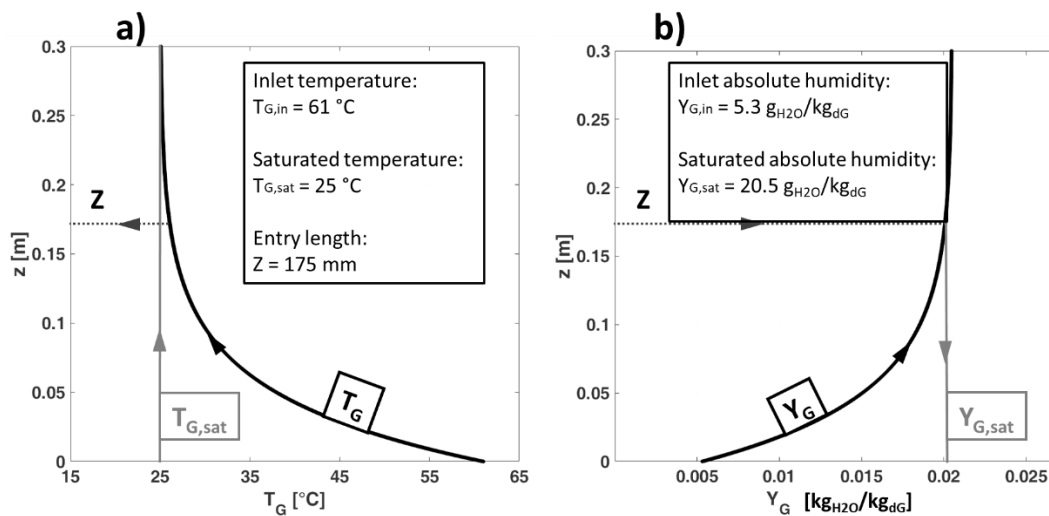


Figure 4. Temperature (a) and the absolute humidity (b) of drying gas along the dryer

In addition, the model is able to calculate the temperature of drying gas (T_G^{const}) and absolute humidity (Y_G^{const}) at the constant drying rate period on $z = Z$ coordinates. The wet thermometer temperature (T_G^{sat}) and the corresponding saturation absolute moisture content (Y_G^{sat}) can be determined using a Mollier chart to determine the temperature and humidity of the air entering the dryer. The comparison of the calculated saturation values (T_G^{const}) and (Y_G^{const}), the measured values (T_G^{me}) and (Y_G^{me}) and the saturation values (T_G^{sat}) and (Y_G^{sat}) from the Mollier chart are shown in Table 1.

Table 1. Comparison of the mathematical model and the saturation values

Ssz.	T_G^{me}	T_G^{sat}	T_G^{const}	ΔT_G^{sat}	δT_G^{sat}	ΔT_G^{me}	δT_G^{me}	Y_G^{me}	Y_G^{sat}	Y_G^{const}	ΔY_G^{sat}	δY_G^{sat}	ΔY_G^{me}	δY_G^{me}
	°C	°C	°C	°C	%	°C	%	g _{H2O} /kg _{dG}	g _{H2O} /kg _{dG}	g _{H2O} /kg _{dG}	g _{H2O} /kg _{dG}	%	g _{H2O} /kg _{dG}	%
1	24.9	25.4	25.1	0.3	1.2	0.2	0.8	20.3	21.0	20.2	0.8	3.8	0.1	0.5
2	24.7	25.1	25.0	0.1	0.4	0.3	1.2	20.1	20.8	20.1	0.7	3.4	0.0	0.0
3	27.7	27.8	26.9	0.9	3.3	0.8	3.0	23.2	24.3	22.8	1.5	6.2	0.4	1.8
4	24.3	25.0	24.7	0.3	1.2	0.4	1.6	20.0	20.5	19.8	0.7	3.4	0.2	1.0

The difference between the mathematical model and the saturation temperature was below 0.9 °C and below and the absolute temperatures below 1.5 g_{H2O}/kg_{dG} in all cases. In addition, the difference between the measured and modeled values was 0.8 °C for temperatures and 0.4 g_{H2O}/kg_{dG} for absolute humidity in all cases. The differences between the measured and calculated values could also have been caused by the measurement errors of the instruments. It can be stated, that the mathematical model using a volumetric heat transfer coefficient corresponded to the experiment results with sufficient accuracy.

3;

The mixing power requirement of liquids can be determined by an empirical method, the description of which is currently well known in the literature. However, a general description of the mixing power of solid granular materials is currently an insufficient area in the literature, a general context is unknown. The aim of the research is to determine the mixing power requirement of solid granular materials with laboratory measurements and numerical methods. The mixing power requirement is influenced by the geometry of the mixer, the operating parameters (rotational speed, fill level, mixed mass), material properties and moisture content (density, internal friction angle, elasticity modulus, size, cohesion) of the mixed material. The tests of the mixing were carried out in a pilot plant agitated drum dryer using hulled millet. The rotational speed, the fill level and the moisture content of the material were changed during the process. Based on the results it can be stated that increasing the fill level of the drum increased the mixing power requirement as the mixer moved more materials, i.e. larger masses. Additionally, the increase in rotational speed increased the mixing power with a second degree polynomial, which is the same as described in the literature. However, increasing the moisture content of the material has only slightly increased the mixing power requirement. In addition, the highest power requirement was not appeared in the case of the highest moisture content. Because of the reduction in the bulk density of the particles and the friction reducing effect of the water, which makes it easier to rotate and move the millet particles.

In order to carry out numerical tests, the discrete element models of the angle of repose and the direct shear box were developed in python programming language using the Yade open source software. By validating the measurement results, the micromechanical cohesions of the hulled millet were calibrated, which are needed for dynamic simulations of the mixer. The discrete element model of the mixing process is illustrated on Figure 5.

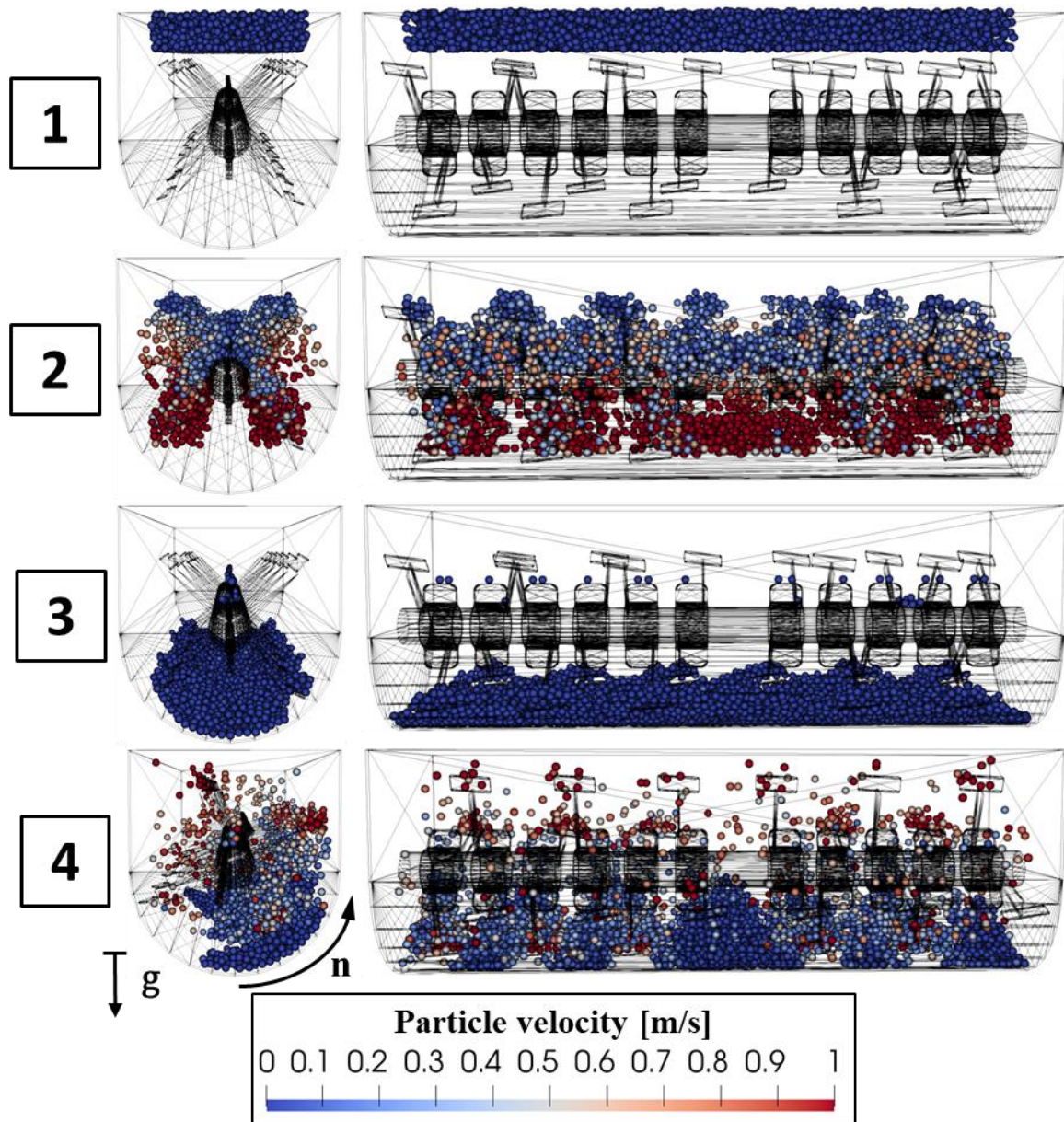


Figure 5. The discrete element model of the mixing process (1. Generating particles, 2. gravity deposition, 3. the deposited particles, 4. mixing)

The mixing power requirement was calculated in terms of mixing torque and rotational speed. Comparison of measurement and simulation results is shown on Figure 6.

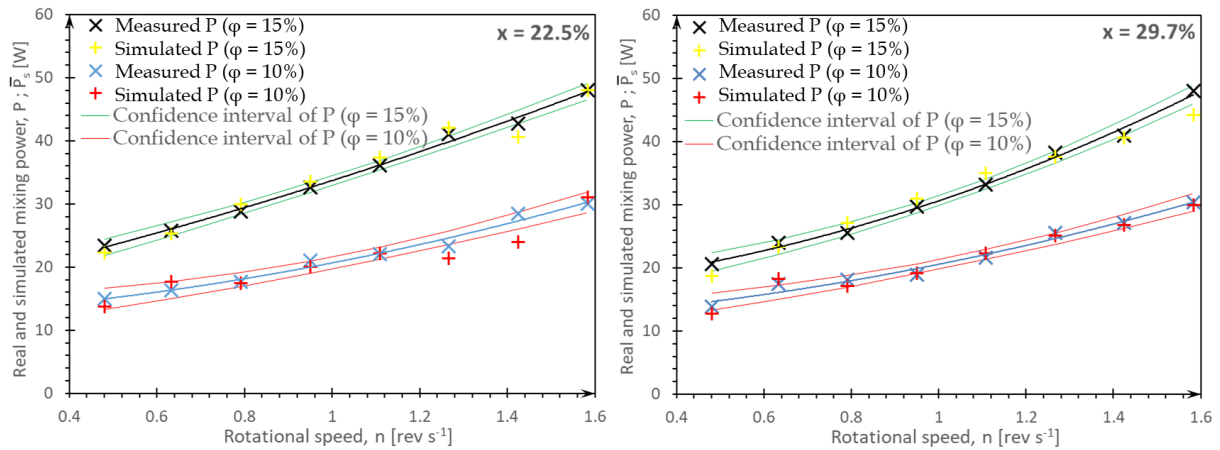


Figure 6. $x=22.5\%$ and $x=29.7\%$ moisture content of milled millet measured and simulated mixing power requirement (P) as a function of the rotational speed (n) with a fill level of 10% and 15% (ϕ) with 99% probability level confidence intervals

In the case of the 22.5% moisture content, the protruding points obtained by the simulations typically fall under the confidence intervals and in case of 29.7% moisture they are over. Statistical methods (relative deviation, confidence interval, regression analysis) found that the simulations approached the results of laboratory measurements with sufficient precision. Additionally, the discrete element model of the mixer can be used to determine the mixing power of the agitated drum dryer using the measured and calibrated micromechanical material parameters of hulled millet. In addition, the model is capable of determining additional mixing powers on other moisture contents, thus reducing costly, energy-consuming and labour-intensive laboratory measurements. In addition, the examination of the homogenization in the mixing of hulled millet will be possible in the further stages of the research.