

Budapesti Műszaki és Gazdaságtudományi Egyetem

Gépészeti Eljárástechnika Tanszék

**Transzportfolyamat dinamikai vizsgálata kísérleti adatok
alapján**

2002-2005

ZÁRÓJELENTÉS

OTKA T037493

Témavezető:

Dr. Balázs Tibor
egyetemi docens

Kutatási eredmények

A KUTATÁS CÉLJA

Valós viszonyokat megfelelő pontossággal leíró modell készítése adott szárítási és bepárlási folyamat instacioner viselkedésének vizsgálatára. A megfelelő modell elkészítése mérési, modell keresési, modell validálási és paraméterbecslési feladatokat ró a modellezőre. A kutató munka az alábbi feladatok elvégzését tartalmazza:

- Egyszerűsített matematikai modell készítése adott szárítási transzportfolyamat leírására. A matematikai modellek alapján felhasználóbarát számítógépes szimulátor készítése a modell vizsgálatokhoz. Szimulációs kísérletek végzése adott anyagok szárítására. A bepárlás dinamikai viselkedésének tanulmányozására modell készítés.
- Adott szárítási művelet dinamikai viselkedésének mérési vizsgálatára korszerű számítógéppel vezérelt mérési módszer kidolgozása. A mérőrendszerrel létrehozott adatbázis tartalmazza azokat a mért üzemi paramétereket amelyek a szárítási műveletet jellemző hő-, komponens és impulzus transzport elemzéséhez szükségesek.
- A szimulációs modell ellenőrzéséhez hibafüggvény meghatározása, amellyel a modell és a vizsgált jelenség közötti hasonlóság mértéke kimutatható.

ELÉRT EREDMÉNYEK.

A kutatómunka eredményeit hazai és nemzetközi konferenciákon publikáltuk [1,2,3,4,5,6,7,8]. A kutatási időszak alatt a kutatási témával kapcsolatosan 5 szakdolgozat illetve diplomaterv készült [9,10,11,12,13].

SZIMULÁCIÓS VIZSGÁLATOK

- Nyugvó réteget képező halmazok szárítására a szakirodalom számos modell koncepciót közöl, amelyek figyelembevételével alkottuk meg az átáramlásos kísérleti méréseinkhez legjobban illeszkedő változatot [13,14, 15]. Vizsgáltuk a szemcsés halmazok vastag rétegben történő szárításánál az átadásos transzport folyamatokat. A szárítólevegő és a szilárd nedves részecskék közötti szimultán hő- és komponensátadási folyamatok jelentős részét átáramlásos készülékekben valósítják meg, amelyekben a szilárd szemcsék nyugvó rétegén áramoltatják át a szárító közeget. Az átlagos szemcseméretet többszörösen meghaladó nyugvó ágyak esetében a száradás nem egyidejűleg valósul meg a teljes réteg magasságban, a domináns transzportfolyamatok a deszorpciós zónában zajlanak, a száradó anyag és a szárító közeg nedvességtartalma és hőmérséklete változik az idő és hely függvényében. A számítógépes szimulációjához matematikai modellt határoztunk meg. Konvektív hőközlésű szárításnál fellépő szimultán átadásos transzportfolyamatok vizsgálatára szimulációs szoftvert fejlesztettünk. Számos szimulációs kísérletet végeztünk irodalmi, illetve tanszéki mérések adatai alapján a szemcsés halmaz szárításánál az instacioner viszonyok jellemzésére, a paraméterérzékenység elemzésére, különös tekintettel az átadásos transzporttényezők és a szorpciót leíró modell vizsgálatára.

Szimulációs vizsgálataink azt bizonyították, hogy a kifejlesztett szimulációs program a mérési adatokkal jó egyezést mutat (ld. 1.sz melléklet).

A bepárlási művelet szimulációjára számos modell koncepció készült, attól függően, hogy mi a modellezés célja [16,17,18] A tanszéken a bepárló instacioner viselkedésének tanulmányozására szimulációs szoftvert készítettünk. (ld. 2.sz. melléklet). A programcsomagot stacioner körülmények között szennyviz besűrítést végző háromtestes bepárló rendszerre is teszteltük [5]. A tanszéki félüzemi bepárlóra kifejlesztett modellen a szimulációs vizsgálatok azt mutatják, hogy a szimulációs program jól használható a bepárlásnál hőtranszport viselkedésének tanulmányozására. A szoftver lehetőséget nyújt más hasonló felépítésű, kialakítású bepárlók szimulációjára is, akár a folyamatos üzemet és egy egyszerű szabályozási struktúrát is működtetve.

A szimulációs vizsgálatok egyrészt igazolták, hogy az adott szárító és bepárló rendszerre alkalmazott modellek kellő flexibilitással rendelkeznek, a számított jelleggörbék hordozzák az átadásos transzportfolyamatra jellemző instacioner sajátságokat. Másrészt a vizsgálatok bizonyították, hogy a modellek érzékenyek az input adatokban bekövetkezett változásokra.

MÉRÉS

A transzportfolyamatok mérési analíziséhez megfelelő műszerezés szükséges, amely a mérőeszközöket, a mérési adatgyűjtést és adatfeldolgozást foglalja magába. A mérőeszköz kiválasztásánál figyelembe kell venni a mérendő paraméter természetét, a mérési tartományát, a szükséges pontosságot, a mérési környezeti feltételeit, valamint a mérési időt és a mérési gyakoriságot.

- A száradó anyag átlagos nedvességtartalmát $\bar{X}(t)$ szárítási kísérletnél a száradó anyag (1) és a szárítólevegő (2) oldalról vizsgáltuk. Az átlagos nedvességtartalmat a $M(t)$ száradó tömeg illetve a $Y(t)$ szárító levegő nedvességének mérésével az alábbi módon határoztuk meg:

$$\bar{X}(t) = \int_V X(z,t) dV = \frac{M(t)}{M_s} \quad (1)$$

$$\bar{X}(t) = \bar{X}_0 - \frac{D^2 \pi \dot{m}_{Lsz}}{4M_s} \int_{t=0}^{t_s} [Y(H,t) - Y(0,t)] dt \quad (2)$$

A megbízhatóbb, nagyobb pontossággal mérhető átlagos száradási görbét használtuk fel a továbbiakban a transzporttényezők meghatározásánál. Vizsgáltuk a megfelelő mérlegelési technika kialakítását [19]. Mérési módszert dolgoztunk ki a szemcsés és pasztaszerű száradó anyag súlycsökkenésének folyamatos mérésére. Különböző méréshatárú (2, 10 és 200 kg-os) mérlegcellákat teszteltünk. Metrológiai jellemzők tesztelése alapján választottuk ki az optimális mérlegcellákat. Megállapítottuk, hogy szárítás esetén a mérlegcella mérőképesség megállapításánál a pontosság helyett a cella hosszú idejű stabilitása a döntő.

- Az anyagok nedvességfelvétele vagy -leadása méretváltozással jár, ha a nedvesítő molekulák az anyagba beépülnek, és az anyagszerkezetet, a száraz anyag részecskéinek egymástól való távolságát megváltoztatják. A nedvességmolekulák beépülése többféle módon lehetséges. Ezt nevezzük az anyag duzzadásának, nedvesség-leadás esetén zsugorodásnak. Az

ipari gyakorlatban a méretváltozás, zsugorodás mérése az anyag minőség és eladhatóság szempontjából igen fontos feladat [20,21].

A száradó anyag zsugorodásának mérését hosszúság mérésre vezettük vissza. Mérési módszert dolgoztunk ki a száradó anyag méretváltozásának mérésére. A száradó anyagról a szárítás alatt adott időközönként egy adott irányból digitális képet készítünk. A keletkező kép kétdimenziós, amely bizonyos esetekben egyes anyagoknál már elégséges a zsugorodás mértékének megfelelő meghatározására. A zsugorodási vizsgálatokat a képi adatbázis off-line kiértékelésével határoztuk meg. Számos modell anyaggal végeztünk méréseket. Kukoricával, búzával, rizzsel valamint adott méretre vágott burgonyával, almával végeztünk méréses vizsgálatokat. A fajlagos zsugorodási tényezők és az átlagos nedvesség tartalom között empirikus függvénykapcsolatokat határoztunk meg (ld 3.sz. melléklet).

Megállapítottuk, hogy a javasolt zsugorodási méréssel adott anyagok adott szárítási körülmények között jól mérhetőek.

- Szárításnál, bepárlásnál számos technológiai paraméter (pl. sebesség, folyadékszint) mérését nyomáskülönbség mérésére vezetjük vissza, amelynek korszerű eszköze a távadó. Szakaszos technológiák jellemzője a gyakori munkapont váltás. Ezek a folyamatok általában automatizált folyamatok, amelyeknél fontos követelmény, hogy a munkapont váltástól ne váljon instabillá. Ehhez pedig szükséges ismernünk, hogy a az ellenőrző jelet szolgáltató mérőeszköz hogyan viselkedik a tranziens alatt. Gyakran a távadót leválasztó membránnal együtt alkalmazzák (pl. ha technológiai közeg korrodálja az érzékelőt, ha a mérendő közeg hőmérséklete túl nagy stb). A leválasztó-membrán és a nyomásérzékelő között szilikon olaj végzi a nyomásközvetítést. Vizsgáltuk nyomástranziensek érzékelését.

Megállapítottuk, hogy leválasztó membrán alkalmazása jelentős (~ 10...20 %) rendszeres hibát okozhat, amit korrigálni kell a mérésfeldolgozás során [1].

Szemcsés halmazban a nyomásesés vizsgálatokat különböző ágymagasság mellett végeztük különböző szemcsés anyagokkal, nagy érzékenységű nyomáskülönbség távadóval.

Az f súrlódási tényezőt a Ergun –egyenletből határoztuk meg [22,2].

- Az egyes paraméterek mérésére szolgáló eszközök pontosságát kalibrálással illetve kalibrálási jegyzőkönyvekből határoztuk meg. Az alkalmazott jelátalakítók, távadók pontossága:

- Tömegmérés esetén 200 kg-os mérlegcellával mérve az átáramlásos szárítónál, ha nincs légáramlás ± 0.05 %, szárítócsatornában 2000 g-os mérleggel ± 0.001 %.
- Hőmérsékletmérésnél 0-100 °C között ellenállás hőmérőkkel ± 0.5 % és az egyedileg kalibrált hőelemekkel ± 0.2 %.
- A mérőperemekenél illetve a tölteten a 0- 5000 Pa nyomáskülönbség tartományra vonatkoztatva ± 0.5 %.
- A légnedvesség mérésénél (0-50 °C harmatponti tartományban) ± 0.2 %.
- A méretváltozás méréseknél az ágymagasságot átáramlásos szárítónál \pm szemcseméret, méretre vágott száradó minta esetében ± 1 mm.
- Mérési kísérletekkel ellenőriztük a mintavételi törvényt [5], hogy az 1..2 másodperces időállandójú mérleg valamint az 1 másodperces időállandójú hőelemek alkalmasak-e a száradó anyag instacioner viselkedésének megfigyelésére [1].

-A méréses vizsgálatok tapasztalatait figyelembe véve, félüzemi szakaszos üzemű dobszáritó rendszert hoztunk létre, amelynél széles tartományban változtathatók az üzemeltetési paraméterek. A moduláris kialakítású száritó rendszer szemcsés és pasztaszerű anyagok száritására egyaránt alkalmas. A hőközlést konvektív levegőáramlás és köpeny – vagy

keverőelem oldali – kontakt hőközlés is segíti. Az ily módon végbemenő egyidejű hő- és anyagátadás leírására matematikai modellt készítettünk, amely alkalmas a különböző működtetési paraméterek hatásának vizsgálatára. A modell olyan térfogati hő-és anyagátadási tényezőket tartalmaz, amely függ a fűtött felület és a száradó anyag, a levegő és az anyag valamint a felület és a levegő érintkeztetésétől. E jellemzők meghatározása érdekében terveztük meg a szárító műszerezését, amely alkalmas a szárítóban lejátszódó folyamatok vizsgálatára és a térfogati átadási tényezők meghatározására. A mérés-technikai kiépítettség folyamatos anyag- és szárítógáz, kontakt érintkező felület hőmérséklet és nedvességtartalom mérés- adatgyűjtését teszi lehetővé. Az instacioner folyamatok monitorozáshoz mérésadatgyűjtő és IBM PC felhasználásával számítógéppel vezérelt mobil mérőrendszert hoztunk létre. A mérőrendszer alkalmazásával a mérések reprodukálhatóságát, a nagyobb pontosságot és a gyors egymás utáni adat archiválást valósítottuk meg.

A modell alapján módszer készült, a szilárd-gáz-felület érintkeztetést jellemző térfogati átadási tényezők, mérési adatokon alapuló meghatározására. A dobszárítót kukoricával illetve pasztaszerű gyógyszergyári iszap szárításával vizsgáltuk [8].

A mobil mérésadatgyűjtőt más félüzemi szárítóhoz is alkalmaztuk többek között kávéoldat porlasztásos szárításánál a levegő oldali hőmérséklet és nedvességtartalom monitorozására [7].

- Szemcsés anyagok átáramlásos szárításos szárításánál az on-line adatgyűjtő az alábbi adatokat tartalmazó adatbázist készít il :

mérés azonosítója/ideje,

Δt - mintavételi idő,

M - mintavétel száma,

n - termoelemmel preparált szemcsék száma,

$[T_L(0,t), Y_L(0,t), M(t), T(z_1,t), \dots, \Delta p(t), T(z_n,t), T_L(H,t), Y_L(H,t)]_i$

(z_1, \dots, z_n - preparált szemcsék magassági helyzete a töltetben,

$t = j\Delta t$ és $j = 1, 2, \dots, M$).

A mérések előzetes feldolgozására szoftvert készítettünk. Az adatfeldolgozási művelet tartalmazza az on-line adatgyűjtésből és a félüzemi kísérletektől független laboratóriumi elemzésekből származó adatok kiértékelését, mérési hibák meghatározását, valamint a számításokhoz szükséges de még hiányzó fizikai jellemzők meghatározását (ld. 4.sz melléklet). Az egyidejű hő- és komponensátadási vizsgálatokat a félüzemi készülékekben különböző anyagból (kukorica, búza és rizs) készített rétegek átáramlásos szárítására végeztük [3,4, 22]. A zsugorodásos vizsgálatokat adott anyagokból (burgonya, alma, borsó) készített mintadarabokra alkalmaztuk.

A mobil mérésadatgyűjtőt alkalmaztuk a bepárlásnál lejátszódó hőátadási folyamatok monitorozására is. A félüzemi bepárló egységen szerzett mérési tapasztalatok alapján tettünk javaslatot a páratéri nyomás valamint a hőáram szabályozására (ld. 2.sz. melléklet).

Mérési módszert dolgoztunk ki a száradási görbe, zsugorodás és a nyomásvesztés monitorozására. Számítógéppel vezérelt mérési módszert dolgoztunk ki a félüzemi dobszárítás monitorozására. Szoftvert fejlesztettünk az adatbázis feldolgozására. Az adatfeldolgozó szoftver tartalmazza a szárítási modell input paramétereit közül a közvetlenül nem mérhető hő- és komponensátadási tényező off-line identifikálását, a sűrűlási tényező és az egyensúlyi nedvességtartalom meghatározását

A MODELL VALIDÁLÁSA

A modellezési folyamatnak fontos eleme a modell jóságának ellenőrzése, amelyet a szakirodalom validálásnak nevez. A valós rendszer modellezését akkor tekintjük sikeresnek, ha azonos ható tényezők mellett a vizsgált folyamat és annak modellezett megfelelője közel esik egymáshoz.

A transzportfolyamatot leíró modell jóságát az anyag átlagos nedvességtartalmának és hőmérsékletének tekintetében vizsgáltuk. Meghatároztuk a $j = 1, 2, \dots, M$ számú ekvidisztáns mintavételezési időpontokra (Δt) mérés (m) illetve szimulációval (sz) a $\bar{X}(j\Delta t), \bar{T}(j\Delta t)$ jelleggörbék pontjait. A hibafüggvényt a műszaki gyakorlatban általánosan használt r-négyszet érték meghatározásával az alábbiak szerint határoztuk meg:

$$r_X^2 = 1 - \frac{\sum_{j=1}^M \left[\frac{\bar{X}(j\Delta t)_{sz} - \bar{X}(j\Delta t)_m}{\bar{X}(j\Delta t)_m} \right]^2}{\left(\sum_{j=1}^M \bar{X}(j\Delta t)_m^2 \right) - \frac{\left(\sum_{j=1}^M \bar{X}(j\Delta t)_m \right)^2}{M}} \quad (3)$$

$$r_T^2 = 1 - \frac{\sum_{j=1}^M \left[\frac{\bar{T}(j\Delta t)_{sz} - \bar{T}(j\Delta t)_m}{\bar{T}(j\Delta t)_m} \right]^2}{\left(\sum_{j=1}^M \bar{T}(j\Delta t)_m^2 \right) - \frac{\left(\sum_{j=1}^M \bar{T}(j\Delta t)_m \right)^2}{M}} \quad (4)$$

Szimulációs kísérletek igazolták, hogy a mért és szimulált transzportfolyamat közötti eltérés akkor a legkisebb, ha a mérésből identifikált paraméterek alkalmazásával végezzük a szimulációt.

A KUTATÁSI TÉMA TOVÁBBI LEHETSÉGES IRÁNYAI, AZ EREDMÉNYEK HASZNOSÍTÁSÁNAK LEHETŐSÉGEI.

A valós körülményeket dinamikájában is leíró szimulációs modellel - a számítógéppel segített mérnöki alkalmazásoknál - gazdaságosan vizsgálhatók adott szarítással és bepárlással kapcsolatos műveletoptimalási és folyamatirányítási feladatok.

A kifejlesztett mobil on-line mérőrendszert a transzportfolyamatok instacioner viselkedésének mérésére a laboratóriumi oktatásban illetve a különböző Tanszéki kutatómunkában alkalmazzák.

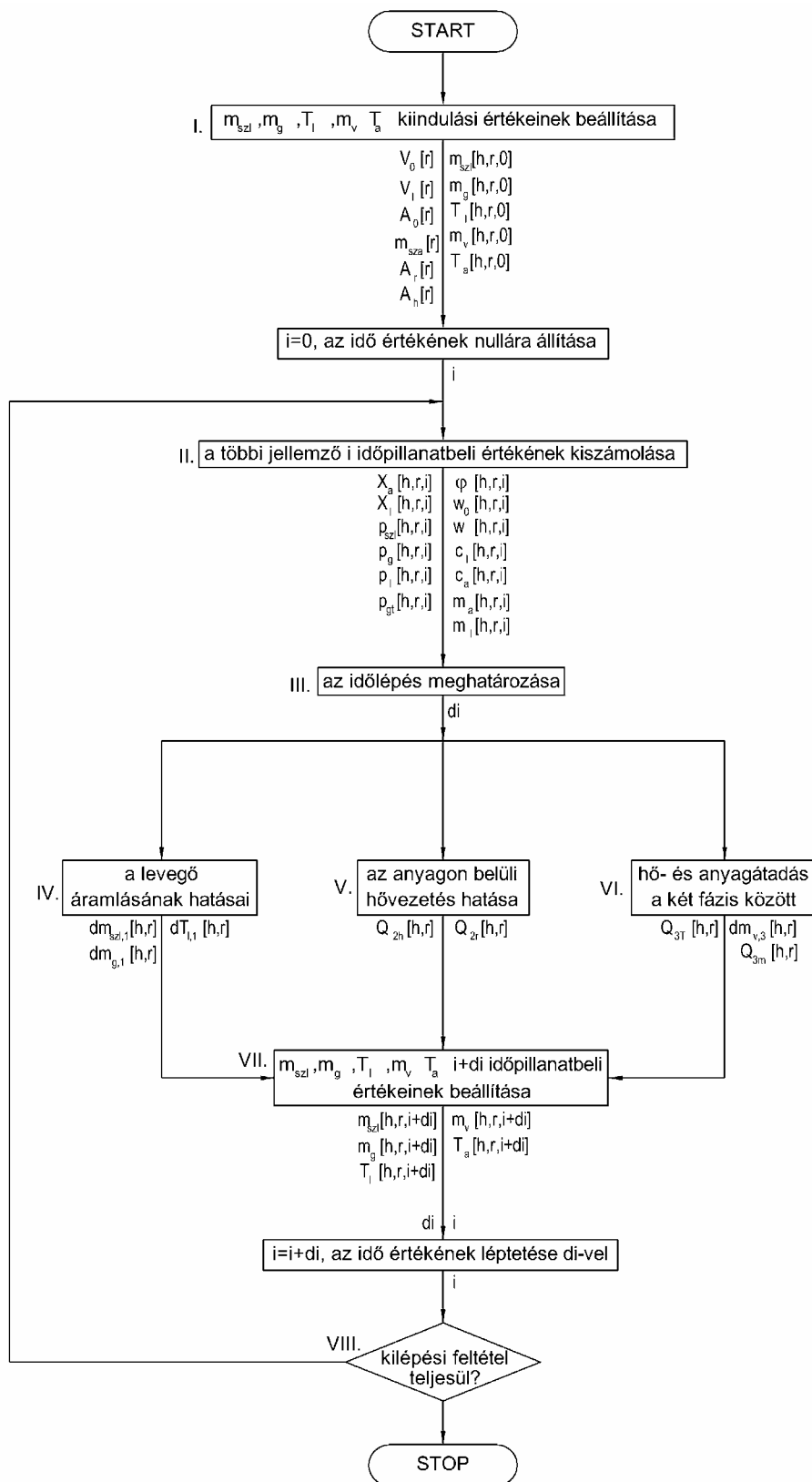
PUBLIKÁCIÓS LISTA

- [1] Kozári, N.-Balázs, T.: The use of pressure separation diaphragm under non-stationery conditions GÉPÉSZET 2002. Proceedings of the Third Conference on Mechanical Engineering Budapest,2002. pp.386-390.
- [2] Kozári, N.-Balázs, T.: Töltelékes halmazon a nyomásesés méréses vizsgálata konvektív hőközlésű szárításra, Műszaki Kémiai Napok 103. Veszprém, 2003, pp. 437.
- [3] Balázs, T.- Kozári, N.: Konvektív átadási tényezők korszerű meghatározása konvektív hőközlésű Szárításra. Műszaki Kémiai Napok, Veszprém, pp. 413., 2003.
- [4] Kotai B., P. Lang, T. Balazs, : Dynamic simulation studies for the middle vessel column, 4-th Conf. of Mechanical Engineering, Budapest, p.295-300, 2004, ISBN 963 214 748 0
- [5] Balázs, K. Both, L. Tömösy: Energy Saving Waste Water Treatment by Evaporation. CHISA2004. pp.956, ISBN 80-86059-40-5 Prague
- [6] Kotai B., P. Lang, T. Balazs: Separation of Maximum Azeotropes in a Middle Vessel Column, 8th Distillation and Absorption Conference, London, 2006. Symp. Series No.152. pp 699-708, ISBN-10 0 85295 505 7
- [7] T. Balázs, P. Tasnádi, M. Örvös: Advances instrumentation at spray-dryer, Proc. of Fifth Conf. On Mechanical Engineering, Budapest, 2006, ISBN 963 593 465 3
- [8] Balázs, M. Örvös and L. Tömösy: DETERMINATION OF TRANSFER COEFFICIENTS FROM EXPERIMENTS OF CONTACT-CONVECTIVE HEATED DRYING, 15th International Drying Symposium, Budapest, pp 595-599., issued on CD-ROM, ISBN 963 9483 59 1
- [9] Ronkay Gábor: Szakaszos üzemű félüzemi szárító dinamikai viselkedése, diplomaterv 2003, konzulensek: Dr. Örvös Mária és Dr Balázs Tibor.
- [10] Tóth Antal: Szárításnál fellépő méretváltozás vizsgálat szimulációval, szakdolgozat 2003, konzulensek: Dr. Örvös Mária és Dr Balázs Tibor.
- [11] Kedves Krisztián: Száradó anyag méretváltozási folyamatának méréses vizsgálata, szakdolgozat 2004, konzulensek: Bothné Dr. Fehér Kinga és Dr Balázs Tibor.
- [12] Németh Zoltán: Szennyvíz bepárló telep szimulációja, szakdolgozat 2004, konzulensek: Dr. Örvös Mária és Dr Balázs Tibor.
- [13] Kurucz Zoltán Dániel: Félüzemi szakaszos bepárló műszerezése, szakdolgozat 2005, konzulensek: Bothné Dr. Fehér Kinga és Dr Balázs Tibor.

IRODALOMJEGYZÉK

- [13] Parry, J. L. :Mathematical modelling and computer simulation of heat and mass transfer in agricultural grain drying : a review. J. Agric. Eng. Res. 32(1)., 1985
- [14] Parti, M.: Selection of Mathematical Models for Drying Grain in Thin -Layers, J. Agric. Eng. Res. 54, 339-352, 1993
- [15] Mujumdar, A. S. : Drying of Solids. International Science Publisher, New York, 1992
- [16] I.Pallai-Z.Fonyó editors:Studies in Computer Aided Modelling, Design and Operation. Akadémiai Kiadó,Budapest,1992.
- [17] Kiew M. Kam and Moses O. Tadé : Simulated nonlinear control studies of five-effect evaporator models , *Computers & Chemical Engineering, Volume 23, 2000,*
- [18] Roger G. E. Franks. : Mathematical modeling in chemical engineering, John wiley & Sons, 1967
- [19] Dr. Kemény Tamás: Mérlegtechnikai kézikönyv, Műszaki Könyvkiadó,
- [20] *Seidl Gábor és Dr. Imre László: Anyagok méret- és szerkezetváltozása szárításkor (dr. Imre László: Szárítási Kézikönyv), Műszaki Könyvkiadó, Bp. 1974*
- [21] L. Mayor, A.M. Sereno: Modelling shrinkage during convective drying of food materials: a review Jurnal of food engineering, 2002
- [22] Dr. Szentgyörgyi Sándor – Dr. Molnár Károly – Dr. Parti Mihály: Transzportfolyamatok, Tankönyvkiadó, Bp. 1986
- [23] Valkó, P.-Vajda, S. :Műszaki-tudományos feladatok megoldása személyi számítógéppel. Műszaki Könyvkiadó, Budapest., 1987
- [24] Marquardt, D.W.: An algorithm for least squares estimation of nonlinear parameters. SIAM J. 11, 431-441., 1963

1. sz. melléklet [3,9]

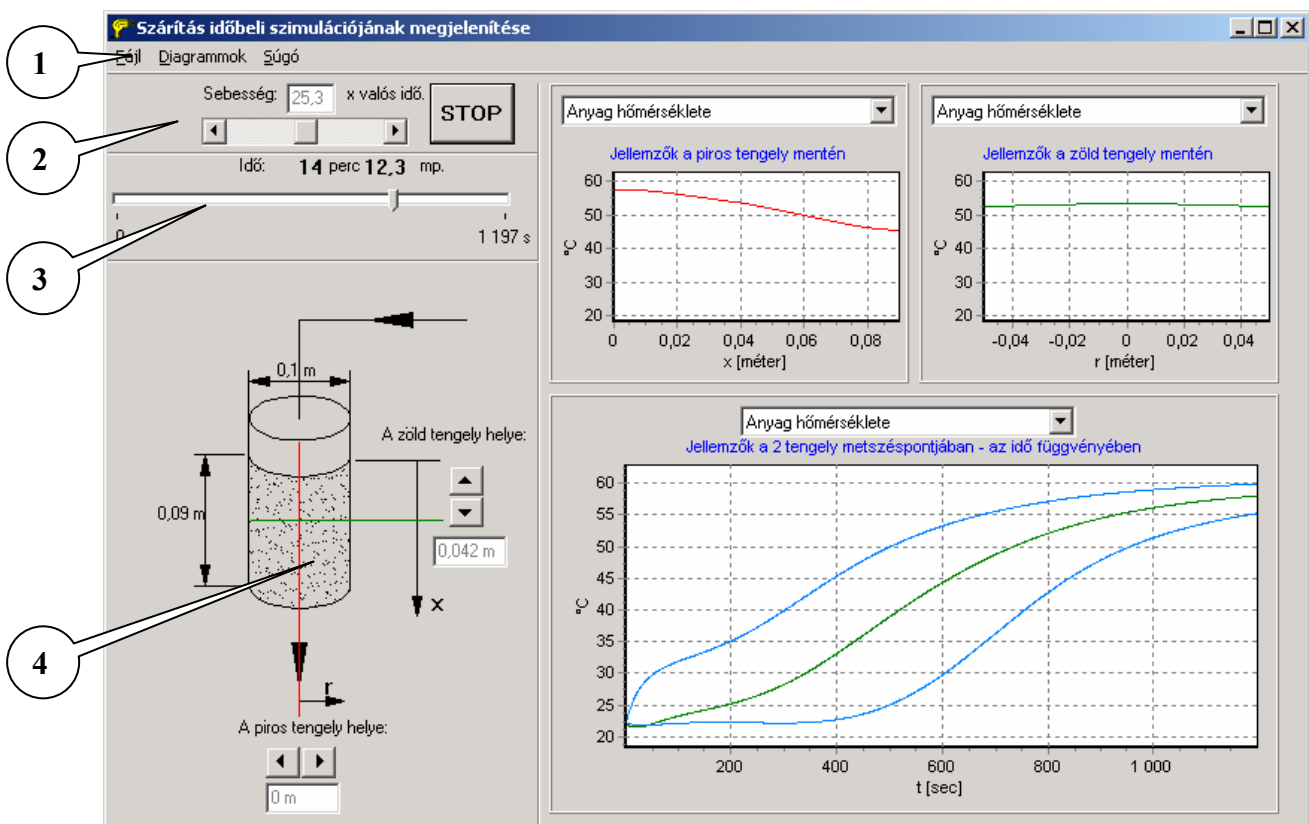


1.1. ábra. A szimulációs modell folyamat ábrája

A program segítségével a következő eredmények jeleníthetők meg különböző formákban a program felhasználói felületén (ld. 1.2 ábra)

- a száradó anyag nedvességtartalma a szárítótérben
- a száradó anyag hőmérsékletének eloszlása a szárítótérben
- a szárító levegő abszolút, és relatív nedvességtartalmának változása
- a szárító levegő hőmérsékletének változása a szárítás során.

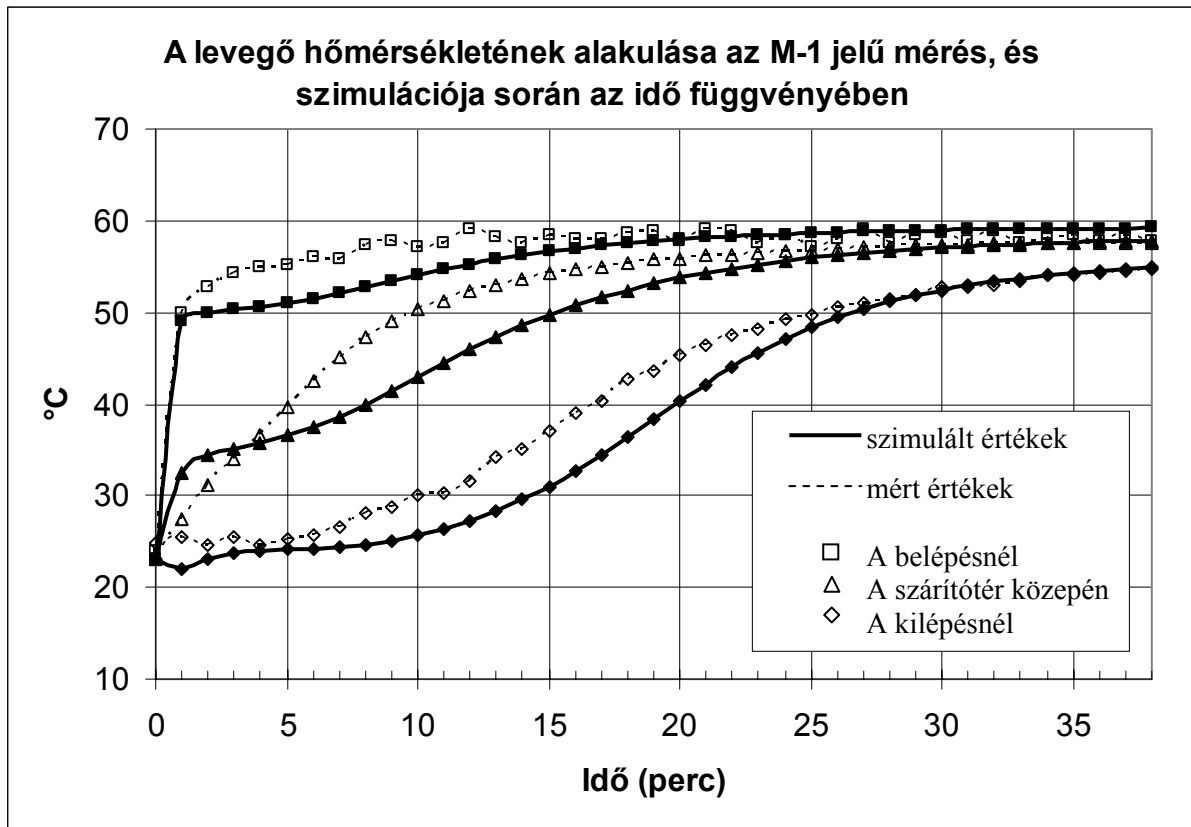
Ezek az értékek mind az idő, mind a hely függvényében grafikonokon ábrázolhatóak, és számértékileg is kimenthetők text-fájlokba az eredmények további felhasználás céljából (pl. Microsoft Excel, vagy más táblázatkezelő programok részére).



1.2. ábra. A program felhasználói felülete

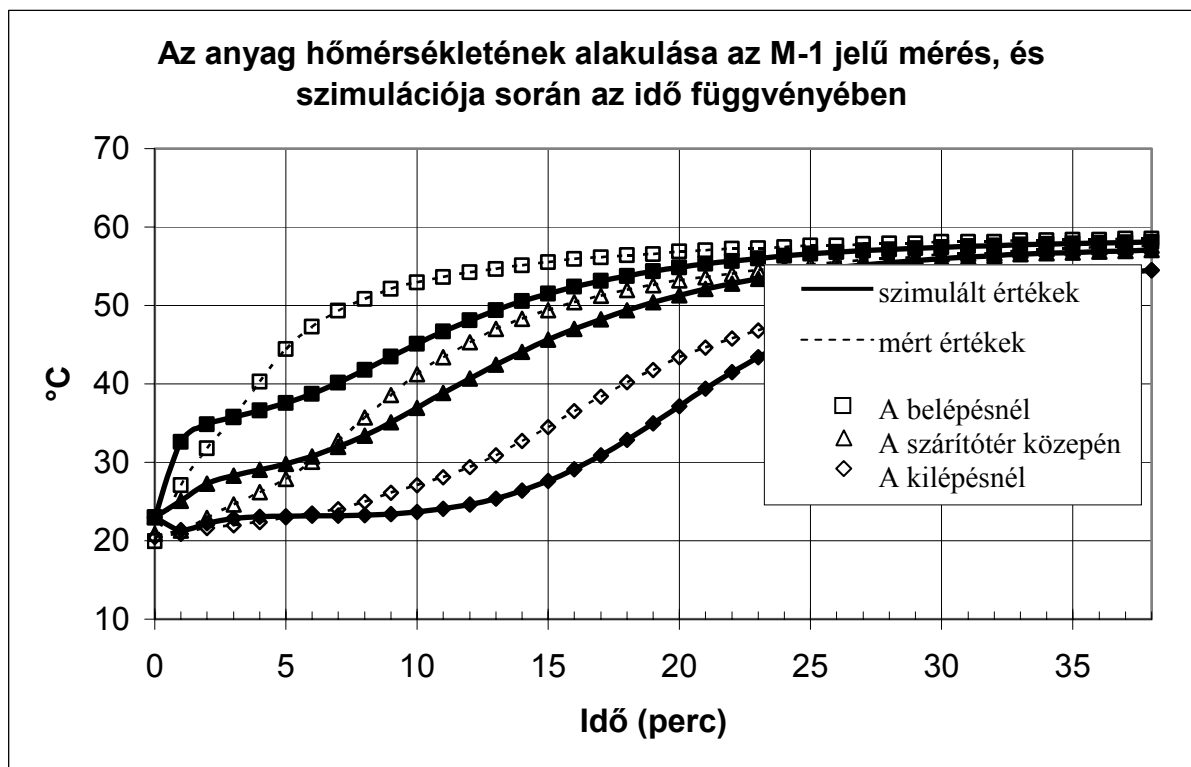
A szimuláció eredményei :

Az 1.3. ábrán a szárító levegő hőmérsékletének alakulását láthatjuk az idő függvényében a henger alakú szárítótér különböző helyein.



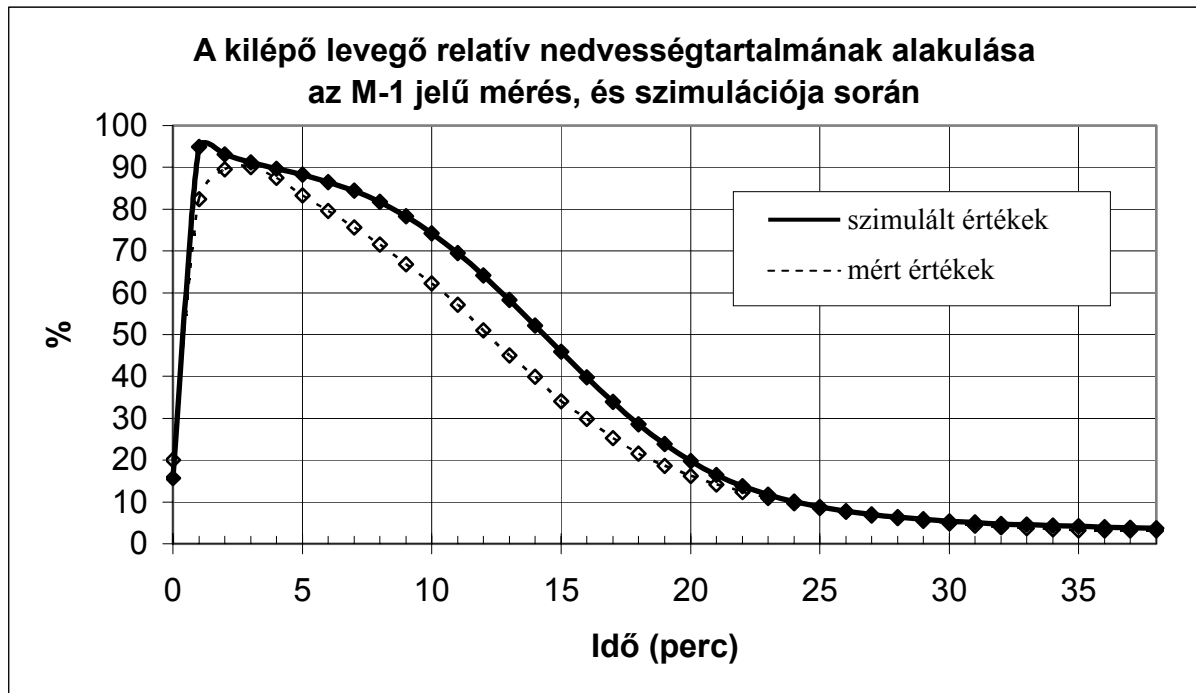
1.3. ábra – A szárító levegő hőmérsékletének alakulása az M-1 jelű mérés, és szimulációja során

A 1.4. ábrán az anyag hőmérsékletének alakulását láthatjuk az idő függvényében a henger alakú szárítótér különböző helyein:



1.4. ábra – Az anyag hőmérsékletének alakulása az M-1 jelű mérés, és szimulációja során

A 1.5. ábrán a kilépő levegő relatív nedvességtartalmának alakulását láthatjuk az idő függvényében:



1.5. ábra – A kilépő levegő nedvességtartalmának alakulása az M-1 jelű mérés, és szimulációja során

2.sz melléklet [11, 12]

Egytestes bepárló modellje

A bepárló instacioner viselkedését az alábbi három koncentrált paraméterű modellel vizsgáltuk:

Teljes anyag mérleg:

$$\frac{d}{dt}(\rho V) = \rho_0 \dot{q}_0 - \rho_1 \dot{q}_1 - W \quad (1)$$

Komponens mérleg:

$$\frac{dX_s}{dt} = \frac{\rho_0 \dot{q}_0}{(\rho V)} (X_{s,0} - X_{s,1}) + \frac{W}{(\rho V)} X_{s,1} \quad (2)$$

Hőmérleg:

$$\frac{dh}{dt} = \frac{1}{(\rho V)} [\rho_0 \dot{q}_0 (h_0 - h_1) - W (h_v - h_1) + \dot{Q}] \quad (3)$$

A fizikai modell felállításához fontos, hogy fel tudjuk írni az átszármaztatott hőmennyiség nagyságát, amit a meleg oldalon a kondenzálódó gőz lead, azt a hideg oldalon a forralni kívánt közeg felveszi.

A bepárló modelljének számításához szükségünk van a besűrítendő anyag és a víz/gőz fizikai jellemzőire.

eqpblq(T, X_s) A cukor egyensúlyi nyomása a hőmérséklettől függ.

A víz fizikai jellemzőinek meghatározása (MATLAB):

eqth20 (P) Az egyensúlyi hőmérséklet a nyomás függvénye

eqph20 (T) Az egyensúlyi nyomás a hőmérséklet függvénye

epvh20 (P, T) A tiszta gőz entalpiája a nyomás és a hőmérséklet függvénye

eplh20 (P, T) A tiszta folyadék entalpia a nyomás és a hőmérséklet függvénye

A bepárló modelljét szint és összetétel szabályzókkal egészítettük ki. A szabályozók az ismert PID algoritmusok alapján dolgoznak, de esetenként azt további funkciókkal kiegészítve javítják azok hatékonyságát. A létezőben lévő anyagmennyiség beállítása az elvétellel történik. Az alapjel beállítását a szimuláció indítása előtt elvégezhetjük. A szabályzó az alapjel és az ellenőrző jel különbségét kapja meg, mint információt. A rendelkező jellel pedig a kívánt érték felé mozdítja el a szelepszárat, ami végül az előírt létéri szint valamilyen pontosságú tartását eredményezi. A minőségszabályozás az oldat betáplálásával történik. Itt az alapjelet értelemszerűen 0-1 közötti értékre állíthatjuk be. A szabályzó az alapjel és a létező aktuális összetételének a különbségét kapja meg.

A bepárló modelljén számos szimulációs vizsgálatot végeztünk. Az alábbi 2.1 és 2.2 ábra a cukor oldattal való mérés és szimulációs eredményeket mutatja. A laboratóriumi vizsgálatokat a tanszéken cukoroldattal vizsgáltuk. A cukor fizikai jellemzőinek meghatározása (MATLAB):

dnslblq(T, X_s) A sűrűség a cukor hőmérsékletétől és koncentrációjától függ.

$$\rho = 1007,4 - 0,495T + 600X_s \quad \left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right]$$

entlblq(T, X_s) Az entalpia a cukor hőmérsékletétől és koncentrációjától függ.

$$h = C_p T \quad \left[\frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \right]$$

$$C_p = 4,1868 - 2,261 X_s$$

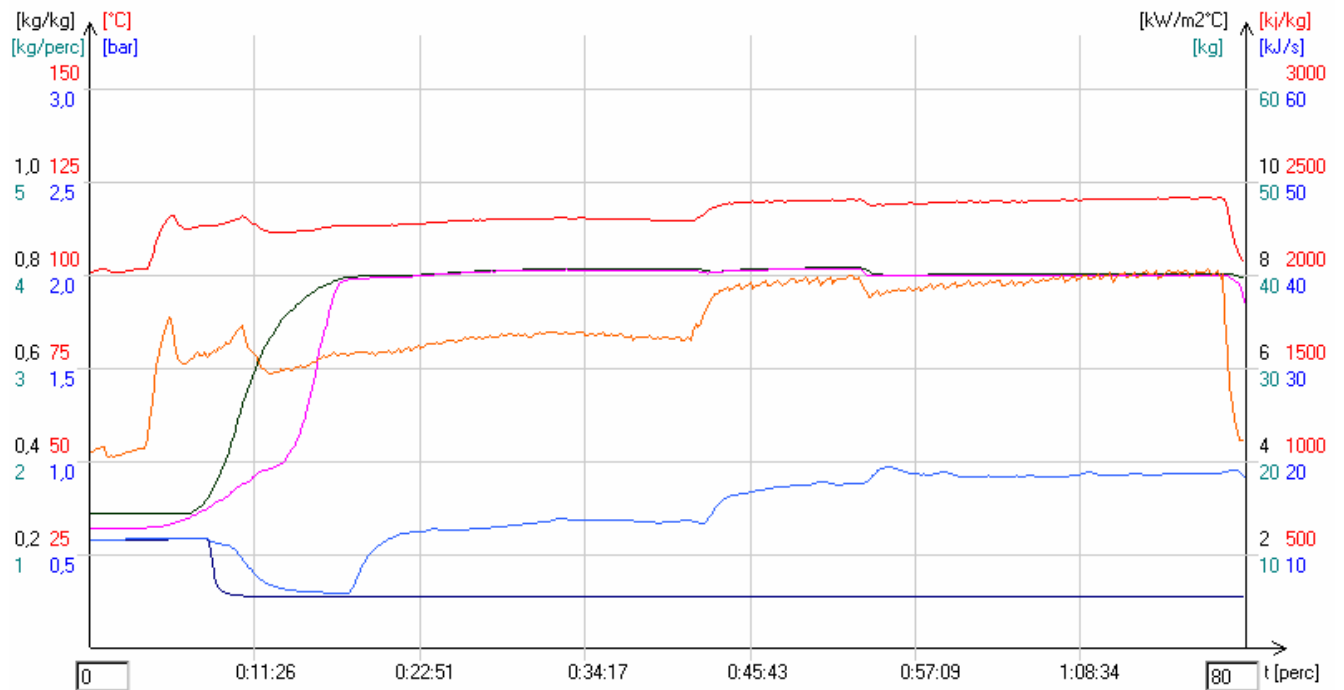
tlblq(X_s , h) A hőmérséklet a cukor koncentrációjától és entalpiájától függ.

Ez a

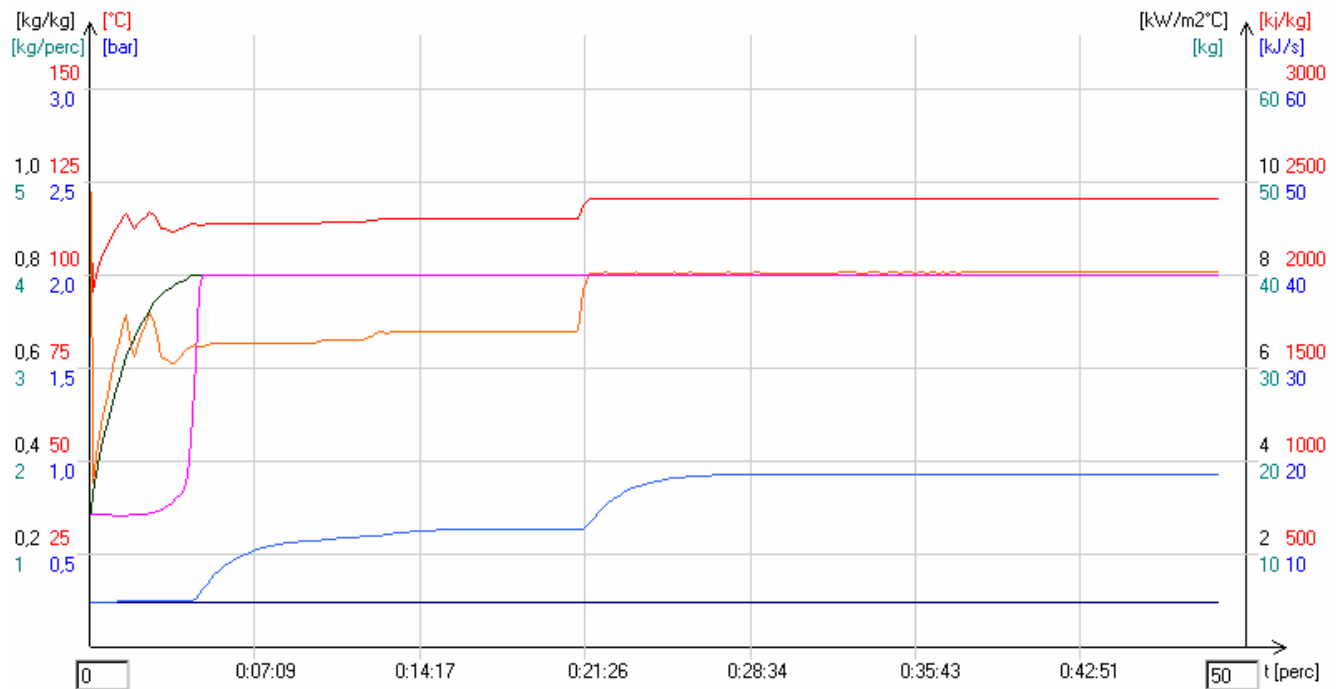
$$\beta = \frac{0,016203y(273+T-y)^2}{2513-2,5833*T}$$

$$y = \frac{7,3X_s}{1-X_s}$$

funkció tartalmazza a forrpontemelkedést is.



2.1. ábra. Cukor oldat mérése



2.2. ábra. Cukor mérés szimulációja

- T lé [°C]
- T pára [°C]
- T gőz [°C]
- T hki [°C]
- T hbe [°C]
- S_m gl [kg]
- S_m wl [kg]
- p gőz [bar]

A fenti, méréssel való összehasonlítások jól bizonyítják, hogy az „adott bepárló” dinamikai viselkedését kisebb eltérésekkel jól leírja az elkészített modell. Jól használható a bepárló viselkedésének tanulmányozására, annak nehézkes és költséges működtetése nélkül.

Az elkészített szoftver lehetőséget nyújt más hasonló felépítésű, kialakítású bepárlók szimulációjára is. Akár a folyamatos üzemet és egy egyszerű szabályozást is működtetve.

3.sz. melléklet [10,11]

A zsugorodás mértékének megállapítása csak a szélső esetekben (tehát ideális tiszta kolloid vagy tiszta kapillár-pórusos anyag esetében) egyszerű. Minden közbülső esetet csak fenomenologikusan tudunk megítélni, mert sem a kolloidhányad megállapítására, sem pedig a nedvességmegoszlás meghatározására — mennyit tartalmaz a kolloid, és mennyi helyezkedik el a pórusokban — nincs mód. Ha a kapillár-pórusos vázszerkezet kellő szilárdságú, akkor méretét megtartja, függetlenül a nedvességtartalomtól, míg szárítástechnológiai szempontból a test úgy fog viselkedni, mint a kolloid-pórusos test. Ebből azt a következtetést lehet levonni, hogy a kolloid jellegű alkotó elhelyezkedési módja is hat a zsugorodás mértékére.

A kolloid jellegű alkotó elhelyezkedésének módja, továbbá a kapilláris vagy pórusos szerkezet jellege következtében az anyagok a különböző irányokban különbözően viselkedhetnek. Ez az anizotrópia a méretváltozásban is megmutatkozik, és ezért a méretváltozást az egyes ténnyirányokban (pl. az x, y, z tengely irányában) külön-külön megadott mérőszámmal lehet meghatározni.

Definíciószerűen a méretváltozást zsugorodási tényezővel adjuk meg.

$$\varepsilon_1 = \frac{\Delta l}{l_0} \quad (3.1)$$

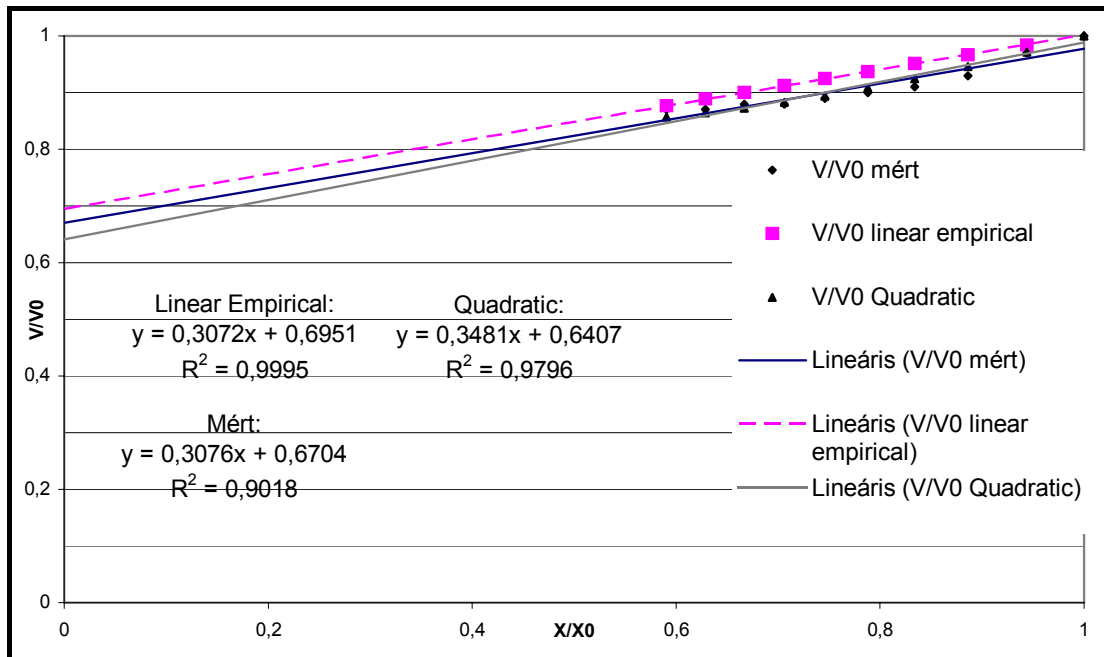
Mivel a zsugorodás anizotrop anyag esetében a három térbeli tengelyre különböző lehet, ezért az három különböző értéket vehet fel.

A zsugorodási tényező általában függ a nedvességtartalomtól. A nedvességtartalomtól való függés az anyagféleségekre igen jellemző. Néhány anyag, pl. az agyag vagy a kaolin csak erősen nedves állapotban zsugorodik. Ezzel szemben a fa és a szén erősen nedves állapotban gyakorlatilag nem zsugorodik, csak bizonyos meghatározott nedvességtartalom alatt kezd zsugorodni. Az anyagok harmadik csoportja (pl. gabonaféleség, tőzeg, bőr, térszaáru stb.) folyamatosan zsugorodik.

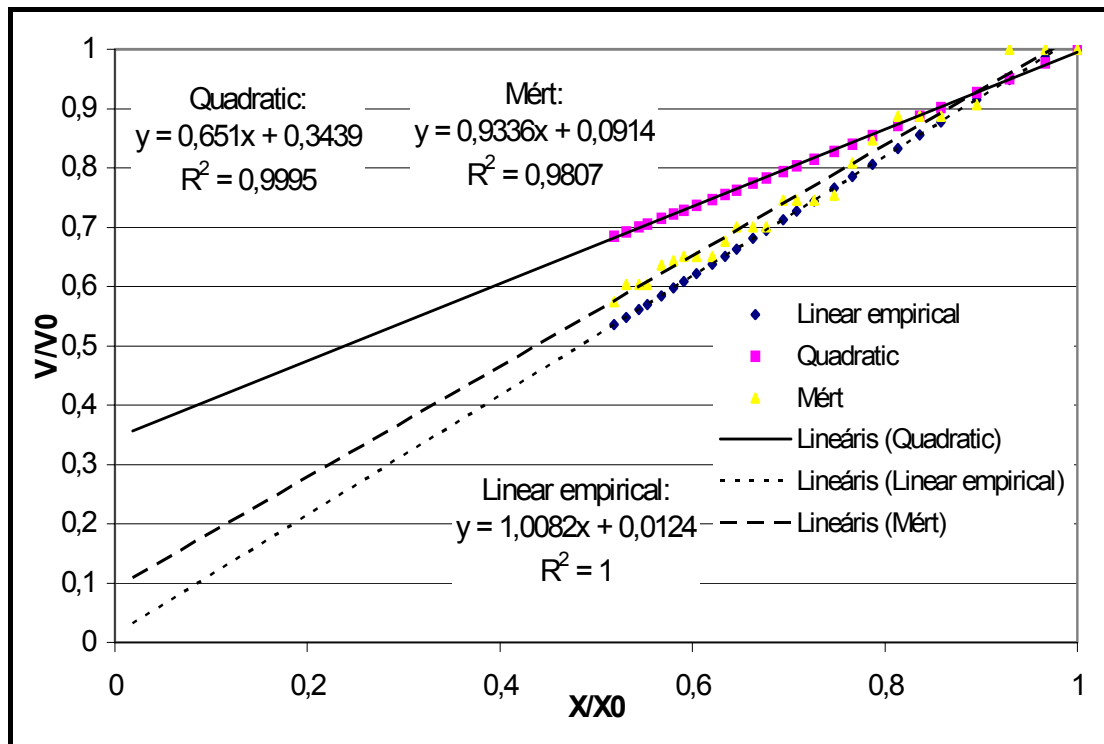
A zsugorodás vizsgálatára számos modellt közölnek. A legegyszerűbb módja a zsugorodás modellezésének a szárítás alatt, ha megadjuk az empirikus összefüggést a zsugorodás és a nedvességtartalom között.

Zsugorodásos vizsgálatokat végeztünk számos termékkel, és számos irodalomból vett empirikus modell közül kerestük az optimálist.

A nagyszámú mért térfogati zsugorodást a nedvességtartalom függvényében búzára és burgonyára mutatja a 3.1 és 3.2 ábra lineáris és négyzetes empirikus modellekkel közelítve.



3.1 ábra. A mért és számított értékek összehasonlítása búzára



3.2. ábra. A számított és mért értékek összehasonlítása burgonyára

Megállapítottuk, hogy ugyan a vizsgált esetben a lineáris regressziós egyenlet megfelelő az adott anyag zsugorodásának jellemzésére, az adott szárítási körülmények között, azonban a kapott eredmény nem minden esetben általánosítható.

4.sz. melléklet [3]

Az adatelőkészítő művelet - az on-line adatszolgáltatás és a laboratóriumi mérés adatai alapján, - a következő műveletek szisztematikus végrehajtását tartalmazza.

- A szárítólevegő átlagjellemzőinek meghatározása (T_{L0}, Y_{L0}, v_L), amely a modell megoldásánál a peremfeltételt, a gerjesztést jelenti. Az on-line adatgyűjtéssel meghatározott szárítólevegő hőmérséklet és nedvességtartalom adatokat a szárítási időtartamra átlagoltuk. Meghatároztuk az átlag sebességet.
- A száradó töltet kezdeti ($\bar{T}_0, M_0, \bar{X}_0$) és a mérés végén ($\bar{T}_v, M_v, \bar{X}_v$) jellemzőinek meghatározása.
- Töltetjellemzők (a_p, d_p, ε) ellenőrzése, meghatározása.
- A szárítandó anyag jellemzőinek (ρ_s, c_s) meghatározása.

- A mérésből származó adatokat a modellben való felhasználásuk előtt ellenőriztük az alábbiak szerint:

- Az anyagból kalorikus úton eltávolított víz tömegének meghatározása, a szilárd és gázfázisra a mérlegegyenlet ellenőrzése. A szárítás során az anyagból kalorikus úton elvont és a szárítólevegővel elvitt víz tömege:

$$M_w = M_0 - M_v \quad (4.1)$$

$$M_w = \frac{D^2 \pi \dot{m}_{Lsz}}{4} \int_{t=0}^{t_v} [Y(H, t) - Y(0, t)] dt \quad (4.2)$$

- A szárításnál kapott $\bar{X}(t), \bar{T}(t)$ jelleggörbék analízise. Meghatároztuk a száradási sebességet, a jelleggörbék időszerinti deriváltját a görbék jellegzetes pontjait. A deriváltak számításához interpoláló spline függvényt alkalmaztunk [23].
- A száradási görbéket kiértékeljük a 4.1.táblázat empirikus vékonyréteg modelljei szerint. Meghatároztuk a mérési adatokat legjobban lefedő modellt és annak paramétereit. A modell p_l - paraméterének számértékét fogadtuk el a szárítólevegőhöz tartozó egyensúlyi nedvességtartalomnak.
- Az anyagok nedvesség leadó és felvevő képessége egyrészt a konkrét anyagi tulajdonságoktól, másrészt a környezet hőmérsékletétől és nedvességtartalmától függ. A $\varphi = \varphi(X_e, T_L)$ szorpciós izoterma egyenlet vagy ismert az adott anyagra vagy a 4.2 táblázatban megadott empirikus modellek közül választunk. Ha a modell ismert, akkor a szorpciót leíró egyenlet ellenőrzése a vizsgált mérési tartományra. Hiányos adatok, illetve saját szorpciós mérési adatok alapján struktúra és paraméter identifikációval határozzuk meg a vizsgált anyag $\varphi = \varphi(X_e, T_L)$ empirikus modelljét. A 4.1. és 4.2. táblázatban feltüntetett empirikus modellek identifikálására Gauss-Newton-Marquardt módszert alkalmaztunk [23,24].

Ha az átadásos transzporttényezők nem ismeretesek, akkor az alábbi módon határoztuk meg a 4.3 és 4.4 egyenlet segítségével.

A pillanatnyi komponens átadási tényezőt meghatározó egyenlet:

$$\sigma(t) = -\frac{M_s}{A_f(Y_f^* - Y_{L0})} \frac{d\bar{X}}{dt} \quad (4.3)$$

A hőátadási tényező pillanatnyi értékét leíró egyenlet:

$$\alpha(t) = \frac{r_f M_s}{A_f(T_{L0} - \bar{T})} \left(\frac{c_{na}}{r_f} \frac{d\bar{T}}{dt} - \frac{d\bar{X}}{dt} \right) \quad (4.4)$$

Szemcsés halmazban a nyomásesés ismeretében az f súrlódási tényezőt az Ergun –egyenletből határoztuk meg [].

$$f = \frac{\Delta p d_p \varepsilon^3}{v^2 \rho (1 - \varepsilon) H} \quad (4.5)$$

4.1 táblázat

Empirikus száradási görbék egyenletei struktúra	Paramé- ter	Egyenlet neve / szerző / forrás
$\bar{X}(t) = (\bar{X}_0 - p_1) \exp(-p_2 t) + p_1$	$p_1 = X_e$ p_2	Exponenciális modell
$\bar{X}(t) = (\bar{X}_0 - p_1) \exp(-p_2 t^{p_3}) + p_1$	$p_1 = X_e$ p_2 p_3	Page modell
$t = p_2 \ln\left(\frac{\bar{X}(t) - p_1}{\bar{X}_0 - p_1}\right) + p_3 \ln\left(\frac{\bar{X}(t) - p_1}{\bar{X}_0 - p_1}\right)^2$	$p_1 = X_e$ p_2 p_3	Thompson modell
$\bar{X}(t) = (\bar{X}_0 - p_1) [p_3 \exp(-p_2 t) + (1 - p_3) \exp(-p_4 p_2 t)] + p_1$	$p_1 = X_e$ p_2 p_3 p_4	Kéttagú diffúziós modell
$\bar{X}(t) = (\bar{X}_0 - p_1) \left[\frac{6}{\pi^2} \sum_{n=1}^{p_3} \frac{1}{n^2} \exp(-n^2 \pi^2 p_2 t) \right] + p_1$	$p_1 = X_e$ $p_2 = \frac{D}{R^2}$ p_3	Diffúziós modell

4.2. táblázat.

Egyensúlyi relatív nedvességtartalom modellje struktúra	paraméter
Henderson & Thompson: $\varphi = 1 - \exp(-p_1 T X_e^{p_2})$	p_1 p_2
Chung & Pfof: $\varphi = \exp\left[-\frac{p_1}{T} \exp(-p_2 X_e)\right]$	p_1 p_2
Iglesias & Chirife: $\varphi = \exp\left[\frac{-\exp(p_1 - p_2 T)}{X_e^{p_3}}\right]$	p_1 p_2 p_3
Chen & Clayton: $\varphi = \exp\left[-p_1 T^{p_2} \exp(-p_3 T^{p_4} X_e)\right]$	p_1 p_2 p_3 p_4
Egyenessel való közelítés: $\varphi = 1$ ha $X \geq p_2$ $\varphi = \frac{X - p_1}{p_2 - p_1}$ ha $p_1 \leq X < p_2$	p_1 p_2

Az identifikációval kapott transzporttényezőkkel, valamint a szorpciót leíró modellel kiegészítve az input adatokat, a szimulációval az adott mérést dinamikájában is tükrözi.

5.sz. melléklet [8]

15th International Drying Symposium (IDS 2006)
Budapest, Hungary, 20-23 August 2006

DETERMINATION OF TRANSFER COEFFICIENTS FROM EXPERIMENTS OF CONTACT-CONVECTIVE HEATED DRYING

T. Balázs, M. Örvös, L. Tömösy

*Department of Process Engineering, Faculty of Mechanical Engineering, Budapest
University of Technology and Economics, H-1111 Budapest, Bertalan L. u. 4-6.*

Tel: +36 (1) 463-1106, Fax: +36 (1) 463-1708

E-mail: balazs@vegyelgep.bme.hu, orvos@vegyelgep.bme.hu, tomosy@vegyelgep.bme.hu

Abstract: Experimental model building - usually called identification - needs several steps, such as model structure selection, experiment design, structure estimation, parameter estimation and model validation. Simplified mathematical models are determined in order to describe the simultaneous transport processes of contact-convective heated drying for waste water sludge. The model serves as a base to determine the heat and mass transfer coefficients that can not be measured directly during the drying experiments.

We developed a contact-convective heated pilot plant dryer for dewatered waste water sludge with on line measuring method. The data acquisition system is connected with an IBM personal computer for the analysis of the transport processes. For the given model the transport coefficients have been determined by off-line parameter identification. This paper illustrates the influence of operational parameters and the transfer coefficients for the contact-convective heated pilot plant dryer.

Keywords: contact-convective heated dryer, dewatered waste water sludge, transfer coefficients

INTRODUCTION

At treatment of municipal waste water and pharmaceutical industry water, hazardous wet sludge is produced that can be deposited only on specially built sites. The sludge - that is considered in original wet form hazardous waste - can be burned in power stations or realizable as product after thermal treatment and moisture reduction.

Moisture reduction and thermal treatment can be done in agitated drum driers where convective heat transfer is helped by contact heating jacket and sometimes by heated agitators as well.

For the description of simultaneous heat and mass transfer in the drier, mathematical model was created for investigation the influence of the operating parameters. The model contains volumetric heat and mass transfer coefficients that are functions of contacting wet material and heated surface, contacting wet material and hot air, and contacting air and heated surface.

For investigation the drying process and for determination the specific heat and mass transfer coefficients a pilot - plant drum drier was built. The agitated drier makes possible continuous measurement and data-acquisition. Data-acquisition of heated wall temperature, inlet and outlet air temperature and humidity, mass reduction of the

drying material makes possible the evaluation of transfer coefficients.

From the experiments evaluated specific heat and mass transfer coefficients assure proper inlet parameters of the model.

MATHEMATICAL MODEL

For modeling the process of simultaneous heat and mass transfer of drum drier with contact-convective heat transfer [1] gives method that takes into consideration the heat, transmitted from the gas as well from over the wall to the drying material.



Fig.1.Element of the drum drier

In Figure 1. dH element of the contact-convective heated dryer can be seen. With heat and mass balance the temperature and humidity of the drying gas as well the temperature and the moisture content of the drying material can be deduced.

Extending the heat- and mass balance of this element to the whole drum, the length of the dryer – that is needed for the given drying task – can be calculated.

The mass balance of the drying gas is:

$$m_1 Y_1 + NdF_{1-a} = m_1 (Y_1 + dY_1) \quad (1)$$

$$m_1 dY_1 = NdF_{1-a} \quad (2)$$

Using the drying rate expression:

$$N = \sigma(Y_F - Y_1) \quad (3)$$

$$m_1 dY_1 = \sigma(Y_F - Y_1) dF_{1-a} \quad (4)$$

The contact surface:

$$dF_{1-a} = a_{1-a} A_q dH \quad (5)$$

$$a_{1-a} = \frac{dF_{1-a}}{dV} = \frac{dF_{1-a}}{A_q dH} \quad (6)$$

Vary of the gas humidity along the length of the drum:

$$\frac{dY_1}{dH} = \frac{\sigma a_{1-a} A_q}{m_1} (Y_F - Y_1) \quad (7)$$

Extending the heat- and mass balance of this element to the whole drum, the length of the dryer – that is needed for the given drying task – can be calculated.

Similarly the heat balance of the drying gas is

$$m_1 h_1 + NdF_{1-a} (r_0 + C_{pW0} T_F) + q_{kv} dF_{1-f} = m_1 (h_1 + dh_1) + q_{1-a} dF_{1-a} \quad (8)$$

$$m_1 dh_1 = q_{kv} dF_{1-f} + NdF_{1-a} (r_0 + C_{pW0} T_F) - q_{1-a} dF_{1-a} \quad (9)$$

The heat flux:

$$q_{kv} = \alpha_{kv} (T_f - T_1) = k_{kv} (T_g - T_1) \quad (10)$$

$$q_{kt} = \alpha_{kt} (T_f - T_F) = k_{kt} (T_g - T_F) \quad (11)$$

$$m_1 dh_1 = k_{kv} (T_g - T_1) dF_{1-f} + \sigma (Y_F - Y_1) dF_{1-a} (r_0 + C_{pW0} T_F) - \alpha_{1-a} (T_1 - T_F) dF_{1-a} \quad (12)$$

The enthalpy:

$$h_1 = C_{p1} T_1 + Y_1 (r_0 + C_{pW0} T_1) \quad (13)$$

The enthalpy balance for the gas:

$$\frac{m_1}{A_q} \frac{dh_1}{dH} = k_{kv} a_{1-f} (T_g - T_1) + \sigma a_{1-a} (Y_F - Y_1) (r_0 + C_{pW0} T_F) - \alpha_{1-a} a_{1-a} (T_1 - T_F) \quad (14)$$

From the definition of enthalpy:

$$dh_1 = \frac{\partial h_1}{\partial T_1} dT_1 + \frac{\partial h_1}{\partial Y_1} dY_1 = (C_{p1} + Y_1 C_{pW0}) dT_1 + (r_0 + C_{pW0} T_1) dY_1 = C_{ad} dT_1 + (r_0 + C_{pW0}) dY_1 \quad (15)$$

$$m_1 [C_{ad} dT_1 + (r_0 + C_{pW0}) dY_1] = k_{kv} (T_g - T_1) dF_{1-f} + \sigma (Y_F - Y_1) dF_{1-a} (r_0 + C_{pW0} T_F) - \alpha_{1-a} (T_1 - T_F) dF_{1-a} \quad (16)$$

$$m_1 C_{ad} dT_1 = k_{kv} (T_g - T_1) dF_{1-f} - \alpha_{1-a} (T_1 - T_F) dF_{1-a} + m_1 dY_1 C_{pW0} (T_F - T_1) \quad (17)$$

$$-m_1 C_{ad} dT_1 = \alpha_{1-a} (T_1 - T_F) dF_{1-a} + m_1 dY_1 C_{pW0} (T_1 - T_F) - k_{kv} (T_g - T_1) dF_{1-f} \quad (18)$$

The contact surface:

$$dF_{1-f} = a_{1-f} A_q dH \quad (20)$$

$$-\frac{m_1 C_{ad}}{A_q} \frac{dT_1}{dH} = \alpha_{1-a} a_{1-a} (T_1 - T_F) - k_{kv} a_{1-f} (T_g - T_1) + \frac{m_1 C_{pW0}}{A_q} \frac{dY_1}{dH} (T_1 - T_F) \quad (21)$$

Vary of the gas temperature along the length of the drum:

$$-\frac{dT_1}{dH} = \frac{A_q}{m_1 C_{ad}} \left[\alpha_{1-a} a_{1-a} (T_1 - T_F) - k_{kv} a_{1-f} (T_g - T_1) + \frac{m_1 C_{pW0}}{A_q} \frac{dY_1}{dH} (T_1 - T_F) \right] \quad (20)$$

From Eq. (20) the gas temperature can be calculated along the drum length.

The heat balance of the drying material:

$$m_a h_a + q_{kt} dF_{f-a} + q_{1-a} dF_{1-a} = m_a (h_a + dh_a) \quad (21)$$

$$NdF_{1-a} (r_0 + C_{pW0} T_F) + m_a (h_a + dh_a) = m_a dh_a = q_{kt} dF_{f-a} + q_{1-a} dF_{1-a} - NdF_{1-a} (r_0 + C_{pW0} T_F) \quad (22)$$

Where:

$$h_a = C_{ma} T_a + X C_w T_a = C_{ma} T_a \quad (23)$$

$$dh_a = \frac{\partial h_a}{\partial T_a} dT_a + \frac{\partial h_a}{\partial X} dX = C_{ma} dT_a + C_w T_a dX \quad (24)$$

15th International Drying Symposium (IDS 2006)
Budapest, Hungary, 20-23 August 2006

$$m_a C_{na} dT_a = k_{kt} (T_g - T_a) dF_{f-a} + \alpha_{l-a} (T_l - T_g) dF_{l-a} + m_a dX (r_0 + C_{pwo} T_g) - m_a C_w T_a dX \quad (25)$$

$$r_0 + C_{pwo} T_g - C_w T_a = r_f \quad (26)$$

$$m_a C_{na} dT_a = k_{kt} (T_g - T_a) dF_{f-a} + \alpha_{l-a} (T_l - T_g) dF_{l-a} + m_a r_f dX \quad (27)$$

Here: $T_f = T_a$.

$$\frac{dT_a}{dH} = \frac{A_g}{m_a C_{na}} \left[k_{kt} a_{fa} (T_g - T_a) + \alpha_{l-a} a_{l-a} (T_l - T_a) \right] + \frac{r_f}{C_{na}} \frac{dX}{dH} \quad (28)$$

From Eq. (28) the temperature of the drying material can be calculated along the drum length.

The mass balance of the drying material:

$$m_a X = NdF_{l-a} + m_a (X + dX) \quad (29)$$

$$-m_a dX = NdF_{l-a} \quad (30)$$

$$-m_a dX = \sigma (Y_f - Y_l) dF_{l-a} = m_l dY_l \quad (31)$$

Vary the moisture content of the drying material along the drum length:

$$-\frac{dX}{dH} = \frac{m_l}{m_a} \frac{dY_l}{dH} \quad (32)$$

In Eq. (7), (20), (28) and (32) the specific transfer coefficients take into consideration the contact-convective heat transfer and the different contacting areas between the gas – material- wall surface:

According to Lewis-analogy [2] for the heat and mass transfer coefficient:

$$\alpha_{l-a} \cdot a_{l-a} = c_{nl} \cdot Le^{\frac{1}{3}} \cdot \sigma_{l-a} \cdot a_{l-a} \quad (33)$$

for air – water vapour system $Le^{\frac{1}{3}} \approx 1$.

The overall specific heat transfer coefficient in Eq. (20), characterizes the contact between the heated wall and the gas:

$$k_{kv} \cdot a_{f-l} = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{f-l}} + \frac{1}{\alpha_{kond}} + \sum R} \cdot a_{f-l} \quad (34)$$

The overall specific heat transfer coefficient in Eq. (32) characterizes the contact between the heated wall and the drying material:

$$k_{kt} \cdot a_{f-a} = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{f-a}} + \frac{1}{\alpha_{kond}} + \sum R} \cdot a_{f-a} \quad (35)$$

METHOD AND RESULTS OF EXPERIMENTS

The measuring equipment was made for drying investigation of paste materials at mixed heat transfer (conductive, convective and radiation heating.) It is fitted with up-to-date measuring gauges for investigation of simultaneous heat and mass transfer. Fig. 1. shows the simplified sketch of the equipment. Central part of the mechanical system is No. 1 drum drier. It is a 850 mm long agitated batch drier consisting of a 250 mm wide U-form drying space covered by a flat plate. Drying gas is feed in axis directional at one end and let out other end at the top. On the cylindrical bottom part of the drying space controlled electric heater (TIC-6) is built on. The feed in paste material is agitated by No.2 electrical driven special scraping-agitator. Variable frequency drives of the agitator speed is adjustable in a wide variation range (SIC-10). The drying drum, the electric engine and gearbox driving the agitator is built on one frame hanged on a well constructed weight measuring cell (WI-11).

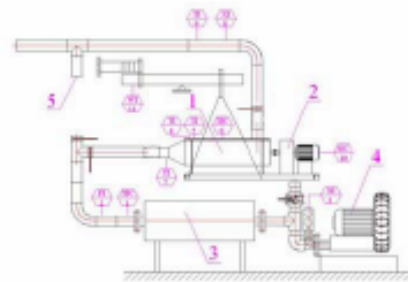


Fig.1. Pilot-plant agitated drum drier equipment
(1 Drum drier; 2 Gearbox; 3 Electric gas heater; 4 Blower; 5 Cyclone)

Drying air is heated by No.3 electric heater which is fitted with temperature control (TIC-1). Volume flow of drying gas is varied by variable frequency drives of No.4 blower. For investigation of simultaneous heat and mass transfer on-line data- acquisition was made on the following parameters

- Temperature of the drying gas (TI-4,7)
- Mass flow of the drying gas (FI-2),
- Humidity of the inlet air (XI-3),
- Temperature measurement of the drying material with infra-red sensor (TI-5),
- measurement and control of the heated surface temperature (TIC-6),
- Measurement and control of the inlet air temperature (TIC-1),
- measurement of the outlet air temperature (TI-9),

15th International Drying Symposium (IDS 2006)
Budapest, Hungary, 20-23 August 2006

- Measurement and control of the speed of the agitator (SIC-10),
- measurement of mass reduction (WI-11).

Figure 2. shows the temperature and the mass reduction in function of time with the parameters below:

- Inlet air temperature:
 $T_{ba} = 110\text{ }^{\circ}\text{C}$
- Mass flow of the air:
 $\dot{m}_{lev} = 140\text{ kg/h}$
- Air velocity:
 $u_{lev} = 0.73\text{ m/s}$
- Rotation of agitator:
 $n = 38\text{ 1/min}$

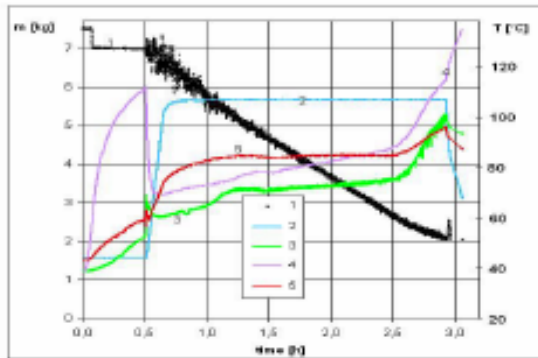


Fig. 2. Temperatures and mass vs. drying time (1-mass; 2-inlet air temperature; 3- surface temperature of drying material; 4- surface temperature of drum dryer; 5-outlet air temperature)

DETERMINATION THE SPECIFIC HEAT AND MASS TRANSFER COEFFICIENTS

Heat and mass transfer between the gas and the drying material

The pilot - plan equipment makes possible to carry out the drying process, -without wall heating - only with hot air. In this case the heat and mass transfer occur between the gas and the material. For this case, in the constant drying rate period, the heat transferred from the gas to the drying material turns for evaporation:

$$\alpha_{t-a}(T_t - T_f)A_{t-a} = r_F \sigma_{t-a}(Y_F - Y_t)A_{t-a} \quad (36)$$

Drying rate in the constant drying period:

$$N = \frac{\Delta m}{A_{t-a} \cdot \Delta t} = \sigma_{t-a}(Y_F - Y_t) \quad (37)$$

Specific contact area between the gas and the drying material:

$$a_{t-a} = \frac{A_{t-a}}{V} \quad (38)$$

For the illustrated example, for the constant drying rate period, the specific heat transfer coefficient for the gas and the drying material:

$$\alpha_{t-a} \cdot a_{t-a} = 350\text{ W} / \text{m}^3 / \text{K}$$

According to Lewis-analogy with Eq. (33) the specific mass transfer coefficient for the gas and the drying material: $\sigma_{t-a} \cdot a_{t-a} = 0,35\text{ kg} / \text{m}^3 / \text{s}$

Heat transfer between the wall and the drying material

In the case heat is transferred essential from the wall, gas does not transfer heat toward the material, heat transfer is characterized by wall-material heat transfer coefficient. The task of the gas is to carry away the evaporated humidity. For the constant drying rate period the specific heat transfer coefficient between the wall and the drying material:

$$\alpha_{f-a} \cdot a_{f-a} = \frac{a_{f-a} \cdot A_{f-a}}{V} = \frac{\Delta m \cdot r_F}{\Delta t(T_f - T_a)V} \quad (39)$$

The specific contact area between the heated wall

$$\text{and the drying material: } a_{f-a} = \frac{A_{f-a}}{V} .$$

For the illustrated example:

$$\alpha_{f-a} \cdot a_{f-a} = 1285\text{ W} / \text{m}^3 / \text{K} .$$

Heat transfer between the heated wall and the gas

For the heat transfer between the gas and the wall:

$$q_t = \alpha_{f-t} \cdot A_{f-t} \cdot \Delta T_{f-t} = c_{at} \cdot \dot{m}_t \cdot \Delta T_t \quad (40)$$

The specific contact area between the heated wall and the drying gas:

$$a_{f-t} = \frac{A_{f-t}}{V} \quad (41)$$

With Eq. (40) and (41):

$$\alpha_{f-t} \cdot a_{f-t} = \frac{c_{at} \cdot \dot{m}_t \cdot \Delta T_t}{\Delta T_{f-t} \cdot V} \quad (42)$$

For the illustrated example the specific heat transfer coefficient between the wall and the gas:

$$\alpha_{f-t} \cdot a_{f-t} = 172,3\text{ W} / \text{m}^3 / \text{K}$$

15th International Drying Symposium (IDS 2006)
 Budapest, Hungary, 20-23 August 2006

CONCLUSIONS

Pilot-plan drum drier makes possible continuous measurement and data-acquisition system of temperature, humidity and mass reduction of the drying material, the drying gas and the heated wall as well. From the experiments evaluated specific heat and mass transfer coefficients assure proper inlet parameters for the mathematical model.

NOMENCLATURE

<i>a</i>	specific area
<i>A</i>	surface of heat transfer
<i>c</i>	specific heat
<i>F</i>	surface
<i>k</i>	overall heat transfer coefficient
<i>m</i>	mass
<i>N</i>	drying rate
<i>r</i>	specific heat of evaporation
ρ	density
<i>s</i>	wall thickness
<i>t</i>	time
<i>T</i>	temperature
<i>X</i>	moisture content referred to dry material
<i>Y</i>	humidity of the drying gas
<i>V</i>	volume
α	heat transfer coefficient
σ	mass transfer coefficient
λ	thermal conductivity
α_{g-a} α_{a-g}	specific heat transfer coefficient between the gas and the material
σ_{g-a} σ_{a-g}	specific mass transfer coefficient between the gas and the material
α_{f-a} α_{a-f}	specific heat transfer coefficient between the wall and the material
α_{f-g} α_{g-f}	specific heat transfer coefficient between the wall and the gas

Subscripts

<i>a</i>	material
<i>be</i>	inlet
<i>f</i>	inner surface of the drum
<i>F</i>	surface
<i>g</i>	vapour
<i>ki</i>	outlet
<i>kr</i>	critical
<i>kond</i>	condensation
<i>kt</i>	contact
<i>kv</i>	convective
<i>l</i>	gas
<i>na</i>	wet drying material
<i>nl</i>	humid air

<i>0</i>	0 °C
<i>p</i>	constant pressure
<i>rel</i>	saturated
<i>w</i>	water
<i>WG</i>	water vapour

ACKNOWLEDGEMENTS

This research work was supported by Hungarian Scientific Research Fund (Nr. T 37493 and 46745).

REFERENCES

- Molnár K. – Örvös M. – Prekly L. :Hulladék konverziós technológiák dobszáritóinak méretezése, *Energiagazdálkodás* 42. évf. 2001. 1. szám
- Szentgyörgyi S. – Molnár K. – Parti M.: *Transzportfolyamatok*, Tankönyvkiadó, Budapest, 1985.