

FELHASZNÁLT IRODALOM

- [1] 22/1999.(VI.30.) Kr.sz. rendelet: A távhőszolgáltatási díjak megállapításáról és alkalmazásáról
- [2] Philip Kotler (1993), Marketing management Műszaki Könyvkiadó, Budapest
- [3] A DH Rt. 2004. évi Üzleti Jelentése.
- [4] Vágó László (2001), Cégismertető.
- [5] Üzleti Terv (2004), Debreceni Hőszolgáltató Rt. Kiadványa
- [6] Előterjesztés a Városfejlesztési Bizottság 2005. 12. 28-i ülésére.
- [7] www.dhrt.hu.
- [8] www.dvrt.hu.
- [9] Kopányi Mihály (1993), Mikroökonómia, Műszaki Könyvkiadó AULA, Budapest.
- [10] Solt Katalin (2001), Mikroökonómia, TRI-MESTER, Tatabánya.

PRICING OF MONOPOLOSTIC LOCAL GOVERNMENT'S COMPANY

The article shows the pricing of monopoly companies, by the example of Debrecen Heating Service Company. The given company is one of the most efficient heating companies of Hungary. It is a natural monopoly, its activity is regulated by the local government which possesses the rights of the ownership and pricing. The pricing is based on an automatic process with using a special calculating formula. When the charge is determined they use the discrimination in prices of the second degree. The system of the formula consists of two elements. The base charge can be settled in a way that they recalculate the charge of the previous period with the changes regarding the different elements of the costs. In the case of heating charge the system is similar. This method is really practical since it makes the pricing simple and understandable.

Blickle Tibor, Gulyás Lajos

AZ ÁRAMLÁSTANI EGYENLETEK EGYSÉGES ÉRTELMEZÉSE A VEGYÉSZMÉRNÖKI TUDOMÁNYBAN

A szerzők a bővített Bernoulli egyenletet úgy általánosítják, hogy belőle le tudják vezetni, a szakirodalomból ismert, vegyipari műveletek legfontosabb áramlási egyenleteit. A speciális feltételeket és összefüggéseket táblázatosan adják meg. A dolgozatban az a figyelemreméltó, hogy a vegyipari művelettan legkülönbözőbb területén fellelhető áramlási folyamatok összefüggéseit egységbe foglalják.

1. BEVEZETÉS

A vegyipari műveletek nagy része kapcsolatban van a fluidumok áramlásával, és keverésével. Ezeket a folyamatokat az áramlástan egyenletei írják le. Az áramlástan törvényei azért fontosak, mert ezek a törvények jelentősen meghatározzák az ipari készülékekben lejátszódó hő- és anyagátviteli folyamatokat, valamint a kémiai reakciók jellegét is. Dolgozatunkban, a vegyészmérnöki tudományban előforduló áramlási műveletek egységes értelmezését adjuk meg a bővített Bernoulli egyenlet felhasználásával.

2. AZ ÁRAMLÁSTAN ALAPEGYENLETE

Navier-Stokes egyenlet, az áramlástan alapegyenlete, ami a mozgásmennyiségre (impulzusra) adja meg a megmaradási tételt és vektor differenciálegyenlettel felírt alakja [1], [5]

$$\frac{\partial \bar{v}}{\partial t} + \bar{v} \nabla \bar{v} = \bar{g} - \frac{1}{\rho} \nabla p + \eta \nabla^2 \bar{v} \quad , \quad (1)$$

ahol ρ a tömegsűrűséget, $\bar{v}$ a sebességvektort, η a dinamikus viszkozitást, p a nyomást, t az időt és ∇ a nabla vektort jelöli. A Navier-Stokes egyenletet,

hasonlóan a Damköhler egyenletekhez, kibővítjük az impulzus átadás taggal [2],

$$\text{Div}\{\rho \bar{v} \circ \bar{v}\} + \text{Div}\{-\eta \text{Grad } \bar{v}\} + \gamma \omega \Delta \bar{v} + \text{grad} p - \rho \bar{g} = -\frac{\partial(\rho \bar{v})}{\partial t}, \quad (2)$$

ekkor megkapjuk a Benedek-László mérlegegyenlet impulzusra felírt alakját, ami az (1) egyenlettől általánosabb és a viszkózus folyadékok teljes áramlását fejezi ki. A (2) egyenletben γ az impulzus átadási tényezőt, ω a fajlagos felületet, $\Delta \bar{v}$ a sebességvektor különbségét jelöli. A (2) egyenlet is vektor differenciálegyenlet, egy másik alakban felírva, ahol a nagy kezdőbetűvel jelzett Div nem egyszerű divergencia, mert a kapcsos zárójelbe tett mennyiségek másodrendű tenzorok.

2.1. A Bernoulli egyenlet

A (2) egyenlet analitikusan csak néhány speciális esetben integrálható. Így például, stacionárius esetben, ha $dv/dt = 0$, impulzus átadás nélküli $\gamma = 0$, tökéletes (newtoni) folyadék $\eta = 0$ és $\rho = \text{állandó}$, egyirányú $v_x = v_y = 0$, $v_z = v$, és csak nehézségi erőterben $g_x = g_y = 0$, $g_z = -g$, történő áramlásnál. Ekkor a (2) egyenletből egydimenziós konvektív és a forrás tag marad [1], [3]:

$$\rho v \frac{dv}{dz} = -\frac{dp}{dz} - \rho g. \quad (3)$$

A (3) egyenletet átrendezve kapjuk a Bernoulli egyenlet differenciális alakját

$$\rho g dz + dp + \rho v dv = 0, \quad (4)$$

amely általánosan érvényes kompresszibilis és inkompresszibilis fluidumokra is. A (4) egyenletet integrálva a Bernoulli egyenlethez jutunk:

$$zg\rho + p + \frac{v^2\rho}{2} = \text{konst.} \quad (5)$$

Az (5) egyenletet S_1 és S_2 keresztmetszetekre felírva kapjuk

$$(z_1 - z_2)\rho g + p_1 - p_2 + \frac{(v_1^2 - v_2^2)\rho}{2} = 0, \quad (6)$$

a nulla viszkozitású (súrlódásmentes) folyadékok energiatételét.

2.2. Reális fluidumok áramlása

A reális fluidumok áramlásakor a fluidumok viszkozitása miatt fellépő súrlódó erőkkel szemben a fluidumoknak munkát kell végezni, súrlódási nyomásveszteség lép fel, eközben a folyadék összes energiájának egy része irreverzibilisen hővé alakul, és a fluidum felmelegszik. Azért, hogy a Bernoulli egyenlet reális fluidumokra is érvényes legyen, Fanning és Darcy a (6) egyenletet kiegészítették egy veszteségi taggal [3], [4], és ha $v_1 = v_2 = v$, akkor

$$(z_1 - z_2)\rho g + p_1 - p_2 = \lambda \frac{l}{D} \frac{v^2\rho}{2}. \quad (7)$$

A (7) egyenletben, $\lambda = \lambda(\text{Re})$ a súrlódási tényező, ami a Reynolds-szám függvénye, l a cső hossza, és D a cső átmérője. Lamináris kis átmérőjű csőben történő áramlás esetén, a (7) egyenlet jobb oldalán lévő, energiaveszteséget kifejező tagot közvetlenül a Hagen-Poiseuille egyenletből is levezethetjük, ekkor $\lambda = 64/\text{Re}$ összefüggéshez jutunk. Más esetekben a λ értékeit az úgynevezett kritériális egyenletek segítségével adják meg.

A (7) egyenletet praktikussági okok miatt általánosítjuk az alábbi szempontok szerint:

1. Két veszteségi tagot írunk fel, és ebben az esetben a diszkrét elem-fluidum-fal és a szilárd felület-film-gáz rendszerek is tárgyalhatók.
2. Az erőtereket általánosítjuk. A nehézségi erő mellett figyelembe vesszük az F_c centrifugális erőt is. Az E elektromos erőterben egy szemcse q töltésére ható erő $F_e = qE$. Ezekhez az erőkhez lehet a gyorsulást hozzárendelni, így a g nehézségi erőterben fellépő gyorsulás helyett bevezetjük a Γ -t, az általános erőterben előálló gyorsulás leírására.
3. A veszteségi tagot kiegészítjük a felületi feszültség legyőzéséhez szükséges energia taggal, így kiterjesztjük az egységes tárgyalást a gáz buborék-folyadék rendszerek tanulmányozására is.
4. Az általánosításba bevonjuk a csőidomok által okozott veszteséget.
5. Kétfázisú áramlásnál, egy rendszeren belül a v^* lineáris sebességet, a két fázis sebesség különbségével adjuk meg. Ha a $\rho_d < \rho_f$, vagyis a diszkrét elem sűrűsége kisebb, mint a fluidum sűrűsége, akkor a sebesség különbség negatív, és ebben az esetben

$$v^* = |v_d^* - v_f^*| \text{ és } v^{*2} = |v_d^* - v_f^*|(v_d^* - v_f^*), \quad (8)$$

és ha $\rho_d > \rho_f$, akkor

$$v^* = (v_d^* - v_f^*) \text{ és } v^{*2} = (v_d^* - v_f^*)^2. \quad (9)$$

Láthatjuk, hogy ha $v_d^* - v_f^* > 0$, akkor a (9) egyenlet a (8) egyenletnek egy speciális esete.

6. A rendszer átlagos sűrűségét definiáljuk a

$$\rho = (1 - \varepsilon)\rho_d + \varepsilon\rho_f, \quad (10)$$

egyenlettel, ahol az ε a szabadterfogati tényező, azaz a szabad terfogat és az összes terfogat hányadosa. Jelöljük l^* -gal a rendszerben a fluidum által ténylegesen megtett utat. Legyen d_b a buborék átmérője, σ a felületi feszültség, ζ a veszteségtényező, φ_1 és φ_2 szorzó tényezők, d^* a hidraulikus, vagy egyenértékű átmérő. A szemcsés halmazoknál a d^* egyenértékű átmérő a szemcsék terfogatával azonos terfogatú gömbök átmérőjét jelöli, megkülönböztetve az ismert felületű töltetek egyenértékű átmérőjének kifejezésétől. A szabálytalan alakú, például lapos lemezes szemcsékhez alakkorrekciós tényezőt lehet jellemzésül megadni. Mindezek figyelembevételével az általánosított Bernoulli egyenlet:

$$\varphi_1(z_1 - z_2)[(1 - \varepsilon)\rho_d + \varepsilon\rho_f]\Gamma + p_1 - p_2 =$$

$$= \lambda_1 \frac{l_1^*}{d_1^*} \frac{|v_{d1}^* - v_{f1}^*|(v_{d1}^* - v_{f1}^*)}{2} [(1 - \varepsilon)\rho_d + \varepsilon\rho_f] + \\ + \lambda_2 \frac{l_2^*}{d_2^*} \frac{|v_{d2}^* - v_{f2}^*|(v_{d2}^* - v_{f2}^*)}{2} [(1 - \varepsilon)\rho_d + \varepsilon\rho_f] + \frac{\pi\sigma}{d_b} \varphi_2 + \zeta \frac{v_3^{*2}}{2} \rho_f. \quad (11)$$

A diszkrét elemek által a fluidumnak okozott energiaveszteség jelentős része a diszkrét elemnél jelentkezik. A diszkrét elemeknél lép fel az úgynevezett ébredő feszültség. Eszerint a felületre merőlegesen nyomás hat, míg a felülettel párhuzamosan csúsztatófeszültség lép fel. Ha a diszkrét elem folyadékcsepp,

akkor a folyadék deformációjával összefüggő húzófeszültségből származó erők ébrednek. A diszkrét elemek számát megkapjuk, ha a diszkrét elemek összes terfogatát elosztjuk egy diszkrét elem terfogatával

$$n = \frac{6(1 - \varepsilon)lS}{d^3\pi}, \quad (12)$$

ahol l a diszkrét elemekből álló térrész magassága, és S a keresztmetszete. Egy elem által okozott nyomásesés:

$$\Delta p_E = \lambda_1 \frac{l^*}{d^*} \frac{v^{*2}}{2} \rho_f. \quad (13)$$

Az egy diszkrét elemre ható erő

$$F_E = \frac{\zeta}{4} \frac{d^{*2} \rho_f \pi}{2} |v_d^* - v_f^*|(v_d^* - v_f^*), \quad (14)$$

mivel $v = (v_d^* - v_f^*)$, $F_E = \frac{n \Delta p_E}{S}$ és $\zeta \approx 1$.

Az általános erőterben egy d átmérőjű gömb alakú diszkrét elemre ható erő:

$$\hat{F}_E = \frac{d^3\pi}{6} (\rho_d - \rho_f) \Gamma. \quad (15)$$

A felületi feszültség legyőzéséhez szükséges erő:

$$F_\sigma = \sigma \pi d_p, \quad (16)$$

ahol d_p a perforáció átmérő.

Newton II. törvényét alkalmazva a diszkrét részecske gyorsulását tudjuk számolni az instacionárius tartományban:

$$\frac{d^3\pi}{6} \rho_d \frac{dv_d^*}{dt} = (\rho_d - \rho_f) \frac{d^3\pi}{6} \Gamma - \frac{\zeta}{4} \frac{d^* \pi \rho_f}{2} |v_d^* - v_f^*|(v_d^* - v_f^*) + \sigma \pi d_p. \quad (17)$$

Mindegyik fázisra érvényes a folytonossági tétel:

$$v_i = \frac{V_i}{\varepsilon S_i} \quad (18)$$

A (18) egyenletben a v_i az i -edik fázis lineáris sebességét, V_i a térfogat áramát és S_i az áramlás irányára merőleges keresztmetszetét jelöli.

A (11), (17) és (18) egyenletek az eljárások alapegyenletei.

Ha a mozgásegyenletben erőegyensúly van, beáll a stacionárius állapot, $dv_d/dt=0$, akkor

$$(\rho_d - \rho_f)\Gamma = \frac{\zeta}{4} |v_d^* - v_f^*| (v_d^* - v_f^*) \frac{3\rho_f}{d\pi} + \frac{6\sigma d_p}{d^3} \quad (19)$$

Néhány esetben a diszkrét elemek áramlása, mechanikai erő hatására következik be. A porlasztott folyadékcseppek méreteloszlására empirikus összefüggések vannak.

A gázbuborékok mérete, ha $v_d = v_f = 0$, akkor a (19) egyenletből:

$$(\rho_f - \rho_b)d_b^3 = \frac{6\sigma d_p}{\Gamma} \quad (20)$$

Nyugvó és fluidizált rétegben $l^* = 2l$, minden más esetben $l = l^*$.

3. ÁRAMLÁSTANTI EGYENLETEKET ÖSSZEFOGLALÓ TÁBLÁZATOK

A táblázatokban a tömör réteg kifejezés olyan réteget jellemez, amelyben a szemcsék egymáshoz illeszkedése állandó és legszorosabb, vagyis a tömör réteg szabad térfogati tényezője minimális. Az egyes hidraulikus műveletekhez a d^* hidraulikus átmérő- és a v^* lineáris sebesség (különbség) értékeket az 1. táblázatban adjuk meg.

A (11) általánosított Bernoulli egyenlet az áramlástan fundamentális egyenlete, és az egyes áramlástan műveleteket az általános egyenlet speciális eseteként értelmezzük, így ezeket a műveleteket egységes szemléletben lehet tárgyalni. Az áramlástan alapegyenleteit a 2. táblázatban foglaljuk össze.

A hidraulikus átmérő és a lineáris sebesség értelmezése.

1. táblázat

Áramlás jellege	Hidraulikus átmérő (d^*)	Lineáris sebesség különbség (v^*)
Áramlás csőben	D	v^o
Áramlás diszkrét elemek között	$4 \frac{\varepsilon}{1-\varepsilon} d$	$\frac{v^o}{\varepsilon} \pm \frac{v_d^o}{1-\varepsilon}$
Áramlás tömör rétegen át	$\frac{2}{3} \frac{\varepsilon}{1-\varepsilon} d$	$\frac{v^o}{\varepsilon}$
Filmréteg árama a csőfalán	4δ	$\frac{v_f^o}{4 \frac{\delta}{D} \left(1 - \frac{\delta}{D}\right)}$
Filmréteg árama a csőfalán, ellenáramban gáz	$d_f = 4\delta$ $d_g = D - 2\delta$	$\frac{v_f^o}{4 \frac{\delta}{D} \left(1 - \frac{\delta}{D}\right)} + v_g^o$
Filmréteg árama tölteten át	4δ	$\frac{v_f^o}{\frac{\delta}{\delta_t} \varepsilon_{sz}}$
Filmréteg árama nedvesített tölteten át, ellenáramban gáz	$d_f = 4\delta$ $d_g = \frac{4 \left[1 - \varepsilon_{sz} \left(1 + \frac{\delta}{\delta_t}\right)\right] \delta}{\varepsilon_{sz}}$	$\frac{v_g^o}{1 - \left(1 + \frac{\delta}{\delta_t}\right) \varepsilon_{sz}} + v_f^o$

A (19) egyenlet írja le erőegyensúly esetén, a stacionárius állapotú fluidumok mozgását. A 3. táblázat a (19) egyenlet speciális eseteit tartalmazza, ahol bevezetjük az

$$A = \sqrt{\frac{4(\rho_d - \rho_f)d}{3\rho_f \zeta_1}} \quad (21)$$

jelölést. Az elektromos erőter, valamint az elektromos erőterben mozgó részecske sebességét reprezentáló függvényeket az

$$\left(1 + 2 \frac{\varepsilon^* - 1}{\varepsilon^* + 2}\right) = B \quad (22)$$

és az

$$\left(a + b r_0^{-\frac{1}{2}}\right) = C \quad (23)$$

jelölésekkel egyszerűsítjük.

A (22) egyenletben az ε^* a dielektromos tényező, a (23) egyenletben a és b konstansokat, és r_0 a negatív elektród sugarát jelöli [1]. A 3. táblázatban ciklonnál és a hidrociklonnál, a kúpos kialakítás miatt a képletben szereplő r sugár a belépési ponton értendő.

Az áramlástan alapegyenletei.

2. táblázat

Művelet ek	Paraméterek definiálása	Alapegyenletek
Gáz áramlása csőben	$\zeta = \varphi_1 = \varphi_2 = \lambda_2 = 0; l_1^* = l_1;$ $d_1^* = D; v_1^* = v_1; \rho_g \approx \rho$	$\Delta p = \lambda_1 \frac{l}{d} \frac{v^2}{2} \rho_g$
Ciklon	$\varphi_1 = \varphi_2 = \lambda_1 = \lambda_2 = 0; v_3 = \frac{V_b}{S}$	$\Delta p = \zeta_1 \frac{v_3^2}{2} \rho_g$
Folyadék lefolyása csőben	$\Delta p = \varphi_2 = \zeta = \lambda_2 = z_2 = 0$ $z_1 = l_1^*; d_1^* = D; \varphi_2 = 1$	$\Gamma = \lambda_1 \frac{v^2}{2D}$
Hidro- ciklon	$\varphi_1 = \lambda_1 = \lambda_2 = \varphi_2 = 0; v_3 = \frac{V_b}{S}$	$\Delta p = \zeta_2 \frac{v_3^2}{2} \rho_f$
Fluidum áramlása nyugvó rétegen át	$\varphi_1 = 1; z_1 = l^*; \rho = \rho_f; l_1^* = 2l;$ $v_1^* = \frac{2v_1^0}{\varepsilon}; d_1^* = \frac{8}{3\pi} \frac{\varepsilon}{1-\varepsilon} d;$ $z_2 = \zeta = \lambda_2 = \varphi_2 = 0$	$\Delta p = \Gamma \rho_f l +$ $+ \lambda_1 \frac{3\pi}{2} \frac{v^2 l (1-\varepsilon) \rho_f}{d \varepsilon^3}$
Fluidizált réteg	$\varphi_1 = 1; z_2 = l;$ $\rho = (1-\varepsilon) \rho_d + \varepsilon \rho_f;$ $z_1 = \zeta = \varphi_1 = \lambda_1 = \lambda_2 = 0$	$\Delta p = [(1-\varepsilon) \rho_d + \varepsilon \rho_f] \Gamma l$

Buborék, hab réteg	$\varphi_1 = 0,85; z_2 = l;$ $\rho = (1-\varepsilon) \rho_d + \varepsilon \rho_f$ $z_1 = \zeta = \varphi_2 = \lambda_1 = \lambda_2 = 0$	$\Delta p = 0,85 [(1-\varepsilon) \rho_d + \varepsilon \rho_f] \Gamma l$
Fluidizált réteg és alátét	$\varphi_1 = 1; z_2 = l; l_1^* = l_p$ $\rho = (1-\varepsilon) \rho_d + \varepsilon \rho_f;$ $v_1^* = \frac{v_1^0}{\varepsilon_p} \rho_1^* - \rho_f$ $\varphi_2 = \zeta = \lambda_2 = z_1 = 0; d_1 = d_p$	$\Delta p = \lambda_1 \frac{l_p}{d_p} \frac{v_1^2}{\varepsilon_p^2} \rho_f +$ $+ [(1-\varepsilon) \rho_d + \varepsilon \rho_f] \Gamma l$
Buborék, habréteg, és alátét	$z_2 = l; l_1^* = l_p; d_1^* = d_p$ $\rho = (1-\varepsilon) \rho_d + \varepsilon \rho_f;$ $\rho = \rho_f; \zeta = \lambda_2 = z_1 = 0$ $\varphi_1 = 0,85; \varphi_2 = 1; v_1^* = \frac{v_1^0}{\varepsilon_p}$	$\Delta p = \lambda_1 \frac{l_p}{d_p} \frac{v_1^2}{\varepsilon_p^2} \rho_f +$ $+ 0,85 [(1-\varepsilon) \rho_d + \varepsilon \rho_f] \Gamma l +$ $+ \frac{\pi \sigma}{d_p}$
Szabadon mozgó elemek között áramló folyadék	$l_1^* = l_2^* = l; \varphi_1 = \zeta = \varphi_2 = 0$ $v_1^* = \frac{v_1^0}{\varepsilon}; d_2^* = \frac{2}{3(1-\varepsilon)} d$ $v_2^* = \frac{v_f^0}{\varepsilon} - v_k^*; \rho^* = \rho_f; d_1^* = D$	$\Delta p = \lambda_1 \frac{l}{D} \frac{v^2}{2 \varepsilon^2} \rho_f +$ $+ \frac{\lambda_2 3\pi l (1-\varepsilon) \rho_f}{4d} \left(\frac{v^0}{\varepsilon} - v_d^* \right)^2$
Pneu- matikus (híg áramú) szállítás	$\varphi_1 = 1; \rho = (1-\varepsilon) \rho_d + \varepsilon \rho_f;$ $l_1^* = l; v_1^* = \frac{v_f^0}{\varepsilon}; z_2 = l;$ $d_1^* = D; z_1 = \lambda_2 = \zeta = \varphi_2 = 0$	$\Delta p = [(1-\varepsilon) \rho_d + \varepsilon \rho_f] \Gamma l +$ $+ \frac{\lambda_1 l}{2d} [(1-\varepsilon) \rho_d + \varepsilon \rho_f] \left(\frac{v_f^0}{\varepsilon} \right)^2$
Film áramlása cső falán	$\Delta p = \varphi_1 = \varphi_2 = \zeta = \lambda_2 = z_2 = 0$ $z_1 = l; \rho = \rho^* = \rho_f; d_1^* = 4\delta$ $v_1^* = \frac{V_f}{\delta(D-\delta)\pi}; \Gamma = g$	$g = \frac{7,8 \lambda}{8\delta} \left[\frac{V_f}{\delta(D-\delta)\pi} \right]^2$

Film áramlása tölteten	$\Delta p = \varphi_1 = \varphi_2 = \zeta = \lambda_2 = z_2 = 0$ $z_1 = l; \rho = \rho^* = \rho_f; d_1^* = 4\delta$ $v_1^* = \frac{4V_f \delta_t}{D^2 \pi \delta \varepsilon_{sz}}; \Gamma = g$	$g = \frac{10\lambda}{8\delta} \left(\frac{4V_f \delta_t}{D^2 \pi \delta \varepsilon_{sz}} \right)^2$
Gáz áramlása folyadék film rétegnél	$\varphi_1 = \zeta = \varphi_2 = \lambda_2 = 0;$ $\rho = \rho_g; l_1^* = 2l;$ $v_1^* = \frac{2v_1^0}{\varepsilon}; d_1^* = \frac{8}{3\pi} \frac{\varepsilon}{1-\varepsilon} d$	$\Delta p = \lambda_1 \frac{3\pi}{2} \frac{v^{0,2} l (1-\varepsilon) \rho_g}{d \varepsilon^3}$

Stacionárius áramlású rendszerek.

3. táblázat

Szemcse-gáz rendszer			
Művelet	Erőtér	Fluidum sebessége	Szemcse sebessége
Szabadesés	$\Gamma = g$	$A > v_f^* \leq 0$	$v_d^* = A\sqrt{g} + v_f^*$
Pneumatikus szállítás	$\Gamma = g$	$A < v_f^* \leq 0$	$v_d^* = A\sqrt{g} + v_f^*$
Ciklon	$\Gamma = \omega^2 r$	$v_f^* = 0$	$v_d^* = A\omega\sqrt{r}$
Elektromos erőter csőben	$\Gamma = \frac{3}{2} \frac{BC^2}{d\pi(\rho_d - \rho_f)}$	$v_f^* = 0$	$v_d^* = C^2 \left(\frac{4B}{\rho_f \zeta_1 \pi} \right)^{\frac{1}{2}}$
Szemcse-folyadék rendszer			
Ülepedés	$\Gamma = g$	$v_f^* = 0$	$v_d^* = A\sqrt{g}$
Hidrociklon	$\Gamma = \frac{v_c^2}{r}$	$v_f^* = \frac{V_b}{2hR\pi}$	$v_d^* = A\sqrt{\frac{v_c^2}{r}} - v_f^*$
Ülepítő centrifuga	$\Gamma = (2N_f \pi)^2 r$	$v_f^* = 0$	$v_d^* = A\sqrt{r} 2N_f^2 \pi$
Folyadék csepp mozgása	$\Gamma = g$	$v_f^* \leq 0$	$v_d^* = A\sqrt{\frac{g\zeta_1}{\zeta_2}} + v_f^*$
Gáz buborék mozgása	$\Gamma = g$	$\rho_d < \rho_f$ $v_f = 0$	$v_d^* = -A\sqrt{\frac{g\zeta_1}{\zeta_3}}$

A súrlódási tényezők aktuális esetei.

4. táblázat

Súrlódási tényező		
Művelet	Kritériális egyenlet $\lambda = \lambda(Re)$	Megjegyzés
Egyfázisú áramlás	${}_1\lambda = \frac{64}{Re}$	Lamináris áramlás
	${}_1\lambda = 0,3164 {}_1Re^{-0,25}$	${}_1Re > 10^5$
Perdítő elem	${}_2\lambda = {}_1\lambda \omega_1$	ω_1 táblázatból
Tömör réteg	${}_3\lambda = \frac{32}{{}_2Re}$	Lamináris áramlás
	${}_3\lambda = 16 {}_2Re^{-0,2}$	Turbulens áramlás
Szemcse-fluidum rendszer	${}_4\lambda = \zeta_1$	
Alátét	${}_5\lambda$	Alátét típusokhoz empirikus egyenletek
Pneumatikus (hígáramú) szállítás	${}_6\lambda = {}_1\lambda \left[1 + 0,3 \frac{(1-\varepsilon)\rho_{sz}}{\varepsilon\rho_{sz}} \right]$	
Falon lecsurgó film	${}_7\lambda = \frac{96}{{}_3Re}$	${}_3Re \leq (200 - 500)$
	${}_7\lambda = 48,64 \cdot 10^{-4}$	${}_3Re > 500$
Rotációs film	${}_8\lambda = \lambda_7$	${}_3Re \leq 10^8$
	${}_8\lambda = 1,5 \cdot 10^{-5} {}_3Re^{-0,5} \left(\frac{v_k^3}{gv} \right)^{1/2}$	${}_3Re > 10^8$
Gáz áramlása folyadékkal nedvesített töltetes rétegen át	${}_9\lambda = \Theta {}_3\lambda$	$\Phi = \left(\frac{v_f^0}{v_g^0} \right)^{1,8} \left(\frac{\rho_f}{\rho_g} \right) \left(\frac{v_f}{v_g} \right)^{0,2}$ $\Phi < 0,5; \Theta = 1 + 8,4\Phi^{0,225}$ $\Phi > 0,5; \Theta = 1 + 10\Phi^{0,525}$
	${}_{10}\lambda = 140 {}_4Re^{-1}$	Lamináris áramlás
	${}_{10}\lambda = 16 {}_4Re^{-0,2}$	Turbulens áramlás

Ellenállási tényezők		
Művelet	Kritériális egyenlet $\zeta = \zeta(\text{Re})$	Megjegyzés
Ciklon	$\zeta_1 = 0,85$	
Hidrociklon	$\zeta_2 = 1 + 2 \ln \hat{\Phi}$	$\hat{\Phi}$ konstrukciós tényező
Armatúrák	ζ_3	ζ_3 kézikönyvekből
Szemcse-fluidum rendszer	$\zeta_1 = 24,5 \text{Re}^{-1}$	${}_s\text{Re} < 0,2$
	$\zeta_1 = 18,5 {}_s\text{Re}^{-0,6}$	$0,2 \leq {}_s\text{Re} < 500$
	$\zeta_1 = 0,44$	${}_s\text{Re} \geq 500$
Folyadék csepp	$\zeta_2 = 18,5 {}_s\text{Re}^{-0,5}$	
Gáz buborék	$\zeta_3 = 18,5 {}_s\text{Re}^{-0,5}$	${}_s\text{Re} < 9$
	$\zeta_3 = 3$	${}_s\text{Re} > 9$

A módosított Re-szám aktuális alakjai.

A Reynolds szám, $\text{Re} = \frac{vd}{\nu}$ aktuális alakjai	
Hidraulikus művelet	A módosított Re-szám
Egyfázisú áramlás	${}_1\text{Re} = \frac{v^\circ D}{\nu}$
Áramlás tömör rétegen át	${}_2\text{Re} = \frac{2}{3} \frac{v^\circ d}{(1-\varepsilon)\nu}$
Film áramlása	${}_3\text{Re} = \frac{v_f D}{\nu \left(1 - \frac{\delta}{D}\right)}$
Gáz áramlása folyadék film tölteten	${}_4\text{Re} = \frac{4\delta_t v_f^\circ}{\nu \varepsilon_{sz}}$
Szemcse-fluidum rendszer	${}_5\text{Re} = \frac{v_d d_d}{\nu}$

A fluidumok viszkozitása miatt, a fluidumok áramlásakor, a fluidumnak munkát kell kifejtetni az ellenállás legyőzésére, ez a munka irreverzibilisen hővé alakul,

és a fluidumot felmelegíti. A súrlódó ellenállást a λ súrlódási tényezővel vagy a ζ veszteségtényezővel adják meg, legtöbb esetben az úgynevezett kritériális egyenletekkel. Ezeket az egyenleteket a 4. és az 5. táblázatban foglaljuk össze. A 6. táblázatban a Reynolds szám aktuális értékeit tüntetjük fel.

A táblázatokban összefoglalt új alapegyenletek összevetése egy-egy konkrét művelet (készülékméretezés) eddigi kifejezésével, további munkák témáit jelenthetik.

4. JELÖLÉSEK

d = átmérő, (m);

d^* = hidraulikus- vagy egyenértékű átmérő, (m);

d_b = buborék átmérő, (m);

d_p = perforáció átmérő, (m);

d_{sz} = szemcse átmérő, (m);

D = csőátmérő, (m);

E = elektromos erőter, (Vm^{-1});

F = erő, (N) = (kg m s^{-2});

F_c = centrifugális erő, (N) = (kg m s^{-2});

F_e = egy szemcse q töltésére ható erő, (N) = (kg m s^{-2});

$\hat{F}_e$ = általános erőterben gömb alakú részecskére ható erő, (N) = (kg m s^{-2});

F_E = egy diszkrét elemre ható erő, (N) = (kg m s^{-2});

F_σ = felületi feszültség legyőzéséhez szükséges erő, (N) = (kg m s^{-2});

g = gyorsulás nehézségi erőterben = $9,81 \text{ (m s}^{-2}\text{)}$, (pontosan $9,80665$);

l = készülék hossza, (m);

l^* = fluidum által megtett út, (m);

n = diszkrét elemek száma, (-);

N_f = fordulatszám, (s^{-1});

p = nyomás, (Pa) = (N m^{-2}) = ($\text{kg m}^{-1} \text{s}^{-2}$);

Δp_E = egy diszkrét elem által okozott nyomáscsökkenés, (Pa) = (N m^{-2}) = ($\text{kg m}^{-1} \text{s}^{-2}$);

q = elektromos töltés, (C);

r_o = negatív elektród sugara, (m);

$\text{Re} = v d \rho / \eta$ = Reynolds szám, (-);

S = keresztmetszet, (m^2);

S_i = i -edik fázis áramlási irányára merőleges keresztmetszet, (m^2);

t = idő, (s)

v = lineáris sebesség, (m s^{-1});

$\bar{v}$ = sebesség vektor, (m s^{-1})

v^* = a rendszeren belüli tényleges lineáris sebesség, (m s^{-1});

v_d^* = diszkrét elemek tényleges lineáris sebessége, (m s^{-1});

v_f^* = folyadék tényleges lineáris sebessége, (m s^{-1});

v_g^* = gáz tényleges lineáris sebessége, (m s^{-1});

v_{sz}^* = szemcsék tényleges lineáris sebessége, (m s^{-1});

v° = üres keresztmetszetre vonatkoztatott lineáris sebesség, (m s^{-1});

v_d° = diszkrét elemek üres keresztmetszetre vonatkoztatott sebessége, (m s^{-1});

v_f° = folyadék üres keresztmetszetre vonatkoztatott lineáris sebessége, (m s^{-1});

v_g° = gáz üres keresztmetszetre vonatkoztatott lineáris sebessége, (m s^{-1});

v_c = centrifugában a kerületi sebesség, (m s^{-1});

V_b = gáz belépési térfogati sebessége, ($\text{m}^3 \text{s}^{-1}$);

V = térfogati sebesség, ($\text{m}^3 \text{s}^{-1}$);

V_d = diszkrét elem térfogati sebessége, ($\text{m}^3 \text{s}^{-1}$);

V_f = folyadék térfogati sebessége, ($\text{m}^3 \text{s}^{-1}$);

V_g = gáz térfogati sebessége, ($\text{m}^3 \text{s}^{-1}$);

$\hat{V}$ = a rendszer térfogata, (m^3);

$\hat{V}_b$ = a rétegben levő gáz térfogata, (m^3);

z = helykoordináta, (m);

δ = film vastagsága, (m);

γ = impulzusátadási tényező ($\text{kg m}^{-2} \text{s}^{-1}$)

η = dinamikus viszkozitás, (N s m^{-2}) = (kg m s^{-1}) = 10 P;

λ = súrlódási tényező, (-);

ω = fajlagos felület, (m^{-1});

ρ = tömegsűrűség, a rendszer átlagos sűrűsége (kg m^{-3})

ρ_d = diszkrét elem sűrűsége, (kg m^{-3})

ρ_f = folyadék vagy fluidum sűrűsége, (kg m^{-3})

ρ_g = gáz sűrűsége, (kg m^{-3})

ρ_{sz} = szemcse sűrűsége, (kg m^{-3})

σ = felületi feszültség, (N m^{-1}) = (J m^{-2});

ε = szabad térfogati tényező, (-);

ε_f = folyadék térfogat hányad, (-);

ε_g = gáz térfogat hányad, (-);

ε_{sz} = szemcsék szabad térfogati tényezője, (-);

ε^* = dielektromos tényező, ($\text{A s V}^{-1} \text{m}^{-1}$);

Γ = gyorsulás általános erőterben, (m s^{-2}),

ζ = veszteségtényező, (-);

$\hat{\Phi}$ = konstrukciós tényező;

φ_1 = szorzó tényező, (-);

φ_2 = szorzó tényező, (-);

5. IRODALMI HIVATKOZÁSOK

- [1]. A.G. Kasztkin: Alapműveletek, gépek és készülékek a vegyiparban. Műszaki Könyvkiadó, Budapest (1976).
- [2]. Benedek Pál, László Antal: A vegyészmérnöki tudomány alapjai. Műszaki Könyvkiadó, Budapest (1964).
- [3]. John H. Perry: Vegyészmérnökök kézikönyve I. Műszaki Könyvkiadó. Budapest (1968).
- [4]. J. Ciborowski: A vegyipari műveletek alapjai. Műszaki Könyvkiadó. Budapest (1969).
- [5]. Lajos Tamás: Az áramlástan alapjai. Műegyetemi Kiadó, Budapest. (2004).
- [6]. Gyenis János, Németh Jenő: Statikus keverés, Magyar Kémikusok Lapja, 46 (6) 265-273 (1991).

COMMON INTERPRETATION OF THE EQUATIONS OF FLOW IN CHEMICAL ENGINEERING

A large part of chemical operations is in connection with the flow and mixing of fluids. These processes are described by the equations of flow. The knowledge of laws of flow is very important for the chemical engineers, because these laws determine the heat- and mass transfer processes and characteristics of chemical reactions to a great extent. In this article the extended Bernoulli's equation was generalized. In chemical engineering, the equations of flow can be interpreted from the generalized equation. The special conditions and relationships of flow are given in tables.