

**ČESKÉ VYSOKÉ
UČENÍ TECHNICKÉ
V PRAZE**

**FAKULTA
STROJNÍ**



**TEZE
DISERTAČNÍ
PRÁCE**

ČESKÉ VYSOKÉ UČENÍ TECHNICKÉ V PRAZE
FAKULTA STROJNÍ
ÚSTAV PROCESNÍ A ZPRACOVATELSKÉ TECHNIKY

TEZE DISERTAČNÍ PRÁCE

*Přestup tepla mezi plynem a kapalinou ve
dvoufázových kontaktorech*

Ing. Martin Žižka

Doktorský studijní program: Strojní inženýrství

Studijní obor: Konstrukční a procesní inženýrství

Školitel: *Prof. Ing. Pavel Dítl, DrSc.*

Školitel specialista: *Doc. Ing. Radek Šulc, Ph.D.*

Teze disertace k získání akademického titulu "doktor", ve zkratce "Ph.D."

Praha

únor 2021

Název anglicky: Heat transfer between gas and liquid in two-phase contactors

Disertační práce byla vypracována v prezenční formě doktorského studia na Ústavu procesní a zpracovatelské techniky Fakulty strojní ČVUT v Praze.

Disertant: *Ing. Martin Žižka*

Ústav procesní a zpracovatelské techniky, Fakulta strojní ČVUT
v Praze

*Ústav procesní a zpracovatelské techniky, České vysoké učení
technické v Praze, Fakulta strojní, Technická 4, 160 00 Praha 6*

Školitel: *Prof. Ing. Pavel Dítl, DrSc.*

Ústav procesní a zpracovatelské techniky, Fakulta strojní ČVUT
v Praze

*Ústav procesní a zpracovatelské techniky, České vysoké učení
technické v Praze, Fakulta strojní, Technická 4, 160 00 Praha 6*

Školitel-specialista: *Doc. Ing. Radek Šulc, Ph.D.*

Ústav procesní a zpracovatelské techniky, Fakulta strojní ČVUT
v Praze

*Ústav procesní a zpracovatelské techniky, České vysoké učení
technické v Praze, Fakulta strojní, Technická 4, 160 00 Praha 6*

Oponenti:

Teze byly rozeslány dne:

Obhajoba disertace se koná dne v hod.

v zasedací místnosti č. 17 (v přízemí) Fakulty strojní ČVUT v Praze,
Technická 4, Praha 6

před komisí pro obhajobu disertační práce ve studijním oboru Konstrukční a
procesní inženýrství.

S disertací je možno se seznámit na oddělení vědy a výzkumu Fakulty strojní
ČVUT v Praze, Technická 4, Praha 6.

prof. Ing. Tomáš Jirout, Ph.D.

předseda oborové rady oboru Konstrukční a procesní inženýrství
Fakulta strojní ČVUT v Praze

1. SOUČASNÝ STAV PROBLEMATIKY

Úvod

Vícefázové (multifázové) kontakторы (reaktory nebo kolony) jsou v chemickém průmyslu hojně využívány především z důvodu nízkých investičních a provozních nákladů. I přes jejich zdánlivou jednoduchost není jednoduché kolony nastavit tak, aby pracovaly s co nejvyšší efektivitou. Efektivitu snižují časté změny operačních parametrů. V praxi nejčastějším typem vícefázových kontaktorů jsou probublávané kolony. V probublávaných kolonách tvoří vsádku kapalina, dispergovaný plyn a případně pevná fáze. Probublávané kolony se dělí na tři typy, kolony s proudem kapaliny ve vsádce, dvou a třífázové kolony s fluidním ložem a dvoufázové probublávané kolony. Probublávaná kolona je tvořena nádobou (nejčastější válcovou, objevují se však i čtvercové nebo obdélníkové), distributorem plynu napojeným na přívod vzduchu, případným nátokem a odtokem kapaliny, přístroji pro sledování a regulaci procesu a případným vnitřním nebo vnějším zdrojem tepla či chladu. V této práci jsem se zaměřil na probublávané kolony. Probublávané kolony se obvykle využívají v chemickém, biochemickém, petrochemickém a odpadním hospodářství.

Ve dvou- i tří- fázových probublávaných kolonách dochází k výměně tepelné energie, hmoty a hybnosti mezi fázemi. Pro celkové pochopení dějů odehrávajících se v koloně je důležité pochopit a popsat hydrodynamiku toku a z ní vyplývající režim proudění, stanovit specifický povrch bublin, distribuci bublin velikostí bublin i jejich prostorové rozdělení. To umožní stanovit na přestup tepla mezi fázemi, mezi stěnou a probublávanou vrstvou i přestup hmoty mezi fázemi. Získané poznatky se umožní návrh kolon a zvětšování jejich měřítka („scale-up“).

Rešerše

Byla provedena rozsáhlá rešerše se zaměřením na probublávané kolony, tvorbu bublin, hydrodynamiku a přestup tepla a hmoty. Jedním z důvodů k takto rozsáhlé rešerši byly připomínky recenzentů při publikování nových výsledků, kteří nevěřili, že problematika predikce tepla mezi bublinami plynu a kapalinou nebyla výrazněji studována. Bylo zjištěno, že:

1. Přestupu tepla v probublávaných kolonách se věnuje mnoho autorů, avšak autoři se převážně zaměřují na přestup hmoty mezi plynem a kapalinou, kde je kontrolním mechanismem přestup hmoty na straně kapaliny a tvorba mezifázové plochy.
2. Přestupem tepla mezi plynou disperzí a stěnou kolony nebo vestavbami se věnuje více autorů (více než 20). Výsledky těchto prací nejsou přímo preveditelné na systém, kde dochází k přestupu tepla mezi bublinou plynu a kapalinou.
3. Přestupem tepla mezi bublinami plynu a kapalinou se zabývaly pouze dvě práce (Guy a kol. [1] a Uysal a kol. [2] a v současné době byla publikována práce třetí

(Panicker a Fox [3]) s CFD modelem. Tyto práce se zabývaly výpočtem kolony při současném sdílení přestupu tepla a hmoty a aplikací odvozených výpočtových vztahů pro vyhodnocení experimentů. Vlivem charakteristických parametrů na hodnotu objemového součinitele přestupu tepla ve formě rozměrových rovnic, či bezrozměrných kritériálních vztahů se autoři nezabývali.

4. Rešerše ukázala, že výsledky měření i teoretické výsledky stanovení velikosti bublin, zádrže, specifického povrchu a součinitelů přestupu tepla a hmoty získané jednotlivými autory se navzájem značně liší, a to zřejmě především v důsledku chyb měření a společného vyhodnocení experimentů v různých hydrodynamických režimech i režimech tvorby bublin, či nedokonalého respektování vlivu některých parametrů.
5. Rešerše přinesla řadu poznatků využitých v mé práci, ale i poznatků využitelných pro další studium problematiky přenosových jevů v probublávaných kolonách i dalších aparátech operujících se systémem plynná disperze – kapalina, a eventuálně i pevná fáze.

2. CÍLE DISERTAČNÍ PRÁCE

Smyslem práce je doplnit teorii přenosu tepla mezi bublinami a kapalinou o poznatky, jejichž nedostatek vyplynul z rešeršní části. Na základě teoretických a experimentálních poznatků navrhnout výpočtové vztahy, nahrazující dosavadní empirické postupy, pro výpočet výměny tepla mezi bublinami a kapalinou v kontraktorech plyn-kapalina, včetně jejich dimenzování. Byly stanoveny následující jednotlivé cíle:

1. Navrhnout a postavit experimentální zařízení umožňující experimentální stanovení objemového součinitele přestupu tepla, αa , pro různé provozní a fyzikální parametry.
2. Odvodit výpočtový algoritmus pro vyhodnocení objemového součinitele přestupu tepla, αa , z provedených měření.
3. Pro systém (pitná) voda – vzduch provést sérii měření pro dva různé distributory plynu, pro různé výšky kapaliny, různé zádrže a pro zvyšující se průtok plynu a tím i mimovrstvovou rychlost. Při experimentech dbát na to, aby hlavní část měření probíhala v homogenní oblasti tvorby bublin a prověřit hranici přechodového režimu. Pro tyto případy zdokumentovat tvorbu bublin v experimentálním zařízení.
4. Porovnat získané teoretické i experimentální výsledky s výsledky publikovanými v literatuře a porovnat teoreticky odvozené výsledky s vlastními experimenty.
5. Navrhnout výpočtové vztahy pro projekční výpočty přestupu tepla v probublávaných kolonách, umožňující inženýrský návrh kolon včetně stanovení teplot všech proudů vstupujících a vystupujících z/do kolony.

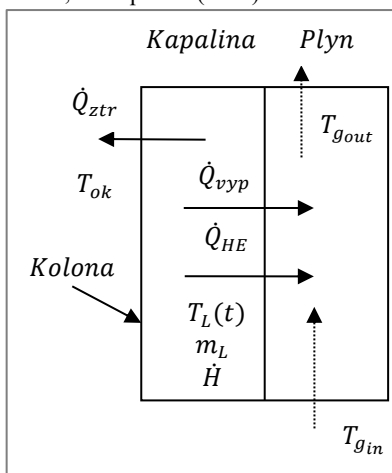
6. Ověřit možnost výpočtu výměny tepla mezi bublinou a kapalinou na základě současné teorie simultánního přestupu tepla a hmoty (vypařování kapaliny do prostoru bubliny), využívající t.zv. Ackermanův vztah. K tomu je třeba stanovit poměr koeficientů tepla a hmoty, α/β v závislosti na Lewisově čísle.

3. TEORETICKÝ MODEL PRO VYHODNOCENÍ EXPERIMENTU

Teoretický model přestupu tepla mezi plynem a kapalinou v probublávaných kolonách byl poprvé publikován v diplomové práci [VL1] a dále využit a rozvíjen, včetně revizí pro různé systémy a různá měření, a publikován v Chemical Engineering Transactions [VL2, VL3] a dále prezentován na následujících konferencích – Procesní technika 2014 [VL4], CHISA 2014 [VL5], CHISA 2015 [VL7], CHISA 2016 [VL6] ECCE 2015 [VL8] a WCCE 2017 [VL9].

Výpočet vychází z hlavního předpokladu, že přestup tepla je kontrolován na straně plynu a tedy, že teplota na mezifázovém povrchu je rovna teplotě okolní kapaliny. Pro vyhodnocení a měření přestupu tepla mezi plynem a kapalinou v koloně bylo navrženo měření založené na nestacionárním přenosu tepla. Navržený postup měření je následující: Kolona naplněna daným objemem kapaliny se nechá probublávat plynem o konstantním průtoku. Plyn má nižší teplotu než kapalina. Z hlediska chladnějšího plynu dochází k přestupu tepla z kapaliny do plynu, plyn je ohříván a kapalina je ochlazována. Teplota kapaliny s časem klesá. Teplota vstupujícího plynu se prakticky nemění a zůstává konstantní. Teplota vystupujícího plynu se v čase mění, jedná se také o nestacionární děj. Vzhledem k tomu, že kapalina (voda) má relativně vyšší tlak sytých par, než je parciální tlak vody v proudu plynu dochází k odpařování vody do plynu. Má-li soustava vyšší teplotu než okolí, uvažují se ztráty do okolí. Pro přestup tepla mezi bublinkou a kapalinou se předpokládá filmový model.

Bilanční schéma probublávané kolony je znázorněno na obrázku 9-1. Dle tohoto schématu lze entalpickou bilanci kapalné fáze systému vyjádřit vztahem (9-1-1), kde \dot{H} je změna akumulace entalpie v kapalině, \dot{Q}_{HE} je přenos tepla z kapaliny do plynu, \dot{Q}_{vyp} je tepelný tok vypařování a \dot{Q}_{ztr} jsou tepelné ztráty ze systému do okolí.

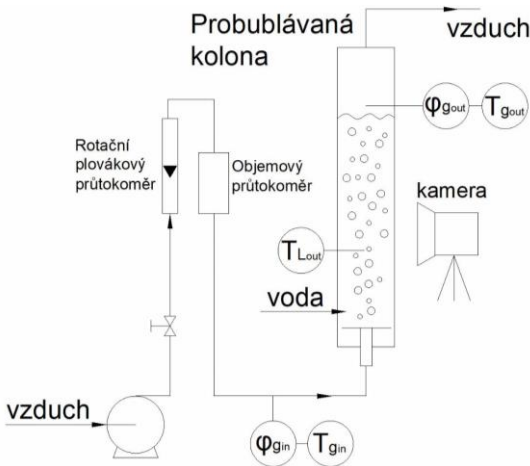


Obr. 9-1: Bilanční schéma systému

$$\dot{H} = \dot{Q}_{HE} + \dot{Q}_{vyp} + \dot{Q}_{ztr} \quad [J/s; W], \quad (9-1-1)$$

4. MĚŘÍCÍ ZAŘÍZENÍ

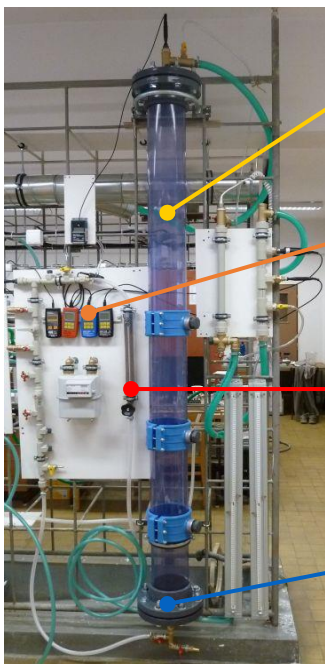
Schéma měřicího zařízení je zobrazeno na obrázku 4-1. Fotografie a popis měřené soustavy jsou na obrázku 4-3. Měřicí experimentální zařízení sestává z válcové PVC trubky (kolony) o průměru 0,15 m osazené plastovými přírubami a objímkami pro umístění distributoru plynu a měřících zařízení. Distributory plynu jsou znázorněny na obrázku 4-4. V této práci byly testovány dva distributory plynu, vyrobené z nerezového plechu o tloušťce 2 mm. První distributor plynu (dále jako „SC“) má 36 otvorů o průměru 1 mm ležících na kružnici o průměru 65 mm. Druhý použitý distributor plynu (dále jako „CC3“) má celkem 90 děr o průměru 1 mm rozložených na třech ekvidistantních kružnicích o průměrech 30, 65 a 100 mm. Přívod vzduchu je veden z externího kompresoru, kde je vzduch zbaven oleje. Plyn je regulován regulačním ventilem a průtok regulován rotametrem. Celkový průtok plynu je měřen integrálním průtokoměrem (plynoměrem). Teplota je měřena digitálním teploměrem se snímačem Pt1000. Tlak je měřen digitálním tlakoměrem. Vlhkost plynu je měřena digitálním vlhkoměrem na vstupu i výstupu. Veškeré informace k měřícím zařízením jsou k nalezení v části 20. Kapalina je do kolony nalita do přesné výšky změřené pomocí měřicí pásky na boku kolony. Měřicí páska je použita k odměření výšky hladiny i výšky probublávané vrstvy. Fotografie probublávané vrstvy s měřicí páskou je vidět na obrázku 4-2.



Obr. 4-1: Schéma měřicího zařízení.



Obr. 4-2: Probublávaná vrstva



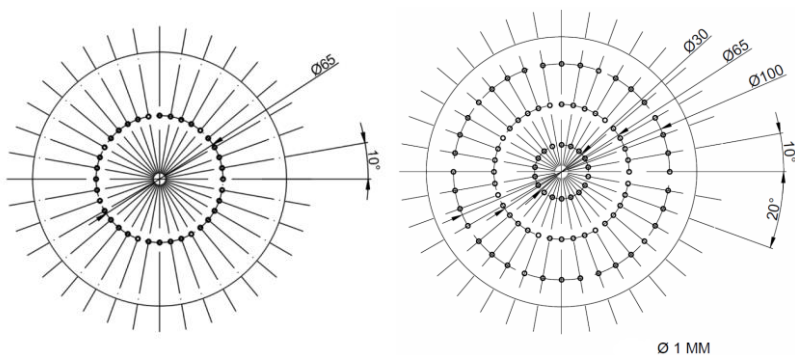
Kolona (válcová nádoba \varnothing 0,15 m)

Přístroje a sondy pro sledování a regulaci procesu

Přívod vzduchu (regulovaný rotametrem, měřený integrálně)

Distributor plynu (aerátor)

Obr. 4-3: Měřicí soustava.



Obr. 4-4: Schéma vzorů použitých distributorů plynu (aerátorů): SC (vlevo) a CC3 (vpravo).

5. VLASTNÍ TEORETICKÁ ČÁST

Posouzení přenosových mechanismů v systému kapalina-plyn

Posouzení je provedeno na základě řešerše a poznatků získaných v průběhu doktorandského studia. Z hydrodynamického hlediska rozhoduje o přestupu tepla a hmoty mezi částicí a turbulentně proudící kapalinou ze strany kapaliny tzv. „slip velocity“, tj. celková relativní rychlost zodpovědná za přenos tepla nebo hmoty vyjádřených součiniteli přestupu tepla, α , a hmoty, k_L . Tato rychlost se skládá z rozdílu průměrných rychlostí mezi bublinou plynu a kapalinou a rozdílu mezi fluktuacními rychlostmi obou fází. Určením této rychlosti se zabývalo nejméně 50 autorů, ale problém stále zůstává nedořešen. Dítl a Skřivánek [4] publikovali řešení pohybu částic v sinusovém rychlostním poli, kde sinusoida modelovala turbulentní fluktuace kapaliny. Snížení sedimentační rychlosti je způsobeno její setrvačností, u bublinek z důvodu nízké hustoty bublin bude setrvačnost hrát nevýznamnou roli, proto předpokládám, že se relativní rychlost nebude příliš lišit od rychlosti stoupavé. Současně Šulc, Dítl a Pešava [5] ukázali, že řešení pohybu částic v sinusovém poli se příliš neliší od pohybu částic v reálném turbulentním poli generovaném např. míchadlem. Výsledky lze prezentovat jako závislost poměru rychlostí u_T/u_t na charakteristických parametrech. Poměr rychlostí u_T/u_t , vyjadřuje změnu relativní rychlosti částice a tekutiny, u_T , při pohybu částice v turbulentním poli; rychlost u_t , je mezní rychlost usazování (nebo v případě bubliny lze vyjádřit jako mezní stoupavá rychlost $u_{r\infty}$). Řešení uvedeného modelu přineslo logické závěry z hlediska velikosti částic a to, že částice výrazně menší oproti charakteristickému rozměru disipujících se vírů sledují těsně pohyb kapaliny, tedy $u_T/u_t = 1$. Částice výrazně větší vůči charakteristickému rozměru vírů nejsou co do pohybu turbulencí ovlivněny a že je tedy poměr u_T/u_t rovněž blízký jedné. V mezioblasti mezi uvedenými limitními případy může poměr u_T/u_t dosáhnout až hodnot $0,4 \div 0,5$ v závislosti na dalších parametrech (Dítl a Pešava [5]). V tomto případě se jedná o částice (bubliny) o rozměrech větších než 1 mm, nejčastěji mezi 3 a 5 mm, méně často až do velikosti 10 mm. Pro tyto bubliny platí při nízké objemové koncentraci bublin, že se tyto bubliny pohybují přibližně mezní stoupavou rychlostí $u_{r\infty}$. Pro zjednodušení mohu předpokládat, že vztah mezi mezivrstvou rychlostí u_g a stoupavou rychlostí bublin je dán mezerovitostí plynu, tedy jeho zádrží ε_g a platí rovnice (5-1-1).

$$u_g = u_{r\infty} \varepsilon_g \quad (5-1-1)$$

Jiná je situace u přenosu tepla a hmoty na vnitřní straně mezifázového rozhraní bubliny, kde jde o přestupy hlavně ovlivňované nedefinovatelně proudícím plynem uvnitř bubliny, kde jde o přestupy hlavně ovlivňované nedefinovatelně proudícím plynem uvnitř bubliny. O tomto problému není prakticky nic reálného známo. Lze se jen domýšlet, že proudění uvnitř bubliny bude silně ovlivněno deformacemi tvaru bubliny, ale i vlastním turbulentním pohybem kolonou proudící směsi bublin a

kapaliny. Poslední článek zmiňující se o tomto problému byl publikován v roce 2019 Xiem [6]. Odkazuje se na předchozí, z našeho pohledu nejúplnější, článek publikovaný Colombetem a kol. [8]. Tito autoři tvrdí, že přenos hmoty a tepla uvnitř bubliny plynu závisí na Pécletově číslu Pe_{max} , které lze pro vnitřní stranu bublinky vyjádřit rovnicí (5-1-2), kde U_{max} je maximální rychlost na fázovém rozhraní, d_b je průměr bublinky a D_{AB} difúzní koeficient. Autoři vyvodili, že přenos hmoty uvnitř bublinky není kontrolován pouze difúzí, ale participuje na něm i přirozená konvekce pohybujícího se plynu v bublině.

$$Pe_{max} = \frac{U_{max} \cdot d_b}{D_{AB}} \quad (5-1-2)$$

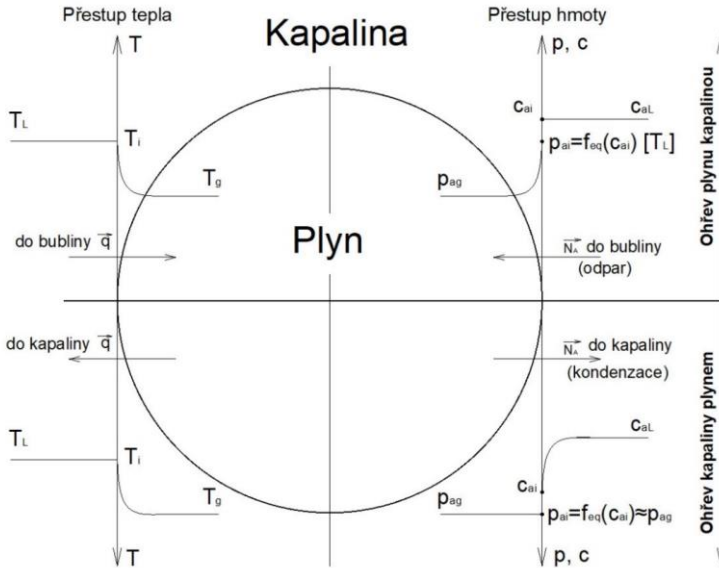
Ve své práci předpokládám, že popsany mechanismus platí na vnitřní straně bubliny při přestupu tepla i hmoty, přičemž na fázovém rozhraní je udržována nasycená koncentrace odpařování kapalné složky do prostoru bubliny, která odpovídá teplotě ustavené na fázovém rozhraní. Tato teplota, pokud je součinitel přestupu tepla na straně plynu zanedbatelný oproti součiniteli přestupu tepla na straně kapaliny, $\alpha_L \gg \alpha_g$, je přibližně rovna teplotě kapaliny, T_L , a tedy nasycená (rovnovážná) koncentrace par odpařované kapaliny, c_{ai} , musí odpovídat této teplotě, jak je znázorněno na obr. 5-1.

První důležitou otázkou pro kvantifikaci působících mechanismů a parametrů tedy je, jaký je alespoň přibližně poměr odporů na obou stranách fázového rozhraní. Pro posouzení je důležitý poměr součinitelů přestupu tepla a hmoty. Pro sledovaný případ přestupu tepla platí vztah (5-1-3), kde exponent β leží v rozmezí 0,5 pro laminární režim do 0,33 pro turbulentní pohyb. Exponent α v rovnici (5-1-3) leží v rozmezí 0,5 ÷ 0,8, kdy 0,5 je pro laminární režim a 0,8 pro turbulentní režim. O proudění vzduchu v bublince není téměř nic známo. Předpokládáme, že rotace vzduchu v bublině je vyvolávána rotací kapaliny kolem bublin. V tomto případě bude rychlost plynu v bublině vždy menší než charakteristická mezifázová rychlost mezi bublinou a kapalinou. Poměr Reynoldsových čísel Re_g/Re_L bude tedy přibližně roven poměru viskozit ν_L/ν_g , který je blízký jedné. Poměr Reynoldsových čísel Re_g/Re_L nebude mít tedy výrazný vliv v soustavě voda-vzduch, a to ani na hydrodynamický režim. Rozhoduje tedy dle rovnice (5-1-3) poměr vodivostních λ_g/λ_L a Prandtlových čísel Pr_g/Pr_L .

$$\frac{\alpha_g}{\alpha_L} = \frac{Nu_g}{Nu_L} = \frac{\lambda_g}{\lambda_L} \left(\frac{Re_g}{Re_L} \right)^\alpha \left(\frac{Pr_g}{Pr_L} \right)^\beta \quad (5-1-3)$$

Pro exponent $\beta = 1/3$, dostaneme poměr $\alpha_g/\alpha_L \doteq 0,025$ a pro exponent $\beta = 1/2$, dostaneme poměr $\alpha_g/\alpha_L = 0,019$. Z toho vyplývá, že rozhodující odpor vůči přestupu tepla je na vnitřní straně povrchu bubliny a měřená hodnota součinitele prostupu tepla fázovým rozhraním kapalina-plyn na povrchu bubliny bude tedy prakticky rovna hodnotě součinitele přestupu tepla uvnitř bubliny a z toho vyplývá, že na povrchu bubliny bude teplota rovna téměř teplotě kapaliny. Na obrázku 5-1 jsou

znázorněny teplotní a koncentrační profily při ochlazování a ohřevu plynu. Koncentrační profily pro simultánně probíhající přestup hmoty odpovídají situacím při ohřevu a chlazení plynu, tedy pro odpařování kapaliny do plynu, nebo kondenzaci par. V měřeném systému se jedná o odpařování vody do objemu bublin.



Obr. 5-1. Průběhy teplot a koncentrací na obou stranách fázového rozhraní bubliny

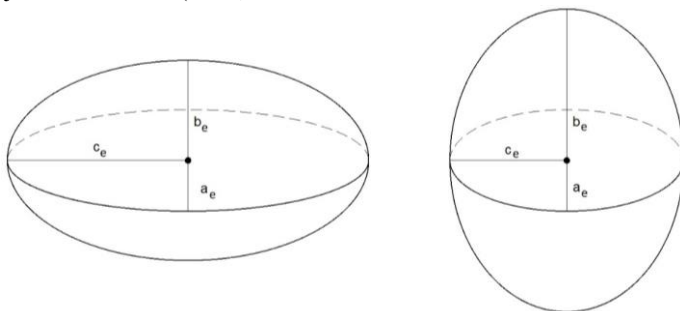
Průběhy teplot a koncentrací na obou stranách fázového rozhraní bubliny pohybující se v kapalině za předpokladu, že odpor vůči přenosu tepla nebo hmoty je soustředěn do plynné fáze. Ve vrchní části obr. 5-1 proto toky tepla \vec{q} a hmoty \vec{N}_A směřují do bubliny, ve spodní části bubliny naopak do kapaliny.

Druhá otázka vyplývá ze skutečnosti, že měřenou hodnotou je objemový součinitel přenosu tepla, aa . V tomto případě se jedná o celkovou hodnotu součinitele prostupu tepla, k_h , tedy na straně kapaliny i na straně plynu. Vzhledem k tomu, že $\alpha_L \gg \alpha_g$, v dalších částech budu uvažovat celkový součinitel prostupu tepla, k_h , rovný součiniteli přestupu tepla na vnitřní straně bubliny a budu jej značit „ a “.

Přibližný poměr součinitele přenosu tepla α ku specifickému povrchu a lze stanovit následujícím způsobem. Hodnoty aa se pohybují (včetně mých měření) v rozmezí $400 \div 800 \text{ W}/(\text{m}^3 \text{K})$. Pro střední rozměr bublin 4 mm a střední zádrž plynu $\varepsilon_g = 0,033$ je specifický povrch $a \doteq 50 \text{ m}^{-1}$ (pro přesně vypočtené hodnoty dle různých korelací viz část 12.4.3). Poměr hodnot α/a je tedy přibližně v mezích $8 \div 16 \text{ W}/(\text{m} \cdot \text{K})$.

Příspěvek k tvorbě bublin

V našem případě se v při měření v koloně objevovaly především eliptické bubliny. Uvažoval jsem, že měření, tak jako u většiny autorů, probíhá ve 2D formě. Pak obě horizontální osy a_e a c_e elipsoidické bubliny jsou stejné. Autoři dále dospěli k závěru, že jejich tvar, tedy poměr jejich poloos a_e ku b_e závisí, v dřívějších publikacích jen na Eötvösově čísle a v pozdějších publikacích na Eötvösově a Mortonově čísle. Mortonovo číslo je funkcí pouze fyzikálních veličin. Eötvösovo číslo kromě fyzikálních veličin obsahuje i kvadrát rozměru bubliny. Platí, že poměr poloos a_e / b_e je funkcí Eötvösova a Mortonova čísla, které lze vyjádřit funkcí g jako $a_e / b_e = g(Mo, Eo)$. Vzhledem k závislosti Eötvösova a Mortonova čísla můžeme zavést funkci $h(\rho, \mu, \sigma)$. Povrch elipsoidní bublinky se rovná povrchu kulové bublinky vynášené funkcí Eötvösova a Mortonova čísla. Poměr povrchu elipsoidu se dvěma stejnými poloměry, $S_{elipsoidu}$, ku povrchu kulové bubliny, $S_{kul.bubliny}$, o stejném objemu je tak dán rovnicí (5-2-1).



Obr 5-2: Bublina ve tvaru zploštělého a protáhlého elipsoidu, kdy $a_e = c_e$.

$$\frac{S_{elipsoidu}}{S_{kul.bubliny}} = f(a_e / b_e) = g(Mo, Eo) = h(\rho, \mu, \sigma) \quad (5-2-1)$$

$$V_{elip.} = \frac{4}{3} \pi a_e^2 b_e \quad (5-2-2)$$

$$S_{prot.elips.} = 2\pi a_e^2 \left(1 + \frac{b_e}{\varepsilon_e a_e} \cdot \arcsin(\varepsilon_e) \right), \text{ kde } \varepsilon_e = \sqrt{1 - \frac{a_e^2}{b_e^2}} \quad (5-2-3)$$

$$S_{zplošt.elips.} = 2\pi a_e^2 \left(1 + \frac{b_e^2}{\varepsilon_e a_e^2} \cdot \operatorname{arctanh}(\varepsilon_e) \right), \text{ kde } \varepsilon_e = \sqrt{1 - \frac{b_e^2}{a_e^2}} \quad (5-2-4)$$

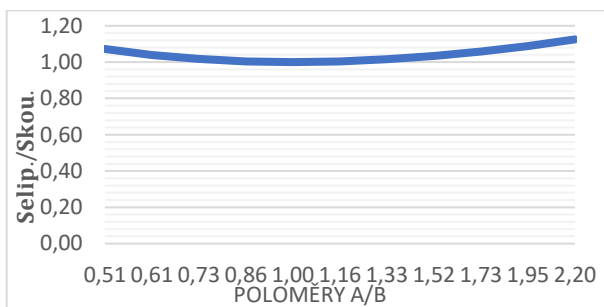
Specifický povrch, a_e , je poměr plochy bublinky k jejímu objemu. Objem zploštělého nebo protáhlého elipsoidu zobrazených na obr. 5-2 vypočteme, za předpokladu rovnosti průměrů a_e a c_e , podle vztahů (5-2-3) pro zploštělý, respektive (5-2-4) pro protáhlý elipsoid, kde ε_e je výstřednost elipsoidu. Z těchto rovnic můžeme

vypočítat, jak se mění plocha bublinky daného objemu v závislosti na postupném zplošťování nebo protahování, které vede zvětšování nebo zmenšování průměrů a_e a c_e a ku průměru b_e .

V tabulce 5-2 jsou uvedeny výsledky výpočtu plochy elipsoidu volných poloos $a_e = c_e$, přičemž rozměr poloosy b byl dopočítán tak, aby elipsoid měl stále stejný objem jako koule o poloměrech $a_e = b_e = c_e$. To simuluje případ, při kterém se mění tvar bublinky, ale jeho objem se nemění. Důležitým předpokladem protahování a zplošťování je stálý objem a maximální poměr průměrů $a_e / b_e = 0,5 \div 2$. Z tabulky 5-2 a z grafu na obr. 5-3 je vidět, že celková plocha bublinky se oproti kouli v rozmezí velikostí průměrů a_e a c_e od 0,8 do 1,3, kdy má poloměr b_e velikost od 1,56 do 0,59, příliš nemění (pozn. autora – na jednotkách nezáleží, proto je zde neuvádím). Maximální rozdíl mezi největším povrchem a koulí, která má ze všech elipsoidů se stejným objemem zároveň nejmenší možný povrch, 12,5%. Jinými slovy tvar elipsoidní bublinky zvětší celkový specifický povrch maximálně o několik procent. Náhrada ekvivalentním průměrem tedy nezpůsobí výrazné odchylky, a proto budeme v další práci uvažovat pouze ekvivalentní kulovou částici o charakteristickém průměru d_b . Jinými slovy zplošťování nebo protahování elipsoidické bublinky nevede k velkým odchylkám specifického povrchu v systému.

Tab. 5-2: Povrch protáhlého a zploštělého elipsoidu při stejném objemu

<i>Elipsoid</i>	<i>a</i>	<i>b</i>	<i>c = a</i>	<i>a/b</i>	ϵ_e	<i>V_{elip.}</i>	<i>S_{elip.}</i>	<i>S_{elip./S_{kou.}}</i>
<i>protáhlý</i>	0,8	1,56	0,8	0,51	0,859	4,19	13,47	1,072
<i>protáhlý</i>	0,85	1,38	0,85	0,61	0,789	4,19	13,06	1,039
<i>protáhlý</i>	0,9	1,23	0,9	0,73	0,685	4,19	12,78	1,017
<i>protáhlý</i>	0,95	1,11	0,95	0,86	0,515	4,19	12,62	1,004
<i>koule</i>	1	1	1	1,00	0,000	4,19	12,57	1,000
<i>zploštělý</i>	1,05	0,91	1,05	1,16	0,503	4,19	12,62	1,004
<i>zploštělý</i>	1,1	0,83	1,1	1,33	0,660	4,19	12,76	1,015
<i>zploštělý</i>	1,15	0,76	1,15	1,52	0,753	4,19	12,99	1,034
<i>zploštělý</i>	1,2	0,69	1,2	1,73	0,815	4,19	13,30	1,058
<i>zploštělý</i>	1,25	0,64	1,25	1,95	0,859	4,19	13,68	1,089
<i>zploštělý</i>	1,3	0,59	1,3	2,20	0,890	4,19	14,14	1,125



Obr. 5-3: Relativní povrch zploštělého a protáhlého elipsoidu vzhledem ke kouli stejného objemu v závislosti na poměru poloos a/b.

Specifický povrch

Specifický povrch hraje podstatnou roli při stanovení součinitele přestupu tepla, α . Proto jsem se pokusil jeho závislost vyjádřit na parametru, který jsem ve svých pokusech měřil a měnil, a to právě na mezivrstevové rychlosti, u_g . Protože jsem zkoumal jen systém kohoutková voda – vzduch, omezil jsem teoretické vyjádření této závislosti pouze na tento systém. Rozšíření odvození pro obecný plyn a kapalinu je dle uvedeného postupu snadné. Vyšel jsem z představy, že v probublávané koloně jsou bubliny tvořeny na výtoku distributoru plynu, ale postupně s výškou kolony dochází k jejich koalescenci a rozpadu v působení turbulentních vírů vznikajících v proudící směsi kapalina plyn. Předpokládám, že na výtoku z kolony dostatečné délky, rozměr bubliny odpovídá rovnosti povrchových a setrvačných sil způsobených turbulencí

S využitím Kolmogorovovy teorie turbulence [8-11] získáme rovnice vyjadřující rozměr bubliny. Tato rovnice je uvedena v knihách o míchání např. Oldshue [12]. Pro jeden fyzikální systém z rovnice vyplývá jednoduchý vztah $d_{dispergované\ častice} = C \cdot \varepsilon_v^{-0,4}$. Hodnota konstanty C se příliš nemění. Platnost hodnoty exponentu -0,4 byla potvrzena pro mnoho fyzikálních i geometrických systémů (mícháná nádoba, statický směšovač, tlakový homogenizátor a další), odvozeno Kolmogorovem [8-11], k nalezení v „Handbook of Industrial Mixing“ [13]. Pro probublávanou kolonu tak předpokládáme platnost úměry (5-3-1).

$$d_b \sim \varepsilon_v^{-0,4} \quad (5-3-1)$$

Specifický výkon disipovaný v kapalině, ε_v , lze pro různé geometrické systémy vyjádřit pomocí průtoku plynu, \dot{V}_g , objemu kapaliny, V_L , a tlakové ztráty, Δp . Pro probublávanou kolonu tak platí rovnice (5-3-2), kde ε_v distributoru je disipovaná energie v distributoru plynu.

$$\varepsilon_v = \frac{\dot{V}_g \cdot \Delta p}{V_L} + \varepsilon_v \text{ distributoru} \quad (5-3-2)$$

Tlaková ztráta, Δp , probublávané kolony je dána změnou potenciální energie proudící směsi, vyjádřenou rovnicí (5-3-3).

$$\Delta p = \rho g h_c \quad (5-3-3)$$

Po dosazení rovnice (5-3-3) do rovnice (5-3-2) a pro vyjádření průtoku plynu, \dot{V}_g , a objemu kapaliny, V_L , jsem získal s úpravami rovnici (5-3-4).

$$\varepsilon_v = \frac{\dot{V}_g \cdot \Delta p}{V_L} = \frac{u_g S \cdot \rho g h_c}{Sh_L} = \frac{u_g \cdot \rho g g}{\varepsilon_L} \quad (5-3-4)$$

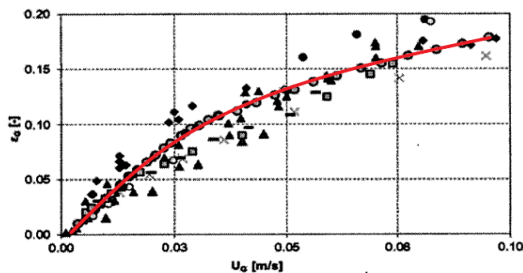
Po zavedení zádrže plynu, ε_g , do rovnice (11-3-2), kdy $\varepsilon_L = 1 - \varepsilon_g$, dostaneme úměru (5-3-5).

$$\varepsilon_v \sim \frac{u_g}{1 - \varepsilon_g} \quad (5-3-5)$$

Závislost zádrže, ε_g , na mezivrstvové rychlosti plynu, u_g , je ve většině případů určována experimentálně. V literatuře nalezené korelace jsou uvedeny v dizertaci. V těchto korelacích je závislost zádrže na mezivrstvové rychlosti plynu různá a vzhledem k vlivu na další parametry a vzhledem k možným hydrodynamickým oblastem měření a tím i rozdílným statistickým vyhodnocením je tak celková závislost obtížně zjištělná.

Pro popis v širokém rozsahu mimovrstvových rychlostí využiji souhrnný graf z publikace Besagniho a kol. [14], který jsem proložil křivkou a určil tak její závislost (pro úplnost má graf chybu v zaokrouhlení, kde 0,03 na horizontální ose pro možnost správného odečtu přesněji 0,025 a zároveň 0,08 by mělo být 0,075). Z tohoto grafu byla získána závislost typu $\varepsilon_g = C_1 u_g^{\alpha_1}$ dána vztahem (5-3-6a) v rozmezí mimovrstvové rychlosti od 0,01 do 0,1 m/s. Pro nízké hodnoty měření mezivrstvové rychlosti plynu, při kterých probíhala moje měření, přibližně u_g mezi 0 a 0,03 m/s, lze vztah linearizovat rovnicí (5-3-6b). V rovnici (5-3-6a) je konstanta $\alpha_1 = 0,65$, což přibližně odpovídá i konstantám dalších autorů, uvedených v tab. 11-3.

$$\varepsilon_g = 0,876 u_g^{0,65}, \quad \varepsilon_g = 2,9 u_g \quad (5-3-6a,b)$$



Obr. 11-4: Experimentálně zjištěné závislosti zádrže na mezivrstvové rychlosti s proloženou křivkou (zdroj: Besagni a kol. [14]), pro odečet je nutné 0,03 na horizontální ose nahradit přesnějším 0,025 a zároveň 0,08 nahradit přesnějším 0,075.

Tab. 11-3: Vybrané korelace pro závislost zádrže na mimovrstvové rychlosti.

Autoři	Korelace
Hikita a Kikukawa [15]	$\varepsilon_g = 0,505u_g^{0,47} \left(\frac{72}{\sigma}\right)^{2/3} \left(\frac{1}{\mu_L}\right)^{0,05}$
Begovich a Watson [16]	$\varepsilon_g = (1,612)u_g^{0,720} d_p^{0,168} d_C^{-0,125}$
Joshi a Sharma [17]	$\varepsilon_g = \frac{u_g}{0,3 + 2u_g}$
Godbole a kol. [18]	$\varepsilon_g = 0,319u_g^{0,476} \mu_L^{-0,058}$
Bouaifi a kol. [19]	$\varepsilon_g = 3,66u_g^{0,83}$
Elgozali a kol. [20]	$\varepsilon_g = 5,2 \cdot u_g^{0,67} \cdot \nu_L^{0,14} \cdot \chi^{1,95}$
Urseanu a kol. [21]	$\varepsilon_g = 0,21 u_g^{0,58} \mu_L^{-0,12} \rho_g^{[0,3 \exp(-9\mu_L)]}$
Uysal a kol. [2]	$\varepsilon_g = 0,877u_g^{0,67}$
Zedníková a kol. [22]	$\varepsilon_g = 0,765u_g^{0,603}$

Dosazením rovnic (5-3-6a,b) do úměry (5-3-5), získáme vztah mezi disipovanou energií a mimovrstvovou rychlostí danou rovnicemi (5-3-7a,b).

$$\varepsilon_v \sim \frac{u_g}{1 - 0,876u_g^{0,65}}, \quad \varepsilon_v \sim \frac{u_g}{1 - 2,9u_g} \quad (5-3-7a,b)$$

Dosazením úměr (5-3-7a,b) do rovnice (5-3-1) získáme kvalitativní závislost pro velikosti bublin na mimovrstvové rychlosti danou úměrami (5-3-8a,b), a po úpravě (5-3-9a,b).

$$d_b \sim \left(\frac{u_g}{1 - 0,876u_g^{0,65}}\right)^{-0,4}, \quad d_b \sim \left(\frac{u_g}{1 - 2,9u_g}\right)^{-0,4} \quad (5-3-8a,b)$$

$$d_b \sim u_g^{-0,4} \cdot (1 - 0,876u_g^{0,65})^{0,4}, \quad d_b \sim u_g^{-0,4} \cdot (1 - 2,9u_g)^{0,4} \quad (5-3-9a,b)$$

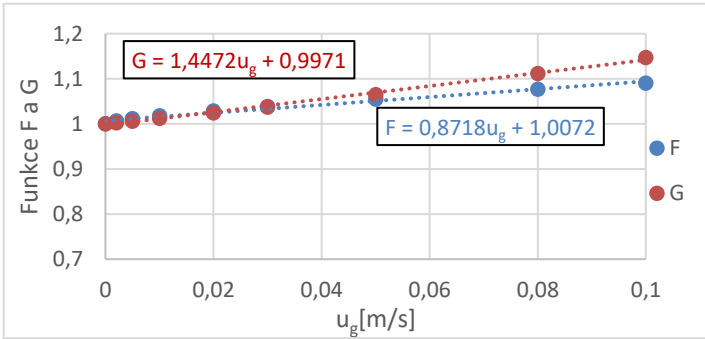
Pro další postup je nutné znát úměru mezi specifickým povrchem a průměrem bubliny. Tuto úměru lze obecně vyjádřit úměrou $a \sim 1/d_b$.

Poté již můžeme dosazením úměry (5-3-9a,b) do úměry (5-3-8a,b) získat úměru mezi specifickým povrchem, a , a mimovrstvovou rychlostí, u_g , danou úměrou (5-3-10a,b).

$$a \sim u_g^{0,4} \cdot (1 - 0,876u_g^{0,65})^{-0,4}, \quad a \sim u_g^{0,4} \cdot (1 - 2,9u_g)^{-0,4} \quad (5-3-10a,b)$$

Je vidět, že pro malé hodnoty mimovrstvové rychlosti, řádově do 0,03 m/s, pro které byly prováděny experimenty, se celá závorka blíží jedné a specifický povrch je tak úměrný mimovrstvové rychlosti umocněné exponentem 0,4. Po zavedení funkce F pro člen $(1 - 0,876u_g^{0,65})^{-0,4}$ a funkce G pro člen $(1 - 2,9u_g)^{-0,4}$ získáme závislosti (5-3-11a,b). Závislost funkce F a G na mimovrstvové rychlosti je zobrazena v grafu na obrázku 5-5.

$$a \sim u_g^{0,4} \cdot F(u_g), \quad a \sim u_g^{0,4} \cdot G(u_g) \quad (5-3-11a,b)$$



Obr. 5-5: Funkce F a G v závislosti na mimovrstvové rychlosti pro různé mimovrstvové rychlosti

Pro porovnání výsledné úměry využijí nejvíce užívané vztahy dle Akita a Yoshida [23] a dle Besagni a kol. [24].

Ze vztahu Akity a Yoshidy [23] vyplývá: $a \sim (u_g^2)^{1/4} \varepsilon_g$ (5-3-12)

Ze vztahu Besagni a kol. [24] vyplývá: $a \sim (u_g^2)^{1/4} \varepsilon_g^{0,6136}$ (5-3-13)

Po dosazení úměry za zádrž, ε_g , danou úměrou (5-3-5) „ $\varepsilon_v \sim u_g / (1 - \varepsilon_g)$ “ získáme úměru (5-3-14) a (5-3-15).

$$a \sim u_g^{0,5} u_g^{0,65} \sim u_g^{1,15} \quad (5-3-14)$$

$$a \sim u_g^{0,5} (u_g^{0,65})^{0,6136} \sim u_g^{0,9} \quad (5-3-15)$$

Objemový součinitel přestupu tepla

Jak již bylo uvedeno, kontrolním mechanismem je přestup tepla na vnitřní straně bubliny. Problémem je, že zatímco přestup tepla a hmoty na vnější straně byl podrobně proměřen a teoreticky analyzován, o přestupu tepla a hmoty v bublině není téměř nic známo. Opřel jsem se o jedinou práci publikovanou Colombetem a kol. [331], který tvrdí, že přestup na vnitřní straně není jen difúzního charakteru, nýbrž je ovlivněn pohybem plynu, který je tím intenzivnější, čím větší je stoupavá rychlost bubliny.

Z toho vyplývá, že Nusseltovo číslo pro bublinu je součtem difúzního příspěvku menšího významu a příspěvkem nucené konvekce, která opět závisí na Reynoldsově a Prandtlově čísle dle rovnice (5-4-1), kde Nusseltovo a Reynoldsovo číslo lze vyjádřit dle rovnic (5-4-2) a (5-4-3).

$$Nu = C_2 Re^{\alpha_1} Pr^{\frac{1}{3}} \quad (5-4-1)$$

$$Nu = \frac{\alpha \cdot d_b}{\lambda}, Re = \frac{u_{r\infty} \cdot d_b}{\nu_L} \quad (5-4-2, 5-4-3)$$

Pro zkoumaný systém voda-vzduch snadno odvodíme rovnice (5-4-4) a po úpravě (5-4-5) a (5-4-6).

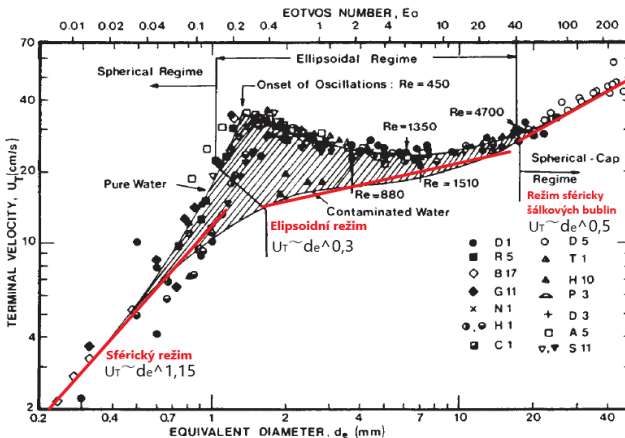
$$\frac{\alpha \cdot d_b}{\lambda} = C_2 \left(\frac{u_{r\infty} \cdot d_b}{\nu_L} \right)^{\alpha_1} Pr^{\frac{1}{3}} \quad (5-4-4)$$

$$\alpha \sim d_b^{-1} u_{r\infty}^{\alpha_1} d_b^{\alpha_1} \quad (5-4-5)$$

$$\alpha \sim u_{r\infty}^{\alpha_1} d_b^{\alpha_1 - 1} \quad (5-4-6)$$

Závislost terminální stoupavé rychlosti bubliny ($u_T = u_{r\infty}, d_b = d_e$) na ekvivalentním průměru ukazuje obrázek 5-6. Obrázek rozlišuje tři režimy bublin – sférický, elipsoidní a režim sféricky šálkových bublin. Obrázek dále ukazuje skutečnost, zda se jedná o čistou nebo kontaminovanou (kohoutkovou vodu). Pro kohoutkovou vodu jsem tuto spojitou křivku grafu nahradil třemi přímkami dle jednotlivých oblastí. Jejich exponenty v mocninné závislosti ukazuje tabulka 5-4 a rovnice (5-4-7) vyjadřuje úměru mezi terminální stoupavou rychlostí bubliny, $u_{r\infty}$, k průměru bubliny, d_b , na koeficient γ .

$$u_{r\infty} \sim d_b^\gamma \quad (5-4-7)$$



Obr. 5-6: Závislost terminální stoupavé rychlosti na ekvivalentním průměru a Eötvösově čísle pro čistou a kontaminovanou vodu při 20°C. (Zdroj: Perry [25], pův. zdroj: Clift a kol. [26])

Dosazením za terminální stoupavou rychlost bubliny, $u_{r\infty}$, z rovnice (5-4-7) do rovnice (5-4-6) lze vyjádřit závislost alfa na průměru bubliny úměrou (5-4-8).

$$\alpha \sim d_b^{\alpha_1 \gamma} \cdot d_b^{\alpha_1 - 1} \sim d_b^{\alpha_1 \gamma + \alpha_1 - 1} \quad (5-4-8)$$

Zavedením exponentu ω dle rovnice (5-4-9) získáme rovnici pro alfa úměrně průměru bubliny, d_b , na exponent omega, ω , dle rovnice (5-4-10).

$$\omega = \alpha_1 \gamma + \alpha_1 - 1 \quad (5-4-9)$$

$$\alpha \sim d_b^\omega \quad (5-4-10)$$

Hodnoty exponentu omega, ω , jsou vypočteny v tabulce 5-4, kde za hodnotu exponentu α_1 uvažují hodnotu 0,56, což odpovídá mírně turbulentní oblasti.

Tab. 5-4: Zavedené koeficienty v závislosti na tvaru bubliny

<i>Tvar bubliny</i>	γ	α_1	ω	$1 - \omega$
<i>sférické</i>	1,15	0,56	0,204	0,80
<i>elipsoidní</i>	0,30	0,56	-0,272	1,27
<i>sféricky šálkové</i>	0,50	0,56	-0,16	1,16

Přestup tepla mezi bublinami plynu a kapalinou

Spojením vztahů odvozených pro specifický povrch a vztahů součinitel přestupu tepla do výsledné rovnice. Spojím tedy vztahy (5-3-9a,b), (5-3-11a,b) a (5-4-10) do vztahu (5-5-1) a vyjádřím tím úměru pro objemový součinitel přestupu tepla, αa . Tento vztah po úpravě a dosazením zavedené funkce $F(u_g) = (1 - 0,876u_g^{0,65})^{-0,4}$ a $G(u_g) = (1 - 2,9u_g)^{-0,4}$ upravíme do tvaru (5-5-2) a konečně do tvaru (5-5-3).

$$\alpha a \sim u_g^{0,4} (1 - 0,876u_g^{0,65})^{-0,4} \cdot (u_g^{-0,4} \cdot (1 - 0,876u_g^{0,65})^{0,4})^\omega \quad (5-5-1a)$$

$$\alpha a \sim u_g^{0,4} (1 - 2,9u_g)^{-0,4} \cdot (u_g^{-0,4} \cdot (1 - 2,9u_g)^{0,4})^\omega \quad (5-5-1b)$$

$$\alpha a \sim u_g^{0,4(1-\omega)} \cdot F(u_g)^{0,4} [F(u_g)]^{-\omega} \quad (5-5-2a)$$

$$\alpha a \sim u_g^{0,4(1-\omega)} \cdot G(u_g)^{0,4} [G(u_g)]^{-\omega} \quad (5-5-2a)$$

$$\alpha a \sim u_g^{0,4(1-\omega)} \cdot F(u_g)^{1-\omega}, \quad \alpha a \sim u_g^{0,4(1-\omega)} \cdot G(u_g)^{1-\omega} \quad (5-5-3a,b)$$

Pro elipsoidní bubliny, v jejichž oblasti tvorby jsem měřil, získáme po dosazení z tab. 5-4 za exponent $(1-\omega)$ rovnici (5-5-4), kde funkce F má pro malé hodnoty mimovrstvové rychlosti jen malý vliv na celkovou závislost objemového součinitele přestupu tepla, αa , na mimovrstvové rychlosti, u_g , jak je vidět z grafu na obrázku 5-5. Pro provedená měření tedy přibližně platí rovnice (5-5-5).

$$\alpha a \sim u_g^{0,5} \cdot F(u_g)^{1,25} \quad (5-5-4)$$

$$\alpha a \sim u_g^{0,5} \quad (5-5-5)$$

Stanovení poměru α/β_Y uvnitř bubliny

Poměr součinitele přestupu tepla k součiniteli přestupu hmoty, α/β_Y , je výhodné znát pro výpočty simultánního přestupu tepla a hmoty fázovým rozhraním. Výpočet je popsán a například Dittl [27] uvádí odvození základních rovnic, vysvětluje pojem Ackermanův faktor a uvádí rozpracování rovnic pro psychrometrii, kondenzaci z inertu a chladicí věže. Pro psychrometrii uvádí rovnici (5-6-1) pro výpočet α/β_Y , která však byla získána z experimentů, kde probíhala sublimace do různých plynů. Autory jsou Bedingfield a Drew [28]. Pro vzduch lze původní rovnici (5-6-1) upravit do tvaru (5-6-2), kde C a δ jsou konstanty.

$$\frac{\alpha}{\beta_Y} = 0,294Sc^{0,56} \quad (5-6-1)$$

$$\frac{\alpha}{\beta_Y} = C \cdot Sc^\delta \quad (5-6-2)$$

Při primárním vyhodnocení svých experimentů jsem se pokusil tuto metodiku využít, avšak výpočty neodpovídaly experimentům. Proto jsem pro vyhodnocení experimentů navrhl metodiku, ze které je naopak možné stanovit poměry α/β_Y .

6. VÝSLEDKY A JEJICH POROVNÁNÍ S LITERATUROU

Výsledky měření a experimentálně zjištěný vliv jednotlivých parametrů na výsledky měření

Dle většiny autorů uvedených v rešerši (část 3.4.2) je zádrž závislá především na mimovrstvové rychlosti, což naše měření vyhodnocené na obr. 6-1 a 6-2 potvrzují. Experimentálně zjištěné závislosti zádrže na mimovrstvové rychlosti pro SC a CC3 distributor plynu jsou vyjádřeny rovnicemi (6-1-3) a (6-1-4) a grafy na obr. 6-1 a 6-2. Vzhledem k minimálnímu rozdílu mezi výslednými závislostmi obou distributorů plynu nepředpokládá se vliv distributoru plynu na závislost zádrže na mimovrstvové rychlosti, což odpovídá výsledkům autorů srovnaných v rešerši. Z grafů na obr. 6-1 a 6-2 lze také usoudit, že pro nízké hodnoty mimovrstvové rychlosti je vliv výšky kolony na zádrž minimální, ale pro měření s mimovrstvovou rychlostí přibližně 0,03 m/s již zádrž s výškou hladiny vody roste.

$$SC: \varepsilon_g = 2,005 \cdot u_g + 0,0027 \quad (6-1-3)$$

($R = 0,973$, *sm. odch.* 0,0184, *konf. interval* 0,0117)

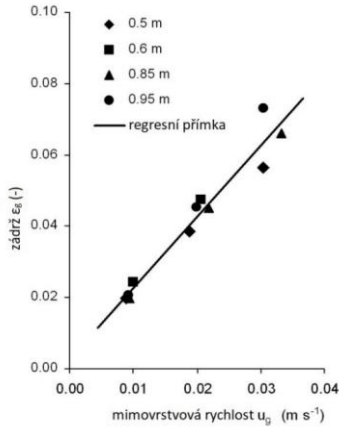
$$CC3: \varepsilon_g = 1,992 \cdot u_g + 0,0027 \quad (6-1-4)$$

($R = 0,942$, *sm. odch.* 0,0182, *konf. interval* 0,0110)

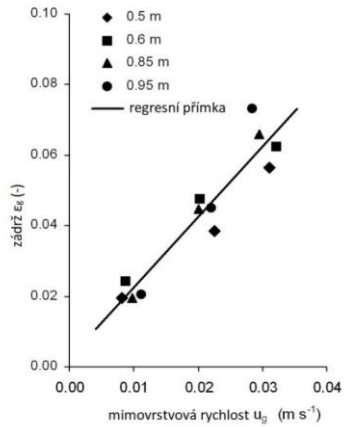
Test významnosti při použití Studentova t -rozdělení prokazuje, že rozdíl mezi korelacemi je nevýznamný a rovnice lze nahradit jednou korelací (6-1-5)

$$\varepsilon_g = 1,9994 \cdot u_g \quad (6-1-5)$$

($R = 0,915$, *sm. odch.* 0,0183, *konf. interval* 0,0103)



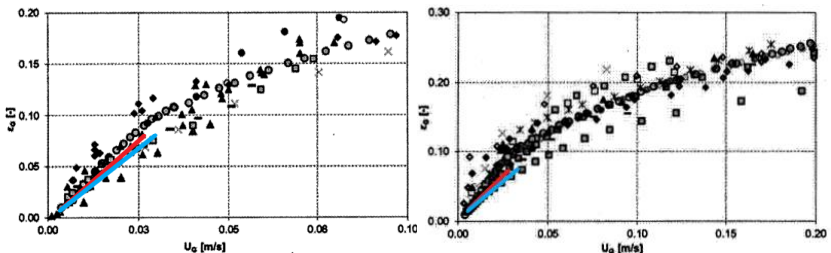
Obr. 6-1: Závislosti zádrže na mimovrstvové rychlosti pro SC distributor plynu.



Obr. 6-2: Závislosti zádrže na mimovrstvové rychlosti pro CC3 distributor plynu.

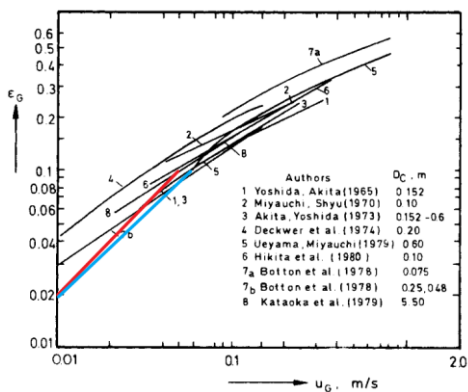
Porovnání výsledků měření zádrže s literaturou

Porovnání výsledků měření zádrže plynu umožňují grafy zobrazené na obr. 6-3 a obr. 6-4 zobrazující závislost zádrže měřené v závislosti na mimovrstvové rychlosti. obr. 6-3 porovnává mnou získané výsledky s výsledky publikované Besagnim a kol. [14]. Besagni zpracoval a zveřejnil měření mnoha autorů pro různé distributory plynu a velikosti zařízení. Do těchto grafů jsem vynesl červeně (distributor SC) a modře (distributor CC3) závislosti získané mými experimenty. Klíč k různým autorům obsahuje výše zmíněná publikace [14]. Jak je vidět, mnou naměřené experimentální výsledky dobře odpovídají i výsledkům jiných autorů v oblasti, kde lze závislost ε_g vs. u_g velice dobře linearizovat a kde se tedy předpokládá homogenní hydrodynamický režim.



Obr 6-3: Experimentálně zjištěné závislosti zádrže na mezivrstvové rychlosti, červeně zakreslená závislost pro SC distributor plynu, modře pro CC3 distributor plynu (zdroj: Besagni a kol. [14]).

Další obdobné porovnání umožňuje Obr. 6-4, který vychází z práce Shaha a kol. [29].



Obr. 6-4: Experimentálně zjištěná zádrž jako funkce mimovrstvové rychlosti červeně zakreslená závislost pro SC distributor plynu, modře pro CC3 distributor plynu (zdroj: Shah a kol. [29]).

Porovnání výsledků měření velikosti bublin

Porovnání výsledků měření velikosti bublin bylo provedeno na základě semiempirických rovnic různých autorů umožňujících stanovení průměru bublin uvedených v rešerši. Průměrné hodnoty mnou naměřených průměrů bublin i vypočtených průměrů bublin jsou uvedeny v tabulce 6-1. Hodnoty jsou aritmetickým průměrem naměřených průměrů bublin pro různé výšky hladiny v koloně. Porovnání takto vyhodnocených středních velikosti bublin s publikovanými korelacemi je uvedeno v tabulce 6-2. Je zde uveden procentuální rozdíl vůči experimentálně zjištěným hodnotám. Jak je vidět, pro některé korelace nejsou splněny rozsahy výpočtu a pro některé korelace je patrný významný rozdíl vypočtených a mnou naměřených hodnot, až o 100%. Pro většinu hodnot však rozdíl naměřených a vypočtených hodnot nepřekračuje 20% (viz tabulka 6-2).

Tab. 6-1: Průměrné hodnoty průměrů bublin zprůměrované pro všechny výšky hladiny

Mimovrstvová rychlost u_g [m/s]	Aerátor SC	Aerátor CC3
	\bar{d}_b [mm]	\bar{d}_b [mm]
0,01	4,16	3,75
0,02	3,96	3,41

Tab. 6-2: Vypočtené hodnoty průměrů bublin

Autoři	Korelace	Vypočtené hodnoty		Rozdíl vůči experim. zjištěným	
		$u_g = 0,01 \text{ m/s}$	$u_g = 0,02 \text{ m/s}$	$u_g = 0,01 \text{ m/s}$	$u_g = 0,02 \text{ m/s}$
Leibson a kol. [54]	$d_b = 0,18 d_h^{0,48} Re_h^{0,32}$ $Re_h = \frac{4\dot{V}_g \rho_g}{\pi d_h \mu_g} = \frac{u_g d_c^2 \rho_g}{d_h \mu_g}$ podmínka $Re_h < 2000$	$Re_h = 12825$ Nesplňuje podmínky	$Re_h = 25650$ Nesplňuje podmínky	/	/
Kumar a Kuloor [24]	$V_b = \left(\frac{4\pi}{3}\right)^{1/3} \left(\frac{15\mu_L \dot{V}_g}{2\rho_L g}\right)^{3/4}$	$V_b = 46,7 \text{ mm}^3$ $d_b = 4,47 \text{ mm}$	$V_b = 78,5 \text{ mm}^3$ $d_b = 5,31 \text{ mm}$	SC 7,45% CC3 19,2%	SC 34,0% CC3 55,7%
Miller [55]	$d_b = \left[\frac{6\sigma d_h}{g(\rho_L - \rho_g)}\right]^{1/3}$	$d_b = 3,50 \text{ mm}$	$d_b = 3,50 \text{ mm}$	SC 15,9% CC3 6,67%	SC 11,6% CC3 2,64%
Moo-Young a Blanch [58]	$d_b = 0,19 d_h^{1/2} Re_h^{1/3}$ $Re_h = \frac{u_g d_c^2 \rho_g}{d_h \mu_g} \text{ pro } Re_h < 2000$	$Re_h = 12825$ Nesplňuje podmínky	$Re_h = 25650$ Nesplňuje podmínky	/	/
Gaddis a Vogelpohl [20]	$d_b = \left[\left(\frac{6d_h\sigma}{\rho g}\right)^{4/3} + \left(\frac{81v\dot{V}}{\pi g}\right) + \left(\frac{135\dot{V}^2}{4\pi^2 g}\right)^{4/5} \right]^{1/4}$	$d_b = 2,02 \text{ mm}$	$d_b = 3,37 \text{ mm}$	SC 106% CC3 85,6%	SC 23% CC3 1,18%

Experimentální měření přestupu tepla mezi plynem a kapalinou

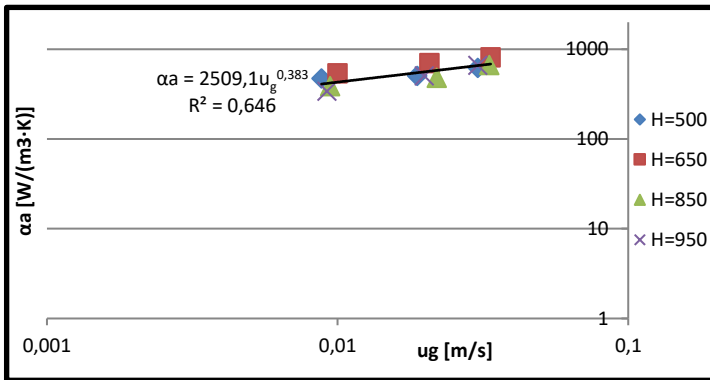
Experimenty pro měření přestupu tepla mezi kapalinou a plynem byly provedeny na měřicím zařízení popsaném v části 4. Objemový součinitel přestupu tepla, α , byl vypočten dle teoretického modelu přestupu tepla a hmoty prezentovaného v části 5 a po částech publikovaný v Žižka [VL1] a Žižka, Šulc a Dítl [VL3, VL5- VL7]. Výsledky měření objemového součinitele přestupu tepla, α , jsou zobrazeny na obr. 6-5 pro SC distributor plynu a 6-6 pro CC3 distributor plynu a korelovány rovnicemi (6-1-6) pro SC distributor plynu a (6-1-7) pro CC3 distributor plynu.

$$SC: \alpha a = 2594,3 \cdot u_g^{0,3921} \quad (R^2 = 0,646; \text{ sm. odch } 77,79; \text{ konf. int. } 49,43) \quad (6-1-6)$$

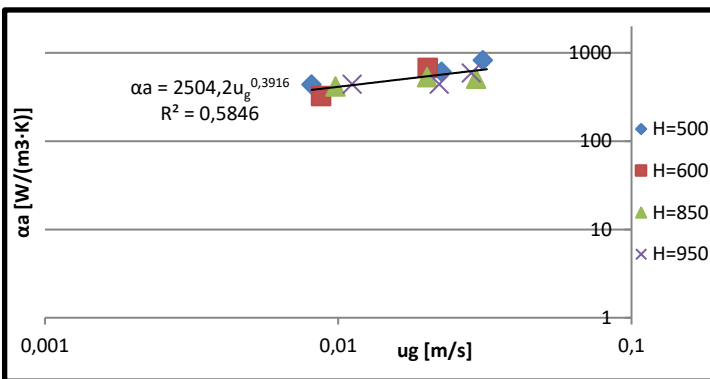
$$CC3: \alpha a = 2504,2 \cdot u_g^{0,3916} \quad (R^2 = 0,5846; \text{ sm. odch } 87,19; \text{ konf. int. } 58,57) \quad (6-1-7)$$

Test významnosti při použití Studentova T- rozdělení prokazuje, že rozdíl mezi korelacemi je nevýznamný a rovnice lze nahradit jednou korelací (6-1-8).

$$\alpha a = 2524,2 \cdot u_g^{0,389} \quad (R^2 = 0,6153; \text{ sm. odch } 83,04; \text{ konf. int. } 35,91) \quad (6-1-8)$$



Obr. 6-5: Experimentálně zjištěná závislost objemového součinitele přenosu tepla, αa , na mimovrstvové rychlosti, u_g , vyhodnocená v mocinné formě pro distributor plynu SC.



Obr. 6-6: Experimentálně zjištěná závislost objemového součinitele přenosu tepla, αa , na mimovrstvové rychlosti, u_g , vyhodnocená v mocinné formě pro distributor plynu CC3.

Porovnání výsledků měření objemového součinitele přestupu tepla

Porovnání s vlastním teoretickým rozbohem

Experimentálně byla zjištěna hodnota exponentu mocninové závislosti objemového součinitele přestupu tepla, αa , na mimovrstvové rychlosti, u_g , „0,389“, viz rovnice (6-1-9). V části 5 byla teoreticky odvezena závislost (6-1-10) s exponentem „0,5“. Pro můj rozsah měření s elipsoidními bublinami tento rozdíl mezi exponenty pokládám za dobrou shodu.

$$\alpha a = 2524,2 \cdot u_g^{0,389} \quad (6-1-9)$$

$$\alpha a \sim u_g^{0,5} \quad (6-1-10)$$

Porovnání s prací Guy a kol. [1]

Bohužel musím konstatovat, že se mi nepodařilo výsledky s touto prací porovnat, neboť po dosazení experimentálních dat do práce Guy a kol. [1] byly výsledky zcela mimo obvyklé hodnoty.

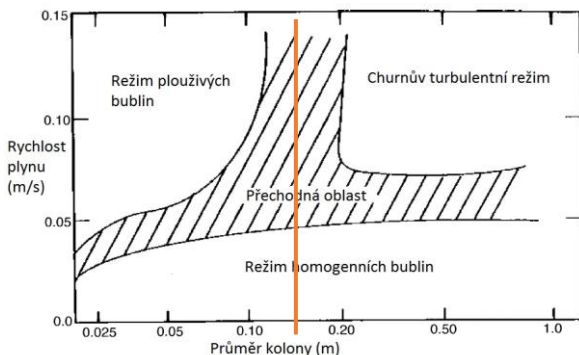
Porovnání s prací Uysal a kol. [2]

Uysal a kol. [2] pro systémy se zanedbatelným přestupem hmoty určili rovnici (6-1-11).

$$\alpha a = \frac{-u_g \varepsilon_g (\rho_g C_{pg} + \rho_{l,par} C_{p,par})}{h_c} \quad (6-1-11)$$

Po intenzivním zkoumání jsem došel k závěru, že práce Uysal a kol. [2] obsahuje tyto závažné chyby:

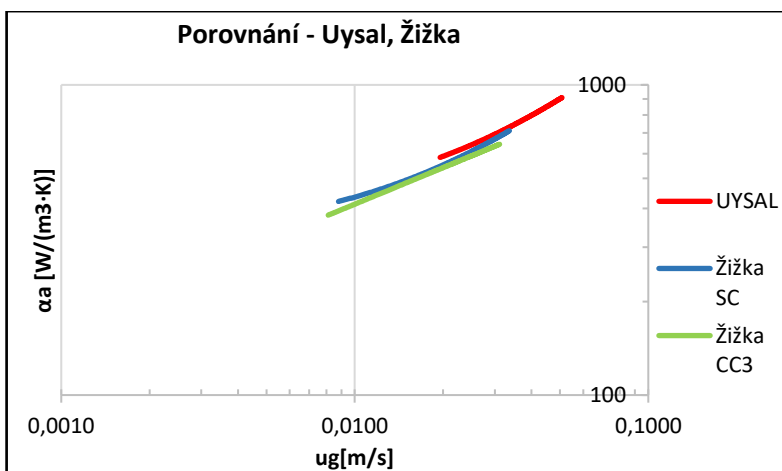
- Uysal zde naprosto ignoruje různé hydrodynamické režimy, které mají pro vyhodnocení a měření velký vliv.
- Výsledky jsou vyhodnoceny i v oblasti, kde nejsou splněny podmínky dvoufázového toku a není tak možné mluvit o probublávání kapaliny plynem, viz další body.
- Průtok plynu je v mezích přibližně od 0,5 do 5,6 dm³/s, což při průřezu kolony 160 x 160 mm odpovídá mimovrstvové rychlosti od 0,02 do 0,22 m/s. Vzhledem ke geometrické podobnosti s měřenou experimentální kolonou se přibližně od mimovrstvové rychlosti 0,15 m/s objeví režim, kdy už není možné mluvit o bublinovém toku a většina plynu projde celou kolonou v režimu plouživých bublin.
- Předchozí bod je podpořen diagramem pro určení hydrodynamického režimu v probublávané koloně dle Deckwer a kol. [30], který je vidět na obrázku 6-7, kde červenou čarou je přibližně znázorněn průměr měřené kolony.



Obr. 6-7: Diagram pro určení hydrodynamického režimu v probublávané koloně dle Deckwer a kol. [30]. (Převzato z Deckwer a kol. [30], přeloženo a upraveno)

- Toto tvrzení je podpořeno i autorovou rovnicí pro zadrž, kdy Uysal udává rovnici $\varepsilon_g = 0,877u_g^{0,67}$, což pro nejvyšší hodnoty mimovrstvové rychlosti dává zadrž okolo 0,3, tedy kolona je vyplněna 30% vzduchu, což není při užitých experimentálních hodnotách mimovrstvové rychlosti reálné.

Pro porovnání tak využiji jen Uysalem a kol. publikované hodnoty do maximální hodnoty mimovrstvové rychlosti 0,05 m/s, které porovnam je s měřením pro SC distributor plynu, který je geometricky podobný použitému Uysalem. Porovnání je zobrazeno na obr. 6-8. Dle tohoto grafu se výsledky velice dobře překrývají.



Obr. 6-8: Porovnání mých experimentálních hodnot s hodnotami dle Uysal a kol. [2]

7. ZÁVĚR

1. Práce přináší poznatky spojené s přestupem tepla a hmoty, ke kterému dochází při ohřevu plynu probublávanou kapalinou v kolonovém aparátu.
2. Byla provedena rozsáhlá kritická rešerše, ve které byly uvedeny, diskutovány a porovnány názory různých autorů. Důvodem rozsáhlé kritické rešerše byly i připomínky recenzentů při publikování nových výsledků, kteří nevěřili, že problematika predikce tepla mezi bublinami plynu a kapalinou nebyla výrazněji studována. Výsledky i obsáhlá rešerše obsahují pouze dvě kusé práce, jejichž autory jsou Guy a kol. [1] a Uysal a kol. [2]. V poslední době byla publikována i třetí publikace obsahující CFD výzkum, jejíž autory jsou Panicker a Fox [2]. Věřím, že tato rešerše je využitelná i pro studium dalších dějů odehrávajících se v probublávaném systému kapalina – plyn.
3. Byla navržena a postavena experimentální aparatura umožňující provádět měření přestupu tepla z kapaliny do bubliny na koloně o průměru $d_c = 0,15 \text{ m}$ (případně i kolonovou část měnit), výšce maximálně $h_c = 1,5 \text{ m}$ a průtocích plynu \dot{V}_g od přibližně $0,1 \text{ dm}^3/\text{s}$ do $2 \text{ dm}^3/\text{s}$ (odpovídá mimovrstvové rychlosti, u_g , zhruba od $0,001 \text{ m/s}$ do $0,1 \text{ m/s}$). Aparatura umožňuje měření zádrže, je vybavena pro optická měření distribuce velikosti bublin, a především umožňuje měření objemového součinitele přestupu tepla i prostupu tepla fázovým rozhraním kapalina – bubliny plynu.
4. Práce obsahuje výsledky měření pro koalescentní systém voda – vzduch. Série měření pro nekoalescentní systém byla provedena a výsledky jsou publikovány v Žižka a kol. [VL3]. Byl zjištěn různý vliv distributoru plynu na objemový součinitel přestupu tepla, což odpovídá i ostatním autorům (Besagni a kol. [14,31], Růžička a kol. [32]), kteří pro vliv koalescence na hydrodynamiku a zádrž zavedli „duální efekt“ koncentrace látky způsobující koalescenci.
5. Pro v práci studovaný systém jsou výsledky měřené zádrže, ε_g , zobrazeny na obr. 6-1 pro SC distributor plynu a 6-2 pro CC3 distributor plynu a korelovány rovnicemi (6-1-3) pro SC distributor plynu a (6-1-4) pro CC3 distributor plynu. Výsledky měření objemového součinitele přestupu tepla, αa , jsou zobrazeny na obr. 6-5 pro SC distributor plynu a 6-6 pro CC3 distributor plynu a korelovány rovnicemi (6-1-6) pro SC distributor plynu a (6-1-7) pro CC3 distributor plynu.
6. Výsledky měření zádrže byly porovnány s publikovanými výsledky. Obr.6-3 a obr. 6-4 ukazují porovnání měření zádrže s výsledky různých autorů. Ukazuje se, že provedená měření jsou ve shodě s výsledky jiných autorů a že leží v oblasti nižších mimovrstvových rychlostí plynu, kde lze závislost zádrže $\varepsilon_g = f(u_g)$ linearizovat. Měření zádrže byla prováděna v homogenní, až pro některá měření přechodné hydrodynamické oblasti, a bylo zjištěno, že výsledky lze interpretovat společnou korelací. Z hlediska tvaru bublin měření probíhala především v oblasti eliptických bublin.

7. Výsledky měření objemového součinitele přestupu tepla mohly být porovnány jen s jednou prací Uysala a kol. [2]. Výsledky jsou v až neuvěřitelné shodě, jak je vidět na obrázku 6-8, přestože jsem došel k závěru, že práce Uysal a kol. [2] obsahuje závažné chyby a výsledky jsou v různých oblastech hydrodynamického toku, a dokonce v oblasti, kde nejsou splněny podmínky dvoufázového toku a není tak možné mluvit o probublávání kapaliny plynem. Mnou navržená teorie není v rozporu s experimentálními výsledky a lze pomocí ní zobecnit výsledky i pro jiné systémy.
8. Výsledky měření distribuce velikosti bublin jsou uvedeny v tabulce 6-1 a jejich porovnání s literaturou je vidět v tabulce 6-2 pro různé mimovrstvové rychlosti a výšky hladiny. Ukazuje se, že distributor plynu CC3, tedy s více otvory, má oproti distributoru SC, s méně otvory, má cca o 13% menší průměr bublin a dokáže tak účinněji plyn rozdistribuuovat, což odpovídá předpokladům
9. Měření jak zádrže, tak i objemového součinitele přestupu tepla byla provedena se provedena se dvěma distributory plynu, SC a CC3, které jsou popsány v části 4. Vliv designu distributoru plynu na objemový součinitel přestupu tepla byl shledán nevýrazný, kdy odchylky byly v toleranci prováděných měření. Vliv designu distributoru plynu na distribuci velikostí bublin byl nalezen. Distributor plynu CC3, tedy s více otvory oproti SC, plyn dokázal více rozdispergovat a v koloně jsem tak naměřil menší bubliny o přibližně 10%.
10. Analýza vlivu tvaru symetrické – elipsoidní bubliny (protáhlý nebo zploštělý elipsoid s poměrem poloos a_e/b_e , kdy $a_e = c_e$) na její povrch při zachování stejného objemu bubliny (viz obr. 5-3 a tab. 5-2) ukázala, že pro rozptýl velikostí a_e/b_e od 0,51 do 2,2 není tento vliv větší než 12,5%. Vliv poměru poloos a_e/b_e byl analyzován na základě publikovaných prací, ne však na základě vlastních měření. Poměr $a_e/b_e = f(Mo, Eo)$.
11. Byl proveden teoretický rozbor výsledků prováděných měření. Byly odvozeny vztahy pro zádrž, ε_g , specifický povrch, a , a objemový součinitel přestupu tepla αa . Vztahy nejsou v rozporu s výsledky jiných autorů ani s experimenty.
12. Bylo prokázáno, že přestup tepla do bubliny je kontrolován přestupem tepla na vnitřní straně bubliny (část 5). Tento případ nebyl zatím podrobně teoreticky sledován. Moje úvahy jsem opřel o práci Colombeta a kol. [7], který prokázal, že přestup tepla uvnitř bubliny nemá pouze difúzní charakter, ale je ovlivněn i konvekcí pocházející z relativního pohybu bubliny vůči kapalině.
13. Navržená metodika vyhodnocení měření umožnila nejen stanovení hodnoty objemového součinitele přestupu tepla, αa , ale i stanovení poměru α/β_Y , tedy poměru součinitele přestupu tepla, α , a hmoty, β_Y , na vnitřní straně bubliny. Bylo shledáno, že v literatuře (Bedingfield a Drew [28]) uváděná obdobná rovnice typu $\alpha/\beta_Y = C \cdot Sc^{0,56}$ pro přestup hmoty vně částice v systému voda – vzduch dobře vyhovuje i mým experimentům, pro sledovaný případ simultánního přenosu tepla

a hmoty na vnitřní straně bubliny s vyhodnocenou hodnotou konstanty $C = 0,434$ pro SC distributor plynu a $C = 0,388$ pro CC3 distributor plynu.

14. Dizertační práce obsahuje výpočtová data i vztahy pro výpočet ohřevu plynu v probublávaných kolonách, což zaplňuje mezeru ve znalostech konstruktérů a projektantů. O zájmu svědčí i počet citací publikace, který je ke dnešnímu dni (6.2.2021) podle <https://www.researchgate.net> celkem 5 za krátkou dobu od publikování.
15. I přes rozsáhlé výsledky této práce zůstává několik problémů nevyřešených a doporučují se pro další výzkum.
16. Závěrem lze konstatovat, že práce přináší rozsáhlou kritickou rešerší problematiky, přináší řadu nových teoretických poznatků, má průkaznou experimentální část a dosažené výsledky umožňují výpočet kontaktorů plyn-kapalina. Vytčené cíle práce, prezentované v části 2 byly splněny, ale rovněž vyplynulo, že výzkum v této oblasti zdaleka není ukončen a některá doporučení pro další výzkum jsou uvedena v další kapitole.

Doporučení pro budoucí výzkum

1. Dokonalejší pochopení podmínek tvorby bublin vzhledem k jednotlivým hydrodynamickým režimům.
2. Podrobnější analýza vlivu distributorů plynu na tvorbu bublin.
3. Dokonalejší ověření teoretických, experimentálních a výpočtových poznatků na velikostech obvyklých pro průmyslové výrobní linky.

8. SEZNAM LITERATURY CITOVANÉ V TEZÍCH

- [1] GUY, C., P. J. CARREAU a J. PARIS. Heat and mass transfer between bubbles and a liquid. The Canadian Journal of Chemical Engineering [online]. 1992, 70(1), 55-60. DOI: 10.1002/cjce.5450700109. ISSN 00084034. Dostupné z: <http://doi.wiley.com/10.1002/cjce.5450700109>
- [2] UYSAL, B.Z., O.M. DOĞAN, D. UYSAL a S. Demir. Heat Transfer in Bubble Columns, Strojarstvo, 52 (5), 2010, 543-548, ISSN 0562-1887. Dostupné z: <https://hrcak.srce.hr/file/99500>
- [3] PANICKER, Nithin a R.O. FOX. Computational study of the effect of homogeneous and heterogeneous bubbly flows on bulk gas-liquid heat transfer, 2020, Journal of Fluids Engineering FE-20-1181:21, předběžně předloženo k review. Dostupné z: https://www.researchgate.net/publication/342515123_Computational_study_of_the_effect_of_homogeneous_and_heterogeneous_bubbly_flows_on_bulk_gas-liquid_heat_transfer
- [4] DITL, P., Skřivánek, J. Sedimentation hindered by a turbulent sinusoidal velocity field. XXI Ogólnopolska Konferencja Inżynierii Chemicznej i Procesowej

- Materiały konferencyjne. Szczecin: Zachodniopomorski Uniwersytet Technologiczny w Szczecinie, 2013, ISBN 978-83-7518-596-6.
- [5] ŠULC, Radek, Vít PEŠAVA a Pavel DITL. LOCAL VELOCITY PROFILES MEASURED BY PIV IN AN VESSEL AGITATED BY RUSHTON TURBINE. *Acta Polytechnica*. 2014, 54(6), 430-438. ISSN 1805-2363. Dostupné z: doi:10.14311/AP.2014.54.0430
 - [6] XIU, L. Quantitative analysis for the effects of internal flow on mass transfer processes inside rising bubbles. *Physics of Fluids*. 2019, 31(11). ISSN 1070-6631. Dostupné z: doi:10.1063/1.5123796
 - [7] COLOMBET, D., D. LEGENDRE, A. COCKX a P. GUIRAUD. Mass or heat transfer inside a spherical gas bubble at low to moderate Reynolds number. *International Journal of Heat and Mass Transfer* [online]. 2013, 67, 1096-1105. DOI: 10.1016/j.ijheatmasstransfer.2013.08.069. ISSN 00179310. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S001793101300731X>
 - [8] KOLMOGOROV, A.N. The local structure of turbulence in incompressible viscous fluids at very large Reynolds numbers, *Dokl. Akad. Nauk. SSSR* 30, 299-303. *Proc. R. Soc. London A* 434, 1941/1991, 9-13. Dostupné z: <https://courses.physics.ucsd.edu/2014/Spring/physics281/kolmogorov41.pdf>
 - [9] KOLMOGOROV, A.N. On the degeneration of isotropic turbulence in an incompressible viscous fluids, *Dokl. Akad. Nauk. SSSR* 31, 1941, 538-541.
 - [10] KOLMOGOROV, A.N. Dissipation of energy in isotropic turbulence. *Dokl. Akad. Nauk. SSSR*, 32, 1941, 19-21.
 - [11] KOLMOGOROV, A.N. Equations of turbulent motion in an incompressible fluid. *Izv. Akad. Nauk. SSSR ser. 6*, 1942, 56-58.
 - [12] OLDSHUE, James, Y. *Fluid Mixing Technology*. McGraw-Hill. 1983. ISBN: 978-0070476851.
 - [13] PAUL, Edward L., Victor A. ATIEMO-OBENG a Suzanne M. KRESTA, ed. *Handbook of Industrial Mixing*. Hoboken, NJ, USA: John Wiley & Sons, 2003. ISBN 0471269190. Dostupné z: doi:10.1002/0471451452
 - [14] BESAGNI, Giorgio, Fabio INZOLI a Thomas ZIEGENHEIN. Two-Phase Bubble Columns: A Comprehensive Review. *ChemEngineering* [online]. 2018, 2(2). DOI: 10.3390/chemengineering2020013. ISSN 2305-7084. Dostupné z: <http://www.mdpi.com/2305-7084/2/2/13>
 - [15] HIKITA, H. a H. KIKUKAWA. Liquid-phase mixing in bubble columns: Effect of liquid properties. *The Chemical Engineering Journal* [online]. 1974, 8(3), 191-197. DOI: 10.1016/0300-9467(74)85024-0. ISSN 03009467. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/0300946774850240>
 - [16] Begovich, J. M., and J. S., Watson. Hydrodynamic Characteristics of Three Phase Fluidized Beds. *Fluidization, Proc. 2nd Eng. Found. Conference*. 1978. <https://www.osti.gov/servlets/purl/7208327>
 - [17] Joshi J.B. a M.M. Sharma. A Circulation cell model for bubble columns. *Trans Inst Chem Eng*. 1979, 57a, 244–251.

- [18] GODBOLE, S.P., M.F. HONATH a Y.T. SHAH. HOLDUP STRUCTURE IN HIGHLY VISCOUS NEWTONIAN AND NON-NEWTONIAN LIQUIDS IN BUBBLE COLUMNS. *Chemical Engineering Communications* [online]. 2011, 16(1-6), 119-134. DOI: 10.1080/00986448208911090. ISSN 0098-6445. Dostupné z: <https://www.tandfonline.com/doi/full/10.1080/00986448208911090>
- [19] BOUAIFI, Mounir, Gilles HEBRARD, Dominique BASTOUL a Michel ROUSTAN. A comparative study of gas hold-up, bubble size, interfacial area and mass transfer coefficients in stirred gas-liquid reactors and bubble columns. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification* [online]. 2001, 40(2), 97-111. DOI: 10.1016/S0255-2701(00)00129-X. ISSN 02552701. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S025527010000129X>
- [20] ELGOZALI, A., V. LINEK, M. FIALOVÁ, O. WEIN a J. ZAHRADNÍK. Influence of viscosity and surface tension on performance of gas-liquid contactors with ejector type gas distributor. *Chemical Engineering Science* [online]. 2002, 57(15), 2987-2994. DOI: 10.1016/S0009-2509(02)00165-3. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0009250902001653>
- [21] URSEANU, M.I, R.P.M GUIT, A STANKIEWICZ, G VAN KRANENBURG a J.H.G.M LOMMEN. Influence of operating pressure on the gas hold-up in bubble columns for high viscous media. *Chemical Engineering Science* [online]. 2003, 58(3-6), 697-704. DOI: 10.1016/S0009-2509(02)00597-3. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0009250902005973>
- [22] ZEDNÍKOVÁ, Mária, Sandra ORVALHO, Marie FIALOVÁ a Marek RŮŽIČKA. Measurement of Volumetric Mass Transfer Coefficient in Bubble Columns. *ChemEngineering* [online]. 2018, 2(2). DOI: 10.3390/chemengineering2020019. ISSN 2305-7084. Dostupné z: <http://www.mdpi.com/2305-7084/2/2/19>
- [23] AKITA, Kiyomi a Fumitake YOSHIDA. Bubble Size, Interfacial Area, and Liquid-Phase Mass Transfer Coefficient in Bubble Columns. *Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development* [online]. 1974, 13(1), 84-91. DOI: 10.1021/i260049a016. ISSN 0196-4305. Dostupné z: <https://pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/i260049a016>
- [24] BESAGNI, Giorgio, Fabio INZOLI, Giorgia DE GUIDO a Laura Annamaria PELLEGRINI. The dual effect of viscosity on bubble column hydrodynamics. *Chemical Engineering Science* [online]. 2017, 158, 509-538. DOI: 10.1016/j.ces.2016.11.003. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S000925091630584X>
- [25] PERRY, Robert H. a Don W. GREEN. *Perry's chemical engineers' handbook*. 8th ed. New York: McGraw-Hill, 2008. ISBN 0-07-142294-3.
- [26] Clift, Roland, John R. Grace a Martin E. Weber. *Bubbles, Drops and Particles*. Academic Press, New York. 1978. ISBN: 012176950X, 9780121769505.
- [27] DITL, Pavel. *Difúzně separační pochody*. Vyd. 3. Praha: Česká technika - nakladatelství ČVUT, 2008. ISBN 978-80-01-03972-4.

- [28] BEDINGFIELD, Charles Hosmer a Thomas Bradford DREW. Analogy between Heat Transfer and Mass Transfer. *Industrial & Engineering Chemistry* [online]. 1950, 42(6), 1164-1173. ISSN 0019-7866. Dostupné z: doi:10.1021/ie50486a029.
- [29] SHAH, Y. T., B. G. KELKAR, S. P. GODBOLE a W.-D. DECKWER. Design parameters estimations for bubble column reactors. *AIChE Journal* [online]. 1982, 28(3), 353-379. DOI: 10.1002/aic.690280302. ISSN 0001-1541. Dostupné z: <http://doi.wiley.com/10.1002/aic.690280302>.
- [30] DECKWER, W.-D. On the mechanism of heat transfer in bubble column reactors. *Chemical Engineering Science* [online]. 1980, 35(6), 1341-1346. DOI: 10.1016/0009-2509(80)85127-X. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/000925098085127X> a části z: DECKWER, Wolf-Dieter, Youssef LOUISI, Ahmed ZAIDI a Milos RALEK. Hydrodynamic Properties of the Fischer-Tropsch Slurry Process. *Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development* [online]. 1980, 19(4), 699-708. DOI: 10.1021/i260076a032. ISSN 0196-4305. Dostupné z: <https://pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/i260076a032>.
- [31] BESAGNI, Giorgio, Fabio INZOLI, Giorgia DE GUIDO a Laura Annamaria PELLEGRINI. Experimental investigation on the influence of ethanol on bubble column hydrodynamics. *Chemical Engineering Research and Design* [online]. 2016, 112, 1-15. DOI: 10.1016/j.cherd.2016.06.009. ISSN 02638762. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0263876216301393>.
- [32] RŮŽIČKA, M.C., M.M. VECER, S. ORVALHO a J. DRAHOŠ. Effect of surfactant on homogeneous regime stability in bubble column. *Chemical Engineering Science* [online]. 2008, 63(4), 951-967. DOI: 10.1016/j.ces.2007.10.015. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0009250907008032>.

9. SEZNAM VLASTNÍ LITERATURY

Seznam vlastních publikací

- [VL1] ŽIŽKA, Martin. Hydrodynamika a přenos tepla v probublávané vrstvě, Diplomová práce, ČVUT v Praze. 2013.
- [VL2] ŽIŽKA, Martin, Radek ŠULC a Pavel DITL. Heat transfer between gas and liquid in a bubble column, *Chemical Engineering Transactions*, 2017, 57, 1261-1266. ISBN 978-88-95608-48-8; ISSN 2283-9216. DOI: 10.3303/CET1757211. Dostupné z: <https://www.aidic.it/cet/17/57/211.pdf>
- [VL3] ŽIŽKA, Martin, Radek ŠULC a Pavel DITL. Heat Transfer Between Gas and Non-Coalescent Liquid in a Bubble Column, *Chemical Engineering Transactions*, 2019, 74, 1057-1062. ISBN 978-88-95608-71-6; ISSN 2283-9216. DOI:10.3303/CET1974177. Dostupné z: <https://www.aidic.it/cet/19/74/177.pdf>
- [VL4] ŽIŽKA, Martin, Pavel DITL a Radek ŠULC. Přestup tepla v mezifázových kontaktech, *Procesní technika 2014*, Praha, Česká Republika, 19. 6. 2014. Dostupné z: <http://chps.fsid.cvut.cz/pt/2014/index.html>.

- [VL5] ŽIŽKA, Martin, Radek ŠULC a Pavel DITL. Heat Transfer in Multiphase Contactors, *21st International Congress of Chemical and Process Engineering (CHISA 2014)*), ČSCHI, Praha, Česká Republika, 23. – 27. srpen 2014, 653, ISBN: 978-1-5108-2813-1.
- [VL6] ŽIŽKA, Martin, Radek ŠULC a Pavel DITL. Influence of aerators on heat transfer in multiphase contactors, *22nd International Congress of Chemical and Process Engineering (CHISA 2016)*, Praha, Česká Republika, 27. – 31. srpen 2016, 376, ISBN: 978-1-5108-5962-3.

Seznam prezentovaných prací

- [VL7] ŽIŽKA, Martin, Radek ŠULC a Pavel DITL. Přenos tepla v mezifázových kolonách, 64. Konference chemického a procesního inženýrství CHISA 2015, čschi, Seč, Česká Republika, 9.-12. listopadu 2015.
- [VL8] ŽIŽKA, Martin, Radek ŠULC a Pavel DITL. Heat transfer in multiphase contactors, European Conference of Chemical Engineering (ECCE 2015), GL EVENTS, Nice, Francie, 27. září – 1. říjen 2015.
- [VL9] ŽIŽKA, Martin, Radek ŠULC a Pavel DITL. Heat transfer between Gas and Liquid in Bubble Column, 13th International Conference on Chemical and Process Engineering (ICheaP-13), AIDIC, Milano, Itálie, 28.-31. května 2017.
- [VL10] ŽIŽKA, Martin, Radek ŠULC a Pavel DITL. Heat transfer between Gas and Liquid in Bubble Column, World Conference of Chemical Engineering (WCCE 2017), GRUPO PACIFICO, Barcelona, Španělsko, 1.-5. říjen 2017.
- [VL11] ŽIŽKA, Martin, Radek ŠULC a Pavel DITL. Heat transfer between Gas and Non-coalescent Liquid in Bubble Column, 14th International Conference on Chemical and Process Engineering (ICheaP-14), AIDIC, Bologna, Itálie, 26.-29. května 2019.

10. OHLASY

Ohlasy na tuto práci jsou velice pozitivní a přednášky, především na světových konferencích (CHISA 2014 a ICheaP-13) vzbudili mnoho dotazů a velikou pozornost. O zájmu svědčí i počet citací publikace, který je ke dnešnímu dni (6.3.2021) podle <https://www.researchgate.net> celkem 5 (jedna autocitace), včetně vysoce impaktovaných.

ANOTACE DISERTAČNÍ PRÁCE

Tato dizertační práce obsahuje: 1) podrobnou rešerši se zaměřením na hydrodynamiku a přenos tepla v probublávané vrstvě, 2) teoretické odvození součinitele přestupu tepla mezi bublinami plynu a kapalinou, 3) experimentální a výpočtové stanovení zádrže a součinitele přestupu tepla mezi plynem a kapalinou v modelovém zařízení pro zvolené podmínky dle provedené rešerše, 4) vzájemné porovnání výsledků získaných z výpočtových vztahů a hodnot experimentálně zjištěných pro zadaný případ.

Detailní rešerše obsahuje informace o dvoufázových systémech kapalina – plyn v probublávaných kolonách včetně tvorby bublin, charakteristiky probublávaných kolon, hydrodynamických režimů a zádrže plynu. Rešerše dále obsahuje podrobný přehled vlivu jednotlivých parametrů na průměru bubliny, zádrže, součinitelů přestupu tepla i hmoty, včetně rozsáhlého přehledu korelací pro jejich výpočet.

Teoretická část přináší jednak model umožňující vyhodnocení experimentů, při kterých dochází k simultánnímu přestupu tepla mezi bublinami plynu a kapalinou při současném odpařování kapaliny do objemu bubliny, jednak teoretickou analýzu závislosti celkového přestupu tepla pro studovaný případ a vyjádření objemového součinitele přestupu tepla pro studovaný případ a vyjádření objemového součinitele přestupu tepla na hlavních parametrech, především na mimovrstvové rychlosti plynu.

V experimentální části jsou prezentovány výsledky měření zádrže, mimovrstvové rychlosti a přestupu tepla při ohřívání plynu probublávaného kapalinovou zádrží kolony. Experimentálně zjištěné hodnoty jsou porovnány s hodnotami získanými z literatury a výsledky vlastního teoretického rozboru. Výsledky jsou ve shodě.

SUMMARY

This thesis contains: 1) a detailed research focusing on hydrodynamics and heat transfer in a bubble layer, 2) theoretical derivation of the heat transfer coefficient between gas bubbles and liquid, 3) experimental and computational determination of hold up and volumetric heat transfer coefficient between gas and liquid in a model equipment for selected conditions according to the performed search, 4) comparison of results obtained from computational relations and values experimentally determined for a specified case.

The comprehensive search contains information on two-phase liquid-gas systems in bubble columns, including bubble formation, characteristics of bubble columns, hydrodynamic regimes and gas hold up. The research also contains a detailed overview of the influence of individual parameters on the bubble diameter, hold up, heat and mass transfer coefficients, including an extensive overview of correlations for their calculation.

The theoretical part presents a model enabling the evaluation of experiments in which simultaneous heat transfer between gas bubbles and liquid exists while evaporating the liquid into the bubble volume occurs, as well as a theoretical analysis of the total heat transfer for the tested case and its expression on the main parameters, particularly on the superficial gas velocity.

The experimental part presents the results of measurements of hold up, superficial gas velocity and heat transfer during cooling of the gas bubbled through the liquid in the column. The experimentally determined values are compared with the values obtained from the literature and the results of our own theoretical analysis. The results are in agreement.