



ČESKÉ VYSOKÉ UČENÍ TECHNICKÉ V PRAZE

Fakulta strojní

Ústav procesní a zpracovatelské techniky

Přestup tepla mezi plynem a kapalinou ve dvoufázových kontaktorech

(Heat transfer between gas and liquid in two-phase contactors)

Dizertační práce

Ing. Martin Žižka

Doktorský studijní program: Strojní inženýrství (P2301)
Studijní obor: Konstrukční a procesní inženýrství (3909V001)

Školitel: *Prof. Ing. Ditl Pavel, DrSc.*
Školitel specialista: *Doc. Ing. Šulc Radek, Ph.D.*

Praha 2020



Prohlašuji, že jsem dizertační práci vypracoval samostatně pod vedením školitele a školitele specialisty, a na základě literatury a pramenů uvedených v seznamu použité literatury.

V Praze dne

.....

Ing. Martin Žižka

Poděkování:

Rád bych zde poděkoval školiteli, Prof. Ing. Pavlu Ditlovi, DrSc., za spoustu rad, a především množství času, který mi věnoval při řešení dané problematiky. V neposlední řadě také děkuji školiteli specialistovi Doc. Ing. Radku Šulcovi, Ph.D. za pomoc při sestavení měřícího zařízení a za pomoc při měřeních.



Anotace

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.



Obsah

1	Úvod	- 9 -
2	Rešeršní část – kapitoly 2 až 7	- 11 -
2.1	Úvod k rešeršní části.....	- 11 -
3	Dvoufázové systémy kapalina – plyn v probublávaných kolonách	- 12 -
3.1	Distribuce a tvary bublin	- 12 -
3.1.1	Průměr bublin	- 15 -
3.1.2	Vliv jednotlivých parametrů na distribuci a tvar bublin.....	- 20 -
3.1.3	Měření průměru bublin	- 23 -
3.1.4	Korelace pro výpočet velikosti bubliny při odtržení se z otvoru distributoru plynu.....	- 23 -
3.2	Charakteristiky probublávaných kolon	- 25 -
3.2.1	Zádrž	- 25 -
3.2.2	Mimovrstvová rychlost plynu	- 25 -
3.2.3	Mezifázový povrch.....	- 25 -
3.3	Hydrodynamické režimy v probublávaných kolonách	- 27 -
3.3.1	Homogenní režim	- 31 -
3.3.2	Heterogenní režim	- 32 -
3.3.3	Přechodná oblast.....	- 32 -
3.3.4	Vliv jednotlivých parametrů na hydrodynamický režim	- 34 -
3.4	Stanovení zádrže	- 37 -
3.4.1	Měření zádrže	- 39 -
3.4.2	Vliv jednotlivých parametrů na zádrž	- 44 -
3.4.3	Korelace pro výpočet zádrže	- 53 -
4	Přestup tepla v probublávaných kolonách	- 67 -
4.1	Přestup tepla a hmoty v probublávaných kolonách	- 67 -
4.1.1	Filmová a dvou-filmová teorie	- 67 -
4.1.2	Penetrační teorie	- 69 -
4.1.3	Teorie obnovy povrchu.....	- 69 -
4.1.4	Teorie izotropní turbulence	- 70 -
4.1.5	Porovnání teorií	- 70 -
4.2	Vyjádření přestupu tepla	- 71 -
4.3	Vliv parametrů na přestup tepla	- 72 -
4.3.1	Vliv mimovrstvové rychlosti plynu.....	- 73 -
4.3.2	Vliv zádrže.....	- 73 -
4.3.3	Vliv vlastností kapaliny	- 73 -
4.3.4	Vliv rozměrů kolony.....	- 73 -
4.3.5	Vliv polohy teploměrné sondy.....	- 74 -
4.3.6	Vliv teploty a tlaku	- 74 -
4.4	Způsoby měření přestupu tepla	- 75 -



4.4.1	Žhavený drát (hot-wire).....	- 75 -
4.4.2	Sonda pro měření přestupu tepla.....	- 75 -
4.5	Přímý přestup tepla mezi kapalinou a plynem v probublávaných kolonách.....	- 76 -
4.6	Přestup tepla mezi probublávanou vrstvou a pevným elementem	- 79 -
4.6.1	Přestup tepla mezi vsádkou a stěnou kolony	- 81 -
4.6.2	Přestup tepla při použití vnitřních vestaveb.....	- 81 -
4.7	Korelace pro výpočet přestupu tepla mezi probublávanou vrstvou a pevným elementem.....	- 82 -
5	Přestup hmoty v probublávaných kolonách	- 85 -
5.1	Vyjádření přestupu hmoty	- 86 -
5.2	Vliv jednotlivých parametrů na přestup hmoty.....	- 88 -
5.2.1	Vliv průměru kolony	- 88 -
5.2.2	Vliv distributoru plynu	- 88 -
5.2.3	Vliv tlaku a teploty	- 89 -
5.2.4	Vliv mezifázové rychlosti plynu.....	- 89 -
5.2.5	Vliv vlastností kapaliny	- 89 -
5.2.6	Vliv vlastností plynu.....	- 90 -
5.2.7	Vliv obsahu pevných částic	- 90 -
5.3	Metody měření přestupu hmoty	- 91 -
5.3.1	Metoda dynamické změny tlaku	- 91 -
5.3.2	Dynamická saturační metoda	- 91 -
5.4	Současný přenos tepla a hmoty.....	- 92 -
5.5	Korelace pro výpočet součinitele přestupu hmoty	- 93 -
5.5.1	Korelace pro výpočet objemového součinitele přestupu hmoty	- 93 -
5.5.2	Korelace pro výpočet součinitele přestupu hmoty na straně kapaliny	- 98 -
6	Analogie mezi přenosem tepla a hmoty – Chilton Colburnova analogie.....	- 100 -
7	Závěry rešerše.....	- 102 -
8	Cíle práce.....	- 103 -
9	Teoretický model přestupu tepla mezi plynem a kapalinou v probublávaných kolonách pro navržený způsob měření – vyhodnocení experimentů	- 104 -
10	Vlastní práce – kapitoly 11 až 14.....	- 108 -
10.1	Úvod k vlastní práci	- 108 -
11	Teoretická část.....	- 109 -
11.1	Posouzení přenosových mechanismů v systému kapalina-plyn.....	- 109 -
11.2	Příspěvek k tvorbě bublin	- 113 -
11.3	Specifický povrch.....	- 115 -



11.4	Objemový součinitel přestupu tepla	119 -
11.5	Přestup tepla mezi bublinami plynu a kapalinou	121 -
11.6	Stanovení poměru α/β_V uvnitř bubliny	122 -
12	Experimentální část	123 -
12.1	Popis měřícího zařízení	123 -
12.2	Metodika měření	126 -
12.2.1	Vlastní metodika měření na základě teoretického modelu	126 -
12.2.2	Ověření experimentálních předpokladů	127 -
12.3	Metodika vyhodnocení	128 -
12.3.1	Teorie výpočtu objemového součinitele přestupu tepla αa z naměřených dat	129 -
12.4	Experimentální výsledky a jejich vyhodnocení	133 -
12.4.1	Provedená experimentální měření	133 -
12.4.2	Experimentálně zjištěný vliv jednotlivých parametrů na výsledky měření	134 -
12.4.3	Distribuce velikostí bublin a srovnání experimentů s literaturou	135 -
12.4.4	Specifický povrch	138 -
12.4.5	Experimentální měření přestupu tepla mezi plynem a kapalinou	139 -
12.4.6	Stanovení poměru α/β_V uvnitř bubliny	142 -
13	Porovnání experimentálních výsledků s vlastní teorií a výsledky jiných autorů	146 -
13.1	Porovnání výsledků měření zádrže	146 -
13.2	Porovnání výsledků měření velikosti bublin	147 -
13.3	Porovnání výsledků měření objemového součinitele přestupu tepla	149 -
13.3.1	Porovnání s vlastním teoretickým rozbohem	149 -
13.3.2	Porovnání s prací Uysal a kol. [6]	149 -
13.3.3	Porovnání s prací Guy a kol. [5]	151 -
14	Závěry a doporučení	152 -
14.1	Závěry	152 -
14.2	Doporučení pro budoucí výzkum	154 -
15	Poděkování za podporu této práce	154 -
16	Seznam symbolů, značek a zkratk	155 -
17	Seznam literatury	160 -
17.1	Seznam použité literatury	160 -
17.2	Seznam vlastních prací	200 -
17.2.1	Seznam vlastních publikací	200 -
17.2.2	Seznam prezentovaných prací	200 -
18	Seznam obrázků a tabulek	202 -



18.1	Seznam obrázků	- 202 -
18.2	Seznam tabulek	- 205 -
19	Seznam použitých měřících zařízení a sond.....	- 207 -
20	Přílohy	- 209 -
20.1	Příloha k části 12.4.2 – distribuce naměřených velikostí bublin	- 209 -
20.2	Příloha k části 12.4.5 – naměřené a vypočtené hodnoty.....	- 213 -
20.2.1	Naměřené a vypočtené hodnoty pro výpočet experimentálního měření objemového součinitele přestupu tepla pro SC distributor plynu	- 213 -
20.2.2	Naměřené a vypočtené hodnoty pro výpočet experimentálního měření objemového součinitele přestupu tepla pro SC distributor plynu	- 273 -



1 Úvod

Multifázové kontaktry (reaktory nebo kolony) jsou v chemickém průmyslu hojně využívány především z důvodu jejich jednoduché stavby a finanční provozní nenáročnosti. I přes jednoduchost užívání není jednoduché kolony nastavit pro co nejvyšší efektivitu. Efektivitu dále snižují časté změny operačních parametrů. V praxi nejčastějším typem multifázových 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, třífázové kolony s fluidním ložem a dvoufázové probublávané kolony. Probublávaná kolona je tvořena nádobou (nejčastěji válcovou, objevují se však i čtvercové nebo obdélníkové), distributorem plynu napojeným na přívod vzduchu, případným nátokem a odtokem kapaliny, přístroji pro sledování a regulaci procesů a případným vnitřním nebo vnějším zdrojem tepla.

V této práci se zaměříme především na probublávané kolony. Probublávané kolony se obvykle využívají v chemickém, biochemickém, petrochemickém a odpadním hospodářství. Tyto procesy obsahují Fisher-Tropschovu syntézu, zkapalnění uhlí, odsíření spalin, úpravu těžké frakce ropy, oxidaci, chloraci, oxichloraci, ozónolýzu, hydrogenaci, polymeraci, alkalizaci, syntézu metanolu, produkci ethanolu, produkci dimethyl etheru, biologické čištění odpadních vod, fermentaci a další.

Ve dvou- i tří- fázových probublávaných kolonách dochází k výměně energie, hmoty a hybnosti mezi fázemi, proto je důležité pro celkové pochopení dějů studovat hydrodynamiku toku (dynamika a z ní vyplývající režim proudění), objem, povrch a distribuci bublin (rozložení velikostí bublin) a jejich vlivy na přestup tepla (mezi fázemi, mezi stěnou a probublávanou vrstvou nebo teplotnosnou sondou a probublávanou vrstvou), a přestup hmoty. Získané poznatky se užívají pro návrh kolon a zvětšování jejich měřítka („scale-up“).

Existuje mnoho různých vysvětlení, co jsou probublávané kolony. Kantarci a kol. [1] je popisuje jako „vícefázové reaktory, tedy v podstatě válcové nádoby s distributorem plynu“. Besagni a kol. [2] probublávané kolony označuje jako „multifázové reaktory, ve kterých je plynná fáze dispergována do kontinuální fáze (např. kapalná fáze ve dvoufázových probublávaných kolonách nebo suspenze v případě suspenzních probublávaných kolon) ve formě buď „nevyvolávající koalescenci“ nebo „vyvolávající koalescenci“ bublin.



Při studiu probublávaných kolon jsou důležité tyto parametry: zádrž, ε_g , mimovrstvová rychlost plynu, u_g , střední průměr bubliny, d_b , specifický mezifázový povrch, a , fyzikální vlastnosti kapaliny a plynu, koeficient přestupu tepla, α , koeficient přestupu hmoty, k_L , axiální a disperzní koeficienty plynu a kapaliny, $D_{g,L}$, a geometrické vlastnosti kolony a distributoru plynu.

Vzhledem k mnoha různým parametrům, Růžička [3] při obsáhlém studiu kolon udává, že „v první řadě by měla být studována hydrodynamika probublávaných kolon, protože charakter toku vícefázové směsi určuje do značné míry transportní a reakční jevy. Tomuto tématu je bohatě věnována literatura zabývající se fyzikálními základy i inženýrskými aplikacemi.“

Přínos probublávaných kolon vidí například Jhavar a Prakash [4] především v „dobré rychlosti přenosu hmoty, izotermních podmínkách (pokud nejsou úmyslně narušeny), přímém přidávání a odebírání katalyzátoru, čistících účincích kapaliny na katalyzátor a nízkých nákladech na údržbu díky jednoduché konstrukci a nepřítomnosti pohyblivých částí.“



2 Rešeršní část – kapitoly 2 až 7

2.1 Úvod k rešeršní části

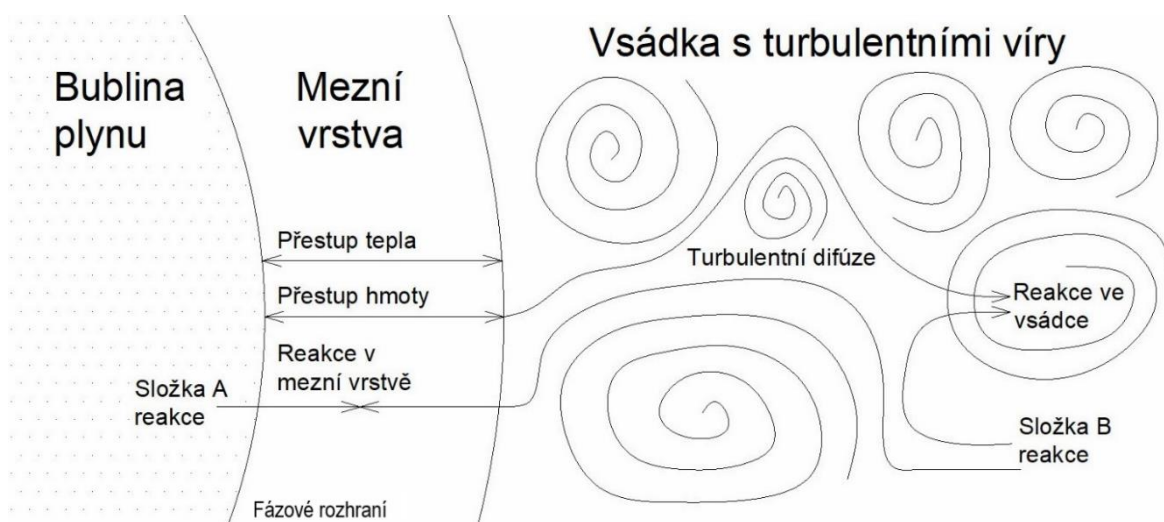
V rešeršní části se zaměřím na přímý přestup tepla mezi kapalinou a plynem, který v literatuře není výrazně studován. Byly nalezeny pouze dvě publikace, které se tomuto problému věnují v teoretické a experimentální rovině a jedna publikace věnující se simulacím. Autoři věnující se teoretické a experimentální rovině jsou Guy a kol. [5] a Uysal a kol. [6] a autoři věnující se simulacím jsou Panicker a Fox [7]. Přestup tepla mezi kapalinou a plynem obvykle doprovází veškeré pochody, nejen v probublávaných, ale i absorpčních a destilačních kolonách.

U přestupu tepla v probublávaných kapalinách existují dva přístupy, ale obvykle se jedná o jejich kombinaci. Těmito přístupy jsou: 1) Bilanční výpočet kolony, ve kterém je nutné kontrolovat parametry vstupujících a vystupujících proudů. Jde o výpočet simultánního sdílení přestupu tepla a hmoty. Tento výpočet je důležitý nejen pro návrh kolony, ale pro vyhodnocení měření. Předpokladem je známý objemový součinitel přestupu tepla, α , i případný objemový součinitel přestupu hmoty, $k_L a$; 2) Stanovení kritériální rovnice (či údajů) pro výpočet objemového součinitele přestupu tepla, α .

Abychom přestup tepla mezi kapalinou a plynem dokázali kvantifikovat, zaměřil jsem se na rešerši klíčových vlastností dvoufázových systémů, které mají na přestup tepla mezi kapalinou a plynem nejvýznamnější vliv. Jednou z nejdůležitějších vlastností systému je vlastní tvorba bublin, která je komentována v části 2.1. Dalšími významnými vlastnostmi jsou hydrodynamika systému a zádrž. Rešerši jsem zaměřil na přestup tepla mezi probublávanou kapalinou a teplonosným elementem nebo stěnou kolony. Vzhledem k analogii mezi přestupem hmoty a tepla na základě Chilton Colburnovy teorie jsem se dále zaměřil na rešerši přestupu hmoty mezi kapalinou a plynem, který je naopak hojně studován, ve víře, že rešerše přinese potřebné poznatky a inspiraci. Rešeršní část reprezentují kapitoly 2 až 7, od části 10 se jedná o vlastní práci o dosažených poznatcích.

3 Dvofázové systémy kapalina – plyn v probublávaných kolonách

Dvofázový systém kapalina-plyn je vytvořen dispergací plynu pomocí distributoru plynu a vlivem disipace energie v průběhu proudění směsi bublin a kapaliny. Přenosové mechanismy na fázovém rozhraní bublina plynu-kapalina přes mezní vrstvu můžeme vidět na obrázku 3-1 (zdroj: Besagni a kol. [2], přeloženo a upraveno). Mechanismům zobrazeným na tomto obrázku však oponují přenosové jevy uvnitř bubliny, které autoři nezohledňují. Kantarci a kol. [1] uvádí: „I když je konstrukce probublávaných kolon jednoduchá, přesná a úspěšná konstrukce a její scale-up a vyžaduje lepší porozumění dynamiky vířivých toků a jejich vlivům.“ Ve dvofázových systémech se autoři zaměřují na určení především těchto parametrů: zádrž, mimovrstvové rychlosti plynu, specifického mezifázového povrchu a hydrodynamického režimu toku a jejich vlivu na operační parametry systémů.



Obr. 3-1: Přenosové mechanismy na vnější straně rozhraní bublina-kapalina (upraveno a přeloženo, zdroj: Besagni a kol. [2])

3.1 Distribuce a tvary bublin

Kantarci a kol. [1] uvádí, že „distribuce bublin, jejich vliv na zádrž a rychlosti stoupání v koloně mají významný vliv na změnu hydrodynamiky a na koeficienty přenosu tepla a hmoty v probublávaných kolonách“ a také, že „bylo zjištěno, že průměrná velikost bublin v koloně je ovlivněna mezifázovou rychlostí plynu, fyzikálními vlastnostmi kapaliny, distributorem plynu, provozním tlakem a průměrem kolony. Rychlost stoupání jedné



bubliny plynu závisí na její velikosti. Velikost bubliny a její vzestupná rychlost bubliny tedy závisí vzájemně jedna na druhé a jsou ovlivněny stejnými parametry.“ Bouaifi a kol. [8] tvrdí: „Studování velikosti bublin je velmi užitečné pro lepší pochopení mechanismů dispergace plynu v kapalině. Velikost bublin má také přímý vliv na zádrž plynu a velikost mezifázového povrchu, takže je dobrým kritériem pro hodnocení účinnosti probublávaných kolon.“

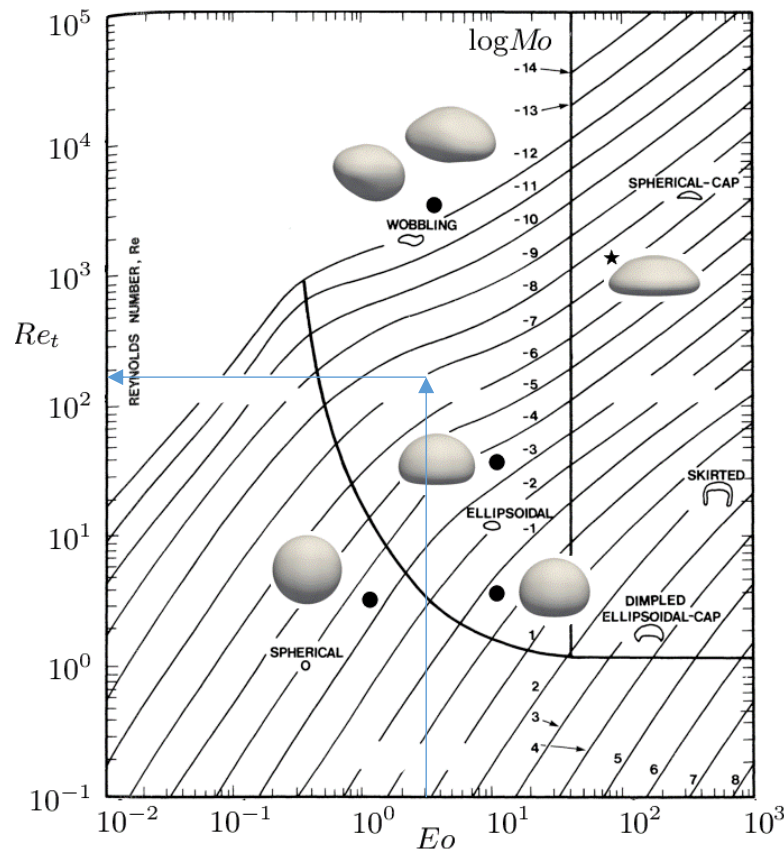
Besagni a kol. [2] tvrdí, že „pro pochopení a modelování dynamiky proudění a přenosu hmoty má zásadní význam pro porozumění vlastností bublin, rozložení jejich velikostí a tvarů a stoupající rychlosti.“ A dále tvrdí, že: „Podle názoru dalších autorů je stabilizace / destabilizace homogenního režimu, a přechodu z jednoho režimu do druhého, způsobena změnami v distribuci rozměrů bublin. Variace distribuce velikostí bublin patří mezi hlavní důvody vlivu provozních parametrů na přechod mezi hydrodynamickými režimy. Vedle distribuce velikosti bublin by měl být zvážen i tvar bublin, které se mění v čase a s výškou kolony.“ Besagni navíc určuje, že „tvar a velikost fázového rozhraní jsou důležité pro správnou charakterizaci vícefázových toků a děje v nich se odehrávajících (tj. přenos tepla a hmoty na rozhraní a validace v CFD).“

Schafer a kol. [9] určuje pro distribuci především tři faktory: „Primární distribuce velikosti bublin určuje velikost bublin v oblasti distributoru plynu a závisí na designu a materiálu distributoru, kapalně fázi a provozních podmínkách. V závislosti na náchylnosti systému ke koalescenci a rozpadu bublin dosahují bubliny po různých dobách stoupání, které závisí hlavně na provozních podmínkách a vlastnostech kapalně fáze, stabilní distribuce velikosti bublin. Pro velké počáteční průměry bublin je dominantní rozpad bublin a pro malé průměry koalescence.“

Besagni a kol. [2] určuje následující parametry jako určující pro tvar bublin: stoupavá rychlost bubliny, u_r , ekvivalentní průměr bubliny, d_e , rozdíl hustot fází, $\Delta\rho = (\rho_L - \rho_g)$, dynamická viskozita kapaliny, μ_L , dynamická viskozita plynné fáze, μ_g , povrchové napětí, σ , a gravitační zrychlení, g .

Bouaifi a kol. [8] udává, že „střední průměr bublin závisí na typu distributoru plynu a celkové disipované energii.“ Dle Ohnuki a Akimoto [10] je pro distribuci a tvar bublin důležitý především typ distributoru. O tvaru bublin rozhodují především hodnoty Eötvösova a Mortonova čísla. Na obr. 3-2 je vidět schéma tvaru bublin a kapek v nerušeném gravitačním poli při průtoku čistými tekutinami, které vytvořil Krull a kol. [11] podle dat z

Clift a kol. [12]. Schéma na obr. 3-2 lze použít pro odhad přibližného tvaru bubliny i k získání stoupavé rychlosti bubliny, u_r , z Reynoldsova čísla při známém Eötvösově a Mortonově čísle. Krull v tomto schématu vyznačil tvary bublin ze závislosti na Eötvösově, Reynoldsově a Mortonově čísle. Tato bezrozměrná podobnostní čísla jsou komentována dále.



Obr. 3-2: Tvar bublin v závislosti na Eötvösově a Mortonově čísle s možností odečtu Reynoldsova čísla pro odpovídající stoupavou rychlost (Zdroj: Krull a kol. [11], pův. zdroj Clift a kol. [12]).

Eötvösovo (někdy také Bondovo) číslo charakterizuje poměr mezi gravitačními silami a povrchovým napětím mezi dvěma fázemi. Rovnice (3-1-1) je obecně zapsaná rovnice definující Eötvösovo číslo, zatímco rovnice (3-1-2) znázorňuje Eötvösovo číslo pro jednu bublinu v kapalině se zanedbáním hustoty plynu.

$$Eo = \frac{g \cdot \Delta\rho \cdot L^2}{\sigma} \quad (3-1-1)$$

$$Eo = \frac{g\rho_L d_b^2}{\sigma} \quad (3-1-2)$$

Mortonovo číslo je definováno rovnicí (3-1-3), pro bubliny se zanedbatelnou hustotou vůči kapalně fázi lze Mortonovo číslo zjednodušit na rovnici (3-1-4).



$$Mo = \frac{g(\rho_L - \rho_g)\mu_L^4}{\rho_L^2\sigma^3} \quad (3-1-3)$$

$$Mo = \frac{g\mu_L^4}{\rho_L\sigma^3} \quad (3-1-4)$$

Reynoldsovo číslo v tomto případě charakterizuje poměr mezi setrvačnými silami a viskozitou pro bubliny plynu stoupající v kapalině v gravitačním poli v rovnici (3-1-5).

$$Re = \frac{\rho_L u_r d_b}{\mu_L} \quad (3-1-5)$$

Pro popis hydrodynamických jevů se často v literatuře objevuje Weberovo číslo, které je definováno jako poměr hybnosti bubliny plynu (setrvačné síly) k síle povrchového napětí okolní tekutiny. Weberovo číslo lze také vyjádřit pomocí předchozích bezrozměrných čísel, jak je ukázáno v rovnici (3-1-6).

$$We = \frac{d_b \rho_L u_r^2}{\sigma} \quad (3-1-6)$$

3.1.1 Průměr bublin

Z obrázku 3-2 je vidět, že bubliny v koloně mohou nabývat různých tvarů od kulatých, přes eliptické až po sféricky šálkové a tyto tvary mohou často měnit. V ideálním případě, pokud bychom v koloně měli jen sférické bubliny, platí rovnice (3-1-7) pro výpočet průměru bubliny, d_b , z jejího objemu.

$$d_b = \sqrt[3]{\frac{6V_b}{\pi}} \quad (3-1-7)$$

K popisu velikosti bublin a distribuce jejich velikostí se využívá několik různých průměrů lišících se definicí – průměr bubliny, d_{be} (také průměr ekvivalentní koule), Sauterův střední průměr („Sauter mean diameter“), d_{b32} , a modus velikosti bublin, d_{mf} . Dle Mohaghegiana a kol. [13] pro Reynoldsovo číslo větší než 500, platí poměr průměrů: $d_{b32} > d_{be} > d_{mf}$; a pro Reynoldsovo číslo menší než 500, platí poměr průměrů: $d_{b32} > d_{mf} > d_{be}$.

Dle Mohaghegiana a kol. [13] je: „Sauterův střední průměr, d_{b32} , citlivý na úhel a průměr vstřikovací trysky, ale relativně necitlivý na rychlost vstřikování plynu (s výjimkou případů, kdy není průtok uvnitř vstřikovací trubice stabilizovaný) a na průměr kolony, a



naopak modus velikosti bublin, d_{mf} , je relativně necitlivý na rychlost vstřikování plynu, průměr vstřikovací trysky, úhel trysky a průměr kolony.“

Sauterův střední průměr bubliny d_{b32} („Sauter mean diameter“) je definován vztahem (3-1-8). Pro stejně velké kulové bubliny se Sauterův průměr bubliny rovná jejich průměru.

$$d_{b32} = \frac{\sum n_i d_{bi}^3}{\sum n_i d_{bi}^2} \quad (3-1-8)$$

V případě fotografické metody se obvykle měří dva rozdílné průměry (např. Garcia-Salas [14]). U každé bubliny jsou změřeny dva průměry, větší „ a_e “ a menší „ b_e “. Objem jedné bubliny lze poté spočítat jako objem elipsoidu dle rovnice (3-1-9). V případě jedné eliptické bubliny pro výpočet ekvivalentního průměru, d_{be1} , Bouaifi a kol. [8] použil rovnici (3-1-10). a Mohaghegian a kol. [13] použil rovnici (3-1-11), kde A je promítnutá plocha v rovině měření a B je poměr největšího naměřeného průměru k nejmenšímu.

$$V_b = \frac{4}{3} \pi \left(\frac{a_e}{2}\right) \left(\frac{b_e}{2}\right)^2 \quad (3-1-9)$$

$$d_{be1} = (a_e^2 b_e)^{1/3} \quad (3-1-10)$$

$$d_{be1} = \sqrt{\frac{4AB}{\pi}} \quad (3-1-11)$$

Z rovnic (3-1-10) a (3-1-11) střední ekvivalentní průměr spočítáme tak jako v rovnici (3-1-12). střední ekvivalentní průměr d_{be} lze vypočítat pomocí aritmetického průměru, kde d_{be1} je ekvivalentní průměr jedné naměřené bubliny a n je celkový počet bublin.

$$d_{be} = \frac{\sum_{i=1}^n d_{be1}}{n} \quad (3-1-12)$$

Rozdíl mezi ekvivalentním průměrem a Sauterovým středním průměrem závisí na distribuci velikostí bublin.

Pro výpočet průměru bubliny v rovnicích (3-1-8) až (3-1-11) se používá měřících technik, které jsou schopné změřit přímo tento průměr. Teoreticky lze průměr bubliny vyjádřit Kolmogorovou [15-18] nebo Calderbankovou [19] teorií:



- 1) Kolmogorovova teorie vyjadřuje průměr bublin rovnicí (3-1-13).

$$d_b = C_1 \frac{\sigma^{3/5}}{\rho_L^{3/5} \cdot \epsilon^{2/5}} \quad (3-1-13)$$

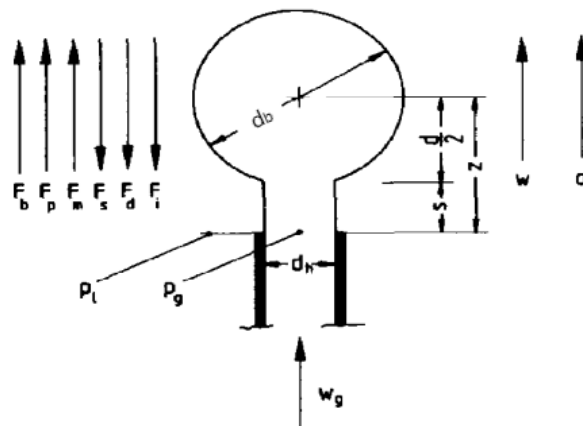
- 2) Calderbankova teorie vyjadřuje průměr bublin rovnicí (3-1-14).

$$d_b = C_2 \frac{\sigma^{3/5}}{\rho_L^{3/5} \cdot \epsilon^{2/5}} \epsilon_g^{1/2} \quad (3-1-14)$$

Gaddis a Vogelpohl [20] přišli s teorií formování bubliny v klidných kapalinách pod konstantními průtoky plynu a nízkými tlaky plynu. Teorie platí pro homogenní hydrodynamický režim i pro velmi nízké a vysoké viskozity a je založena na rovnováze sil působících na bublinu plynu, jak je vidět na obr. 3-3 a vyjádřeno v rovnici (3-1-15).

$$F_b + F_m + F_p = F_s + F_d + F_i \quad (3-1-15)$$

Ke F_b je vztaková síla, F_m je síla od hybnosti plynu, F_p je tlaková síla, F_s je síla povrchového napětí, F_d je odporová hydrodynamická síla a F_i je setrvačná síla. Pro nízké rozdíly tlaků mezi kapalinou a plynem se tlaková síla dá zanedbat.



Obr. 3-3: Sférická bublina připojená k hrdlu přes válcový krček
(Zdroj: Gaddis a Vogelpohl [20])

Z této rovnice Gaddis a Vogelpohl [20] dále odvodili rovnici (3-1-16) s parametry C_1 , C_2 a C_3 dle rovnic (3-1-17), (3-1-18) a (3-1-19). Tato rovnice popisuje tři oblasti dle maximálního průměru otvoru, $d_{h,max}$, (odpovídající bublině o průměru $d_b = d_h$), v distributoru plynu podle rovnice (3-1-20), jak je vidět na obr. 3-4.



$$d_b^3 = C_1 + \frac{C_2}{d_b} + \frac{C_3}{d_b^2} \quad (3-1-16)$$

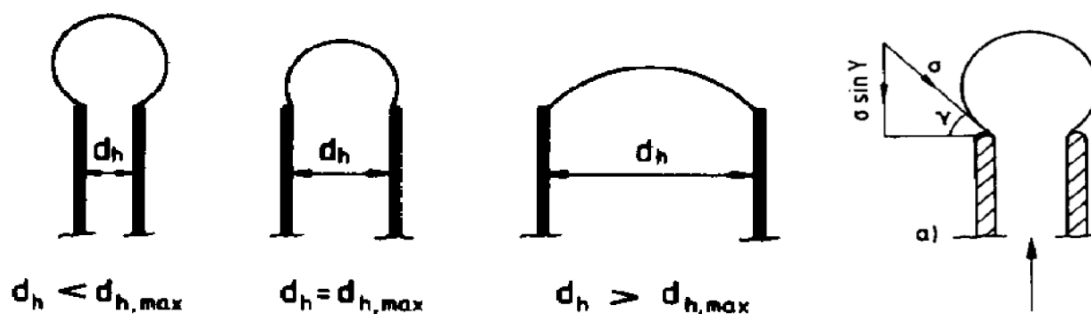
$$C_1 = \frac{6d_h\sigma}{(\rho_l - \rho_g)g} \left(1 - \frac{We}{4}\right) \quad (3-1-17)$$

$$C_2 = \frac{81\mu\dot{V}}{\pi(\rho_l - \rho_g)g} \quad (3-1-18)$$

$$C_3 = \left(\frac{135}{4\pi^2} + \frac{27\rho_g}{\pi^2\rho_l}\right) \frac{\rho\dot{V}_g^2}{(\rho_l - \rho_g)g} \quad (3-1-19)$$

$$d_{h,max} = \left(\frac{6\sigma}{\rho g}\right)^{1/2} \quad (3-1-20)$$

Obr. 3-4 znázorňuje tvar bublin v okamžiku rovnováhy mezi silou povrchového napětí a vztlakovou silou pro různé průměry otvorů v distributoru plynu, d_h , v závislosti na maximálním průměru otvoru v distributoru plynu, $d_{h,max}$, určeném dle rovnice (3-1-20). V závislosti na velikosti otvoru k maximálnímu průměru otvoru v distributoru plynu, $d_{h,max}$, lze řešení oblastí velikosti bublin rozdělit na tři oblasti: 1) $d_h < d_{h,max}$, 2) $d_h = d_{h,max}$ a 3) $d_h > d_{h,max}$.



Obr. 3-4: Tvar bublin v okamžiku rovnováhy mezi silou povrchového napětí a vztlakovou silou pro různé průměry otvorů v distributoru plynu (Zdroj: Gaddis a Vogelpohl [20])

Obr. 3-5: Vliv úhlu smáčení na sílu povrchového napětí ve směru toku plynu (Zdroj: Gaddis a Vogelpohl [20])

1) $d_h < d_{h,max}$

Pokud je průměr otvoru v distributoru plynu, d_h , menší než maximální průměr otvoru v distributoru plynu, $d_{h,max}$, spočte se dle Gaddis a Vogelpohl [20] velikost vzniklé bubliny podle rovnice (3-1-21). V této rovnici je γ úhel povrchového napětí v bodě otvor-kapalina-plyn při odtržení bubliny, jak je vidět na obr. 3-5. Tato oblast odpovídá především malým otvorům v distributoru plynu, vysokým viskozitám a nízkým průtokům plynu.



$$d_b = \left(\frac{6d_h\sigma}{\rho g}\right)^{\frac{1}{3}}, \text{ respektive } d_b = \left(\frac{6d_h\sigma \cdot \sin\gamma}{\rho g}\right)^{\frac{1}{3}} \quad (3-1-21)$$

2) $d_h = d_{h,max}$

Pokud je průměr otvoru v distributoru plynu, d_h , roven maximálním průměru otvoru v distributoru plynu, $d_{h,max}$, spočte se dle Gaddis a Vogelpohl [20] velikost vzniklé bubliny dle rovnice (3-1-22), nebo jak tento vztah navrhl Davidson a Schuler [21] dle rovnice (3-1-23).

$$d_b = \left(\frac{81v\dot{V}_g}{\pi g}\right)^{1/4} \quad (3-1-22)$$

$$d_b = \left(\frac{90v\dot{V}_g}{\pi g}\right)^{1/4} \quad (3-1-23)$$

3) $d_h > d_{h,max}$

Pokud je průměr otvoru v distributoru plynu, d_h , větší než maximální průměru otvoru v distributoru plynu, $d_{h,max}$, spočte se dle Gaddis a Vogelpohl [20] velikost vzniklé bubliny podle rovnic uvedených v tabulce 3-1. Tato oblast platí především pro nízkoviskózní kapaliny a vysoké průtoky plynu.

Tab. 3-1: Korelace pro případ $d_h > d_{h,max}$.

Autoři	Korelace
Gaddis a Vagapoel [20]	$d_b = 1,28 \left(\frac{\dot{V}_g^2}{g}\right)^{1/5}$
Davidson a Schuler [21]	$d_b = 1,38 \left(\frac{\dot{V}_g^2}{g}\right)^{1/5}$
Van Krevelen a Hoftijzer [22]	$d_b = 1,49 \left(\frac{\dot{V}_g^2}{g}\right)^{1/5}$
Davidson a Harrison [23]	$d_b = 1,295 \left(\frac{\dot{V}_g^2}{g}\right)^{1/5}$
Kumar a Kuloor [24]	$d_b = 1,23 \left(\frac{\dot{V}_g^2}{g}\right)^{1/5}$



Z těchto dat poté Gaddis a Vogelpohl [20] aproximovali rovnicí (3-1-24) platnou pro celý homogenní režim s různými viskozitami a průtoky plynu. Tato rovnice je společně s dalšími získanými z literatury v tabulce v části 3.1.4.

$$d_b = \left[\left(\frac{6d_h\sigma}{\rho g} \right)^{4/3} + \left(\frac{81v\dot{V}_g}{\pi g} \right) + \left(\frac{135\dot{V}_g^2}{4\pi^2 g} \right)^{4/5} \right]^{1/4} \quad (3-1-24)$$

Eliptické bubliny

Speciálně tvar eliptických bublin lze charakterizovat pomocí poměru stran a_e a b_e dle Clift a kol. [12] rovnicí (3-1-25) nebo dle Wichterle a kol. [25] rovnicí (3-1-26).

$$\frac{a_e}{b_e} = 1 + 0,163Eo^{0,757} \text{ pro } Eo < 40, \quad Eo = \frac{g \cdot \Delta\rho \cdot d_b^2}{\sigma} \quad (3-1-25)$$

$$\frac{a_e}{b_e} = 1 + 0,185Eo^{0,80} \text{ pro } Eo < 40, \quad Eo = \frac{g \cdot \Delta\rho \cdot d_b^2}{\sigma} \quad (3-1-26)$$

Wichterle a kol. [25] se dále zabýval určením odporového součinitele pro středně velké bubliny, kulaté až eliptické v lehce kontaminovaných, nízko až středně viskózních vsádkách a přišel s rovnicí (3-1-27) pro střední součinitel odporu bublin, C_D .

$$C_D = 0,365Re^{0,143}(1 + 0,095Eo^{0,75}) \text{ pro } 1 < Eo < 40, Re > 30 \quad (3-1-27)$$

3.1.2 Vliv jednotlivých parametrů na distribuci a tvar bublin

Dle Kumara a kol. [26] při homogenním režimu velikost a rovnoměrnost bublin závisí „na vlastnostech kapaliny, distributoru plynu a průměru kolony“ a při heterogenním režimu „závisí na distributoru plynu, průměru kolony a fyzikálních vlastnostech kapaliny“. Kantarci a kol. [1] k tomu dodávají, že „průměrná velikost bublin v koloně je ovlivněna především mimovrstvovou rychlostí plynu, vlastnostmi kapaliny, distributorem plynu, tlakem v systému a průměrem kolony. Rychlost stoupaní jedné bubliny plynu závisí na její velikosti. Velikost a vzestupná rychlost bubliny tedy závisí na sobě a jsou ovlivněny stejnými parametry.“

3.1.2.1 Vliv rozměrů kolony

Vlivu průměru kolony na hydrodynamický režim se hlouběji věnuje například Růžička a kol. [27], který tvrdí: „V literatuře lze nalézt mnoho výsledků o vlivu rozměrů kolony, protože tato informace je nezbytná pro návrh provozních zařízení. Rozměry kolony jsou



obvykle vyjádřeny průměrem kolony, d_c , výškou kolony (*pozn. aut. - užívá se výška kapaliny v koloně*), h_c , a poměrem výšky a průměru kolony, AR (*Aspect Ratio*). Tyto výsledky se týkají heterogenního režimu, s nímž se v praxi běžně setkáváme, s mnoha užitečnými korelacemi pro zádrž.“

Dle Růžičky a kol. [27] byla publikována pouze dvě kritéria pro závislost poměru výšky a průměru kolony, AR , na velikost bublin a zádrži: Dle Shnip a kol. [28] byla nalezena rovnice (3-1-28) a dle Růžičky a Thomase [29, 30] byla nalezena rovnice (3-1-29).

1) Shnip a kol. [28]

$$\frac{2g}{\Delta p J' u_0} < \left(\frac{\pi}{d_c}\right) \frac{\sinh(\pi \cdot AR)}{\cosh(\pi \cdot AR) - 1} \quad (3-1-28)$$

2) Růžička a Thomas [29, 30]

$$\varepsilon_g < \varepsilon_{gc} = \frac{\nu k Ra_c^\infty + f(AR)}{g h^3} \quad \left(Ra_c^\infty = \frac{g \varepsilon_{gc} h^3}{\nu k} \right) \quad (3-1-29)$$

V rovnici (3-1-29) je k dynamická difuzivita probublávané vrstvy, Ra_c^∞ je kritické Rayleighovo číslo a $f(AR)$ je korekce k Raighleiově číslu, která musí být zjištěna experimentálně.

Růžička [29] srovnal experimentálně získaná data pro průměry kolon 0,14; 0,29 a 0,4 m a výšku hladiny mezi 0,1 m a 1,2 m a došel k výsledku, že samotný poměr výšky a průměru kolony, AR , není dostatečný k popsání vlivu rozměrů kolony na hydrodynamický režim. A dále, že tato dvě kritéria stability jsou použitelná pro přechod z homogenního do heterogenního režimu pro různé výšky a průměry probublávaných kolon. Růžička došel k závěru, že „větší velikost kolony má nepříznivý vliv na stabilitu homogenního režimu a pomáhá přesunu k přechodnému režimu“.

3.1.2.2 Vliv mimovrstvové rychlosti plynu

Dle Mohaghegian a kol. [13] se se zvyšující se mimovrstvovou rychlostí snižuje střední průměr, d_{b32} , zatímco modus velikosti bublin, d_{mf} se mírně zvyšuje. Schafer [9] pro zvyšující se mimovrstvovou rychlost zjistil zvyšující se hustotu bublin ve vsádce, čímž se zvyšuje jejich nucená koalescence a tím střední velikost bublin.



3.1.2.3 Vliv distributoru plynu (aerátoru)

Dle Mohaghegiana a kol. [13] je „průměr otvoru v distributoru jedním z klíčových parametrů, které modifikují distribuci velikostí bublin, zejména v homogenním režimu účinkem na proces tvorby bublin.“

Více informací je komentováno v části 3.4.2.3 zaobírající se vlivem distributoru plynu na zádrž.

3.1.2.4 Vliv fyzikálních vlastností kapaliny

Akita a Yoshida [31] zjistili pro menší povrchové napětí i menší velikost bublin. Další výzkumy ukázaly různý efekt viskozity na distribuci velikosti bublin, např. Li a Prakash [32] a Schafer a kol. [9]. S vysvětlením různorodosti výsledků v podobě duálního efektu viskozity přišli Besagni a kol. [33], kteří zkoumali vliv viskozity na celkovou zádrž (viz část 3.4.2.6).

Luo a kol. [34], Fan a kol. [35] a Idogawa a kol. [36] zjistili pro vyšší hustoty kapaliny zmenšující se střední průměr bublin, což vysvětlili jejich zvýšeným rozpadem. Schafer a kol. [9] k tomu dodává: „Zvýšení tlaku vede k vyššímu rozpadu bublin v důsledku zvýšení hustoty plynu, která způsobuje větší setrvačnost plynu ve fluktuující bublině. Povrchové napětí se v provedeném experimentu při tlacích 1 a 45 bar sníží jen o 5,4 %, a proto má téměř zanedbatelný vliv na koalescenci bublin. U shluků bublin kombinovaný účinek koalescence a rozpadu vede ke zvýšení velikosti bublin. Protože koalescence je téměř neovlivněna tlakem, ale rozpad se s vyšším tlakem zvyšuje, střední velikost bublin se s rostoucím tlakem snižuje. Z experimentů s různými distributory plynu lze vyvodit, že spíše tvoří širší distribuce velikostí stabilních bublin než monodisperzní disperzi.“

3.1.2.5 Vliv tlaku a teploty

Idogawa a kol. [37] a Wilkinson a Dierendock [38] zjistili, že u systémů voda-vzduch se velikost bublin snižuje se zvyšujícím se tlakem v systému. Lin a kol. [39] pro zvyšující se teplotu našel snižující se velikost bublin, naopak Pohorecki [40] naopak nezjistil žádný vliv teploty ani tlaku.

Zvýšení teploty snižuje viskozitu kapaliny i povrchové napětí, zatímco její vliv na hustotu plynu je menší. Z toho vyvodili Schafer a kol. [9]: „Vyšší teplota má tendenci snižovat velikosti bublin, v případě, že provozní tlak je vyšší ve srovnání s tlakem nasycených par a v případě zanedbatelného odpařování. Vysoký tlak dále snižuje velikost bublin v důsledku zvýšení hustoty plynu.“



3.1.2.6 Vliv povrchově aktivních látek

Pro více informací vlivu povrchově aktivních látek na distribuci a tvar bublin odkazují na práci Besagni a kol. [2], kde je tento vliv široce komentován a pro vliv povrchově aktivních látek na zádrž na část 3.4.2.8 této práce.

3.1.3 Měření průměru bublin

Pro zjištění velikosti a tvaru bublin bylo navrženo mnoho různých metod. Nejpoužívanější metodou je stále fotografická (video) metoda včetně různých vylepšení pro odraz a rozptyl světla (Akita a Yoshida [31], Laakkonen a kol. [41], Camarasa a kol. [42], Polli a kol. [43], Tse a kol. [44], Buchholz a Schugerl [45], Mandal a kol. [46]). Tato metoda je nicméně omezena průhledností systému a nízkou zádrží plynu, při které jsou jednotlivé bubliny viditelné a rozlišitelné. Dalšími metodami jsou radiografické metody (viz část 3.4.1.1) a vodivostní (Adler a Schugerl [47]) nebo akustické metody, včetně metod ultrazvukových (Boyd a Varley [48]). Často používanou metodou je technika se sací kapilární sondou (používají např. Alves a kol. [49] nebo Laakkonen a kol. [50]). Pokročilou metodu snímkování pomocí laserem indukované fluorescence využívá Busciglio a kol. [51, 52]. Přehled měřících technik lze dále nalézt v Boyer a kol. [53].

3.1.4 Korelace pro výpočet velikosti bubliny při odtržení se z otvoru distributoru plynu

V tabulce 3-2 jsou vybrané vzorce pro vypočtení průměru a objemu bubliny při odtrhnutí se z otvoru distributoru plynu.



Tab. 3-2: Vybrané vzorce pro vypočtení průměru a objemu bubliny při odtrhnutí od otvoru (částečně převzato z Kantarci a kol. [1], upraveno a doplněno). Pokud není uvedeno jinak, autoři neuvádí informace o distributoru.

Autoři	Rok	Korelace
Leibson a kol. [54]	1956	$d_b = 0,18 d_h^{0,48} Re_h^{0,32}$ $Re_h = \frac{4\dot{V}_g \rho_g}{\pi d_h \mu_g} \dots \text{Reynoldsovo číslo v otvoru}$
Kumar a Kuloor [24]	1970	$V_b = \left(\frac{4\pi}{3}\right)^{1/3} \left(\frac{15\mu_L \dot{V}_g}{2\rho_L g}\right)^{3/4}$
Miller [55]	1974	$d_b = \left[\frac{6\sigma d_h}{g(\rho_L - \rho_g)}\right]^{1/3}$ <p>Platí pouze pro nízké průtoky plynu</p>
Bhavaraju a kol. [56]	1978	$\frac{d_b}{d_h} = 3,23 \cdot \left(\frac{4\rho_L \dot{V}_g}{\pi \mu_L d_h}\right)^{-0,1} \left(\frac{\dot{V}_g^2}{d_h^5 g}\right)^{0,21}$
Joshi a Sharma [57]	1979	$d_b = 4,15 \frac{\sigma^{0,6}}{\left(\frac{P_g}{V_L}\right)^{0,4} \rho_L^{0,2}} + 9 \cdot 10^{-4}$ $p_g = \dot{V}_g p_h \ln \frac{P_h}{P_s}$ <p>P_h... tlak na povrchu distributoru plynu P_s... tlak na hladině míchadlo - diskové</p>
Moo-Young a Blanch [58]	1981	$d_b = 0,19 d_h^{1/2} Re_h^{1/3}$ <p>pro $Re < 2000$</p>
Gaddis a Vogelpohl [20]	1985	$d_b = \left[\left(\frac{6d_h \sigma}{\rho g}\right)^{4/3} + \left(\frac{81v\dot{V}_g}{\pi g}\right) + \left(\frac{135\dot{V}_g^2}{4\pi^2 g}\right)^{4/5} \right]^{1/4}$
Bouaifi a kol. [8]	2001	$d_b = 16 \cdot 10^{-3} (P_g/V_L)^{-0,23}$ Perforovaný plech $d_b = 2,15 \cdot 10^{-3} (P_g/V_L)^{0,16}$ Porózní plech $d_b = 2,79 \cdot 10^{-3} (P_g/V_L)^{0,08}$ Membrána P_g ... dispergovaná energie do kapaliny (W) V_L ... objem kapaliny (m ³)
Pohorecky a kol. [59]	2001	$d_b = 0,001658 u_g^{-0,12}$ <p>Systém dusík/ cyklohexan</p>



3.2 Charakteristiky probublávaných kolon

3.2.1 Zadrž

Hlavními faktory ovlivňujícími zadrž jsou mimovrstvová rychlost plynu, u_g , stoupavá rychlost plynu, u_r , vlastnosti kapaliny, rozměry kolony, teplota, tlak, distributor plynu a případně vlastnosti pevné fáze. Zadrž je jedním z nejdůležitějších parametrů probublávané vrstvy, proto se jí více budu věnovat v kapitole 3.4.

3.2.2 Mimovrstvová rychlost plynu

Důležitým parametrem pro popis probublávaných kolon, který je snadno měřitelný, je mimovrstvová rychlost. Mimovrstvová rychlost plynu je teoretická rychlost, kdy se předpokládá, že plynná fáze zabírá celou plochu průřezu kolony. Mimovrstvová rychlost plynu, u_g , vyjadřuje rychlost plynu ve volném průřezu definovanou vztahem (3-2-1). Dle prakticky všech korelací pro výpočet zadrž získaných z literatury a uvedených v části 3.4.3 je zadrž závislá především na mimovrstvové rychlosti plynu.

$$u_g = \frac{\dot{V}_g}{S} \quad (3-2-1)$$

Vedle mimovrstvové rychlosti plynu je možné teoreticky definovat i mimovrstvovou rychlost kapaliny, případně i pevné fáze, které je možné vyjádřit obdobně rovnicemi (3-2-2) a (3-2-3).

$$u_L = \frac{\dot{V}_L}{S}, \quad u_s = \frac{\dot{V}_s}{S} \quad (3-2-2), (3-2-3)$$

3.2.3 Mezifázový povrch

Mezifázový povrch je možné vyjádřit absolutně jako celkový povrch mezi fázemi nebo jako specifický mezifázový povrch, tj. povrch bubliny vztahený k objemu celé kapaliny. Pro určení objemového součinitele přestupu tepla a hmoty v systémech kapaliny-plyn se obvykle uvažuje specifický mezifázový povrch mezi bublinami plynu a kapalinou. Pro přestup hmoty z bublin do kapaliny je obvykle rozhodující odpor vůči přestupu hmoty v kapalně fázi, a proto se nejčastěji uvádí součin součinitele přestupu hmoty v kapalně fázi a specifického mezifázového povrchu $k_L a$ (více část 5). Autoři převážně provádí experimenty, ze kterých současně vyhodnocují průměr bubliny a součinitel přestupu hmoty, tedy měří celkovou hodnotu objemového součinitele přestupu hmoty, $k_L a$. Joshi



[60] toto měření doporučuje z důvodu zajištění stejného složení kapaliny a stejných provozních podmínek během měření. Dle Calderbanka [19], Laakkonena a kol. [41] a Busciglia a kol. [51] závisí mezifázový povrch na distribuci bublin a zadržích a může se výrazně lišit v jednotlivých částech probublávané kolony. Shah a kol. [61] tvrdí, že mezifázový povrch „závisí na velikosti, provozních parametrech a fyzikálních a chemických vlastnostech kapaliny.“ Dle Bouaifihho a kol. [8] mezifázový povrch závisí na „podmínkách probublávání, průtoku plynu, zadržích plynu a velikosti bublin a tím na celkové disipované energii v koloně, která je závislá především na použitém distributoru plynu.“ V literatuře se běžně uvádí vztah mezi specifickým mezifázovým povrchem, zadržím a středním průměrem bublin (obecný vztah, bez původního zdroje), který je definován rovnicí (3-2-4).

$$a = \frac{6\varepsilon_g}{d_b} \quad (3-2-4)$$

Ve vztahu 3-2-4 je nutné určit zadrž a střední průměr bublin. Určení průměru bublin bylo ukázáno v části 3.1.1.

Sideman [62] definoval specifický mezifázový povrch jako poměr mezi mimovrstvovou rychlostí a mezní stoupavou rychlostí bubliny, $u_{r\infty}$. Pak lze specifický mezifázový povrch upravit na vztah (3-2-5).

$$a = \left(\frac{6u_g}{d_b \cdot u_{r\infty}} \right) \quad (3-2-5)$$

Mendelson [63] vyjádřil mezní rychlost stoupajících bublin rovnicí (3-2-6).

$$u_{r\infty} = \left(\frac{2,14\sigma}{\rho_L \cdot d_b} + 0,505g \cdot d_b \right)^{0,5} \quad (3-2-6)$$

Akita a Yoshida [31] přišli se vztahem (3-2-7) pro kolony s malými průtoky vzduchu a průměrem do 0,3 m a vztahem (3-2-8) pro větší rozměry kolony a vyšší průtoky plynu.

$$a = \frac{1}{3d_c} \left(\frac{gd_c^2 \rho_L}{\sigma} \right)^{0,5} \left(\frac{gd_c^3}{v_L^2} \right)^{0,1} \varepsilon_g^{1,13} \quad (3-2-7)$$

$$a = \frac{0,23}{d_c} \left(\frac{gd_c^2 \rho_L}{\sigma} \right)^{0,5} \left(\frac{gd_c^3}{v_L^2} \right)^{0,12} \left(\frac{u_g^2}{gd_c} \right)^{1/4} \varepsilon_g \quad (3-2-8)$$

Besagni a kol. [2] dále tuto rovnici ještě rozšířili o poměr šířky a výšky kolony (AR – Aspect Ratio) na rovnici (3-2-9).



$$a = \frac{0,23}{d_c} AR^{-0,3} \left(\frac{gd_c^2 \rho_L}{\sigma} \right)^{0,5} \left(\frac{gd_c^3}{v_L^2} \right)^{0,12} \left(\frac{u_g^2}{gd_c} \right)^{1/4} \varepsilon_g^{0,6136} \quad (3-2-9)$$

Bouaifi a kol. [8] k vyjádření mezifázového povrchu použil celkovou disipovanou energii v kapalině, P_g/V_L , a přišel s rovnicí (3-2-10).

$$a = 0,26 \left(\frac{P_g}{V_L} \right)^{1,08} \quad (3-2-10)$$

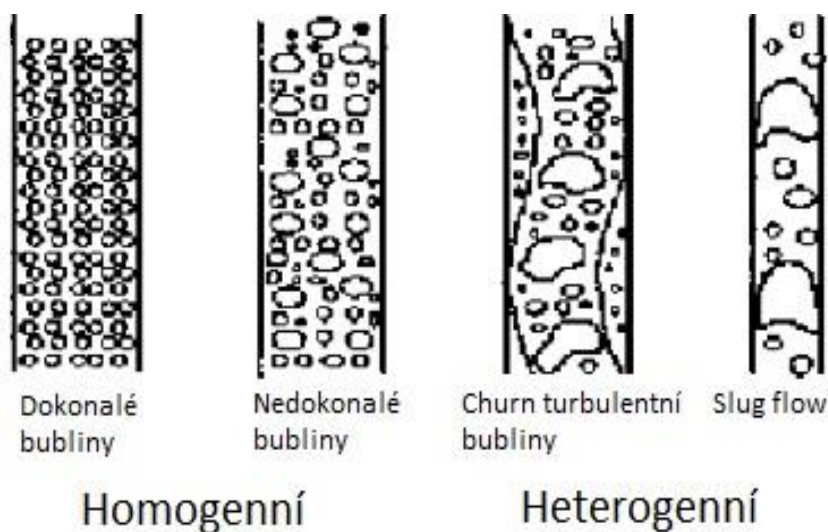
Přímé měření specifického mezifázového povrchu se v literatuře často nevyužívá. Garcia-Salas a kol. [14] tvrdí, že první metoda byla navržena Calderbankem [19] a závisí na optické detekci paprsku světla procházejícím disperzí plynu v koloně. Druhá metoda (Cents a kol. [64]) je založena na využití chemické reakce. Další metodu založenou na simultánním měření zadržky a velikosti bublin na základě neizokinetického přerušování přívodu plynu vyvinuli Garcia-Salas a kol. [14, 65]: „Jakmile je disperze plynu odebrána ze systému, je změřen objem plynu a kapaliny a počet uniklých bublin“. Simultánní měření zadržky a mezifázového povrchu navrhl pomocí anemometrie Kulkarni a kol. [66, 67]. Alves a kol. [49] mezifázový povrch změřili pomocí elektro-optické metody. Chemickou metodu založenou na absorpci oxidu uhličitého do roztoku hydroxidu sodného používají Mandal a kol. [46] a Mohanty a kol. [68]. Laakkonen a kol. [41, 50] a Busciglio a kol. [51] používají ke změření velikosti a distribuce bublin v celém poli kolony a následně je extrapolují na výpočet specifického mezifázového povrchu.

3.3 Hydrodynamické režimy v probublávaných kolonách

Dle prakticky všech autorů závisí experimentální výsledky pro měření zadržky, přestupu hmoty i tepla na hydrodynamickém režimu. V probublávaných kolonách se rozlišují dva základní hydrodynamické režimy, režim homogenních bublin (dále jen homogenní režim) a režim heterogenních bublin (dále jen heterogenní režim) ([69-74 a další]). Růžička a kol. [72] udává, že „v závislosti na distributoru plynu, rozměrech kolony a vlastnostech fází, se oba režimy objevují v jednom zařízení.“ Kantarci a kol. [1] a Thorat a Joshi [75] udávají, že v homogenním režimu „prakticky neexistuje koalescence nebo rozpad bublin a velikost bublin a je téměř úplně závislá na designu distributoru plynu a fyzikálních vlastnostech systému“. Heterogenní režim je naopak charakterizován vysokým průtokem plynu s vysokým rozdílem ve velikostech bublin, často doprovázených rozpadem a koalescencí bublin. Růžička a kol. [72] udává, že „heterogenní režim se objevuje při 1) malých a blízkých otvorech v distributoru plynu při vyšších rychlostech průtoku plynu

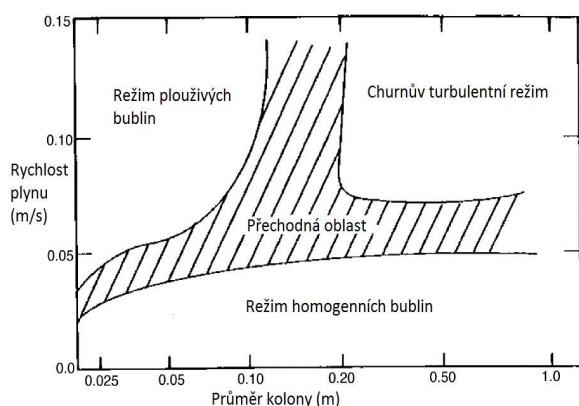


nebo 2) větších otvorech při jakémkoliv průtoku plynu“. Heterogenní režim se dále dělí na další dva režimy, režim tzv. plouživých bublin (anglicky *slug flow*) a režim turbulentních bublin (anglicky běžně *Churn – turbulent regime* nebo jen *turbulent regime*). Toto dělení je především v závislosti na dalších parametrech, především průměru kolony. Přejít mezi jednotlivými režimy není jednoznačný, a mezi režimy se objevuje tzv. přechodná oblast (anglicky *transition area*). Jednotlivé režimy jsou znázorněny na obr. 3-6.

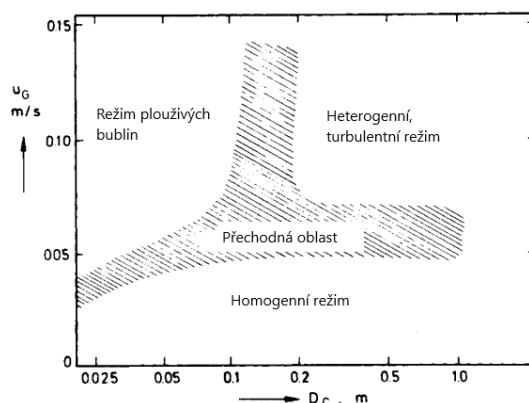


Obr. 3-6: Hydrodynamické režimy v probublávaných kolonách (Zdroj: Kantarci a kol. [1]).

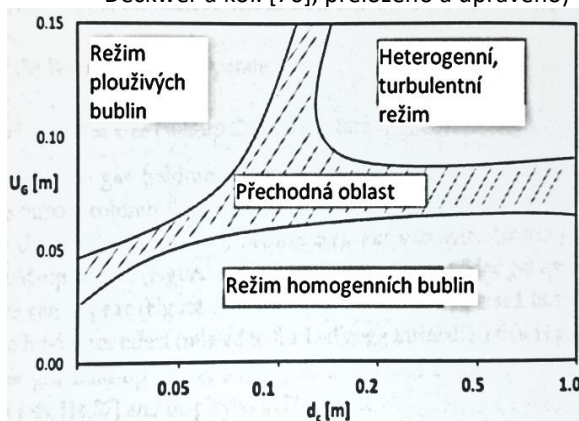
Jednoduchý diagram pro odhadnutí režimu vytvořil poprvé Deckwer a kol. [76] v závislosti na průměru kolony a mimovrstvové rychlosti. Diagram je zobrazen na obr. 3-7. Tento diagram byl vytvořen pro nízkoviskózní kapaliny. Dle Besagniho a kol. [2] je podobných diagramů značné množství a jako základní používaný udává dle Shaha a kol. [61], který je vidět na obrázku 3-8. Besagni tento diagram mírně upravuje a udává diagram znázorněný na obr. 3-9. Tento diagram by vytvořen pro systém voda-vzduch, který se používá jako základní pro další odvozené systémy. Besagni a kol. [2] dále tyto režimy rozšiřuje a udává 5 základních hydrodynamických režimů (Besagni nepočítá přechodný režim mezi nimi), které vycházejí z diagramu dle Zhang a kol. [77] na obr. 3-10. Tento diagram je pro systémy s průtokem obou fází, kde: 1 – diskretní průtok bublin, 2 – dispergovaný průtok, 3 – Režim plouživých bublin (*slug flow*), 4 – Churnův turbulentní (heterogenní) režim, 5 – překlenovací tok, 6 – prstencový tok.



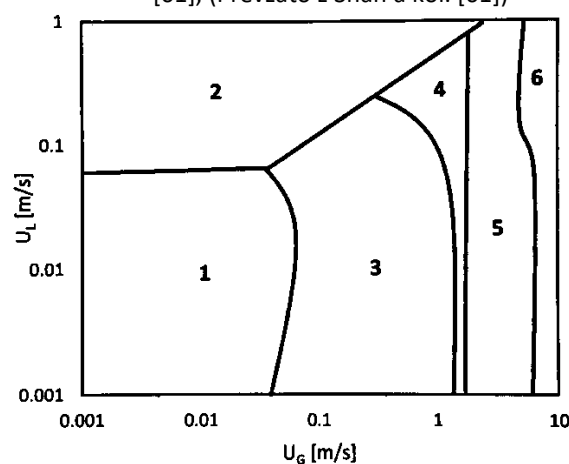
Obr. 3-7: Diagram pro určení hydrodynamického režimu v probublávané koloně dle Deckwer a kol. [76]. (Převzato z Deckwer a kol. [76], přeloženo a upraveno)



Obr. 3-8: Diagram pro určení hydrodynamického režimu v probublávané koloně dle Shah a kol. [61]. (Převzato z Shah a kol. [61])



Obr. 3-9: Diagram pro určení hydrodynamického režimu v probublávané koloně dle Besagni a kol. [2] (Převzato z Besagni a kol. [2])



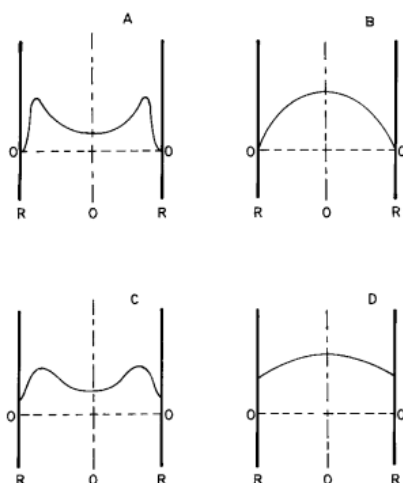
Obr. 3-10: Diagram pro určení režimu bublání v probublávané kontinuálně protékané koloně dle Zhang a kol. [77], převzato z Besagni [2]. 1 – diskretní průtok bublin, 2 – dispergováný průtok, 3 – Režim plouživých bublin (slug flow), 4 – Churnův turbulentní (heterogenní) režim, 5 – překlenovací tok, 6 – prstencový (annulární) tok.

Dle Veery a Joshiho [78] existují celkem 4 různé publikované profily zádrže v průřezu probublávanou kolonou. Tyto profily jsou zobrazeny na obr. 3-11, v němž obr. B a D mají vrchol v centru, zatímco A a C mají vrchol u stěny. Obr. A a B mají u stěny nulovou zádrž, zatímco C a D mají u stěny konečnou hodnotu zádrže. Dle Veera a Joshi [78] profily A a C byly „experimentálně zjištěny a publikovány jen pro malé průměry kolon, do průměru 60 mm ([79-84]), zatímco B a D v celé škále měření.“

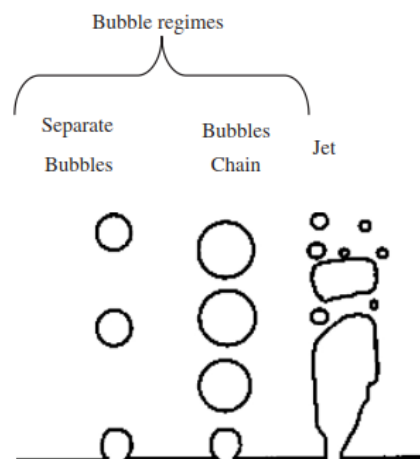
Dle různých autorů (Kantarci a kol. [1], Heijnen a Van't Riet [85] a Camarasa a kol. [42]) hydrodynamický režim závisí také na vstřikování proudu vzduchu. Vzduch může přes



distributor plynu vstupovat jako oddělené samostatné bubliny, provázky bublin nebo jako větší proud, kdy dochází ke tvorbě bublin až ve větší vzdálenosti od distributoru plynu (pokud nepřevládne režim plouzivých bublin). Tyto režimy jsou znázorněny na obr. 3-12.

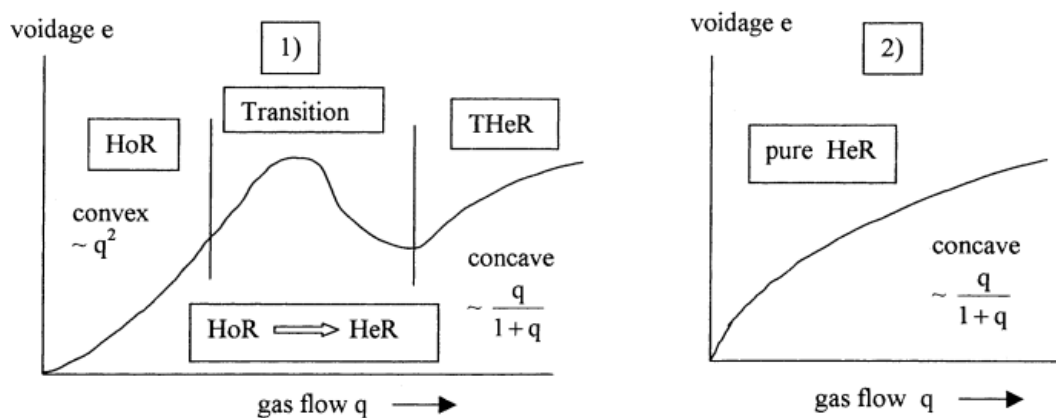


Obr. 3-11: Profily zádrže plynu v probublávaných kolonách (Zdroj: Veera a kol. [78])

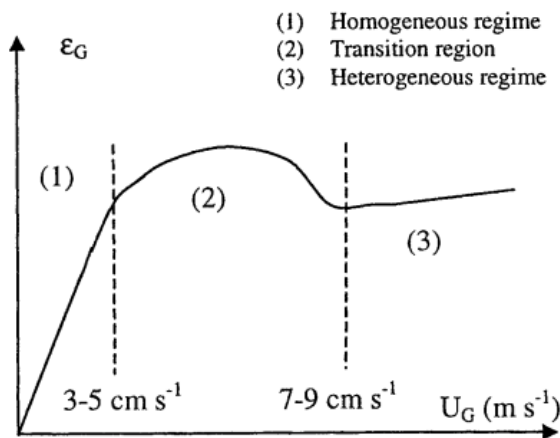


Obr. 3-12: Režimy „vstřiku“ bublin v probublávané koloně. (Převzato z Kantarci a kol. [1], Heijnen a Van't Riet [85] a Camarasa a kol. [42])

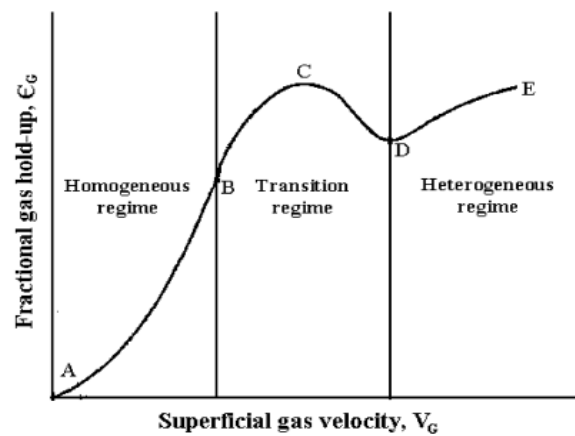
Přechod mezi režimy je obvykle identifikován vizuálním pozorováním, které činí přesné stanovení hranic subjektivní. Přechod mezi fázemi lze vyhodnotit dle závislosti zádrže na průtoku plynu, kterým se mimo jiných zabýval Růžička a kol. [29, 30], který určuje přechod z homogenní (HoR) do heterogenní oblasti (HeR, THeR) podle propadu zádrže v systému, jak je vidět na obrázku 3-13, 3-14 a 3-15 od různých autorů. Na obrázku 3-13 je znázorněn i případ, kdy je již od nízkých hodnot zádrže a průtoku plynu v systému heterogenní režim. Tento případ nastane pro malé průměry kolon.



Obr. 3-13: Závislost zádrž-průtok plynu (zdroj: Růžička a kol. [29, 30], objevuje se i v Zahradník a kol. [74] a Chen a kol. [86])



Obr. 3-14: Závislost zadržky na mezivrstvé rychlosti plynu – různé režimy v koloně dle Vial a kol. (Zdroj: Vial a kol. [73]).



Obr. 3-15: Závislost zadržky na mezivrstvé rychlosti plynu – různé režimy v koloně dle Bhole a Joshi (Zdroj: Bhole a Joshi [87]).

3.3.1 Homogenní režim

Homogenní režim (také bublinový, bublinkový, rovnoměrný, rovnoměrně rozptýlený, laminární) se objevuje u nižších průtoků plynu s distributory plynu s vyšší hustotou menších otvorů. Dle většiny autorů z literatury existuje homogenní režim obvykle do mezivrstvé rychlosti 3 až 6 cm/s se střední velikostí bublin od 2 do 5 mm. Dle publikace Vial a kol. [73] je v běžném systému voda-vzduch s efektivním distributorem plynu homogenní režim garantován do průtoku 3 cm/s . Závislost zadržky na průtoku je lineární, velikosti bublin jsou uniformní, především v příčném směru. Bubliny stoupají prakticky vertikálně s malými oscilacemi, jejich rozložení je rovnoměrné, koalescence a rozpad bublin je minimální, k recirkulaci kapaliny dochází jen mezi jednotlivými bublinami. Velikost bublin a tím i jejich rychlost stoupaní je dána především designem distributoru plynu a fyzikálními vlastnostmi systému.

Besagni a kol. [2] udává: „v mono- a poly- disperzním režimu homogenních bublin existují pouze ‚nekoalescenčně indukované‘ bubliny. Se zvyšující se mimovrstvou rychlostí se počet bublin majících stoupavou tendenci vzhůru zvyšuje a tyto bubliny se hromadí ve středu kolony. V určitém okamžiku tak tento proces vede k formaci ‚koalescenčně indukovaných‘ bublin, obzvlášť v případě použití koalescenčních roztoků. Naopak, v případě použití nekoalescenčních roztoků, se v přechodné oblasti objevují shluky bublin“.



3.3.2 Heterogenní režim

Dle Růžičky [3] existují dva druhy heterogenního režimu (také turbulentní, „Churnův turbulentní“, silně cirkulační). Prvním je „čistě“ heterogenní režim, který se objevuje prakticky od nulových mimovrstvových rychlostí plynu. Druhým je „přechodný“ heterogenní režim, který se objevuje až při vyšších průtocích plynu a větších průměrech kolon (přibližně od 0,15 m) a je obvykle dosahován a provozován u průmyslových zařízení. Dle literatury existuje přechodný heterogenní režim obvykle od mezivrstvové rychlosti 4 až 6 m/s se střední velikostí bublin od 8 mm s velkými rozdíly v jejich distribuci. Růžička [3] tvrdí, že oba tyto režimy „jsou z hydrodynamického hlediska zaměnitelné a experimentálně nerozlišitelné“.

Heterogenní režim je charakterizován vysokou turbulencí v koloně, která má vliv na celkovou recirkulaci kapalné části a průtok plynu. Kantarci a kol. [1] turbulenci vysvětlují, že „toto heterogenní proudění a velké bubliny s krátkou dobou zdržení koalescentují v důsledku vysokého průtoku plynu.“ Koalescence a turbulence v koloně tak způsobují velké rozdíly ve velikosti bublin. Dle Thorat a Joshi [75] je „průměrná velikost bublin řízená koalescencí a rozpadem bublin, které jsou závislé na celkové disipované energii v koloně.“

Speciálním heterogenním režimem, je režim „plouživých bublin“ (slug flow), který se objevuje pouze u kolon s malými průměry, přibližně do 0,1 m, při vysokých průtocích plynu. U průmyslových zařízení se s ním proto prakticky není možné setkat. V tomto režimu mají bubliny velikost téměř průměru kolony. Při dalším zvýšení průtoku plynu se objevuje annulární průtok, kdy je střed kolony protékán plynem strhávajícím kapalinu u stěn kolony.

3.3.3 Přechodná oblast

Přechod mezi homogenním a heterogenním režimem není jednoznačný. Dále zmínění autoři uvádějí hlavní parametry mající vliv na oblast přechodu. Těmito parametry jsou poměr výšky hladiny ku průměru kolony (Aspect Ratio – AR), fyzikální vlastnosti systému plyn-kapalina a design distributoru plynu. V úvodních výzkumech byl přechod hodnocen na základě subjektivního pozorování. Nicméně později se autoři snažili dát přechodu fyzikální význam. Vzniklo tak několik metod pro určení přechodné oblasti mezi homogenní a heterogenní oblastí. Tyto metody zahrnují koncept velkých a malých bublin (Krishna [88-91]), analýzu změny v tlaku (Drahoš a kol. [92] a Letzel a kol. [93]); Letzel a kol. [93] navíc podle chaotického invariantu Kolmogorovy entropie podle změny v rychlosti obtékající kapaliny (Letzel a kol. [93] a Lefebvre a Guy [94], komentář v Thorat a Joshi [75]), „Hurstův“



exponent, který zprůměrovává časové regrese (Vial a kol. [73], Drahoš a kol. [95]), energetickou bilanci (Gharat a Joshi [96, 97]), koncept proudícího toku („Drift-flux“) (Lin a kol. [39], Shah a kol. [61], Zahradník a kol. [74], částečně Růžička a kol. [72]) a Laser Doppler Anemometry (LDA) (Olmos a kol. [98]). Dle Růžičky a kol. [72] však „téměř všechny teoretické modely pro odhad zádrže a přestupu tepla i hmoty výrazně závisí na empirických vztazích a ignorují přechodnou oblast. Prediktivní schopnost těchto modelů je tak nízká.“ Tomuto se snaží předejít Thorat a Joshi [75] a Bhole a Joshi [87], kteří k rozlišení oblastí používají lineární stability.

Wilkinson a kol. [99] přišli s korelací pro přechod z homogenní do přechodné oblasti dle rovnice (3-3-1). Reilly a kol. [100] přišli s rovnicí (3-3-2) ve které doporučují pro systém voda-vzduch hodnotu koeficientu $B = 3,85$. Krishna a Ellenberger [101] přišli s mírně upravenou korelací pro přechod z homogenní do přechodné oblasti uvedenou rovnicí (3-3-2) a doporučují stejnou hodnotu koeficientu B jako Reilly.

$$\varepsilon_{př} = 0,5 \exp(-193\rho_g^{-0,61}\mu_L^{0,5}\sigma_L^{0,11}) \quad (3-3-1)$$

$$\varepsilon_{př} = 0,59B^{1,5} \sqrt{\frac{\rho_g^{0,96}\sigma^{0,12}}{\rho_L}} \quad (3-3-2)$$

$$\varepsilon_{př} = 0,59B^{1,5} \sqrt{\frac{\rho_g\sigma^{0,12}}{\rho_L}} \quad (3-3-3)$$

Bhole a Joshi [87] dle lineární stability přišli s rovnicemi (3-3-4) a (3-3-5) pro různé zádrže, kde u_r je konečná rychlost stoupání bubliny, θ je proporcionalní disperzní koeficient, ε_{gc} je zádrž při přechodu, C_v je virtuální koeficient hmoty, C_{v0} je virtuální koeficient hmoty jedné bubliny a m je index dle Richardson-Zaki [102].

$$\frac{u_r}{\sqrt{gd_b}} = \left[\frac{\theta(1 - \varepsilon_{gc})}{\sqrt{C_{v0}(1 + 2\varepsilon_{gc}) + (1 - \varepsilon_{gc})^2}} \right] \cdot \frac{1}{(1 - \varepsilon_{gc})^{m-1}} \quad (3-3-4)$$

$$\frac{u_r}{\sqrt{gd_b}} = \left[\frac{\alpha(\varepsilon_{gc} + C_v)}{\sqrt{C_v(1 + C_v)}} \right] \cdot \frac{1}{(1 - \varepsilon_{gc})^{m-1}} \quad (3-3-5)$$

Koncept proudícího toku („Drift-flux“), navržený poprvé Zuberem a Findlayem [103], který dále použili a rozvinuli Shah a kol. [61], Zahradník a kol. [74], Lin a kol. [39] a částečně



Růžička a kol. [72], je dán rovnicí (3-3-6), kde C_0 a C_1 jsou „Zuber a Findlay“ [103] konstanty dle rovnic (3-3-7) a (3-3-8) a u_s je relativní rychlost mezi fázemi daná rovnicí (3-3-9).

$$\frac{u_g}{\varepsilon_g} = C_0(u_g + u_L) + C_1 \quad (3-3-6)$$

$$C_0 = \frac{|\varepsilon_g(u_g + u_L)|}{|\varepsilon_g||u_g + u_L|} \quad (3-3-7)$$

$$C_1 = \frac{|\varepsilon_g \varepsilon_L u_s|}{|\varepsilon_g|} \quad (3-3-8)$$

$$u_s = \frac{u_g}{\varepsilon_g} - \frac{u_L}{\varepsilon_L} \quad (3-3-9)$$

3.3.4 Vliv jednotlivých parametrů na hydrodynamický režim

Deckwer [76] uvádí, že na hydrodynamiku má největší vliv geometrie kolony a distributoru plynu. Nicméně další výzkumy ukazují větší či menší vliv dalších parametrů, především fyzikálních vlastností kapaliny a plynu a tlaku a teploty vsádky.

3.3.4.1 Vliv průměru kolony

Dle Zahradníka a kol. [74] je vliv průměru kolony na heterogenní režim zanedbatelný od průměru 0,15 m. Naopak Besagni a kol. [2] udává, že „dle dostupné literatury jsou výsledky různé a není průkazný jednoznačný vliv průměru kolony na stabilizaci nebo destabilizaci homogenního režimu.“ Dle jeho názoru se vliv průměru kolony vztahuje k Rayleigh-Taylorovým nestabilitám. Tyto nestability se objevují v případě větších průměrů kolon, které se objevují především v průmyslových aplikacích. Kvantifikace této nestability se určuje dle bezrozměrného průměru, d_c^* , daného rovnicí (3-3-10). Bezrozměrný průměr se porovnává s kritickým průměrem, $d_{c,cr}^*$.

$$d_c^* = \frac{d_c}{\sqrt{\frac{\sigma}{g(\rho_L - \rho_g)}}} \quad (3-3-10)$$

Besagni a kol. [2] udávají kritickou hodnotu $d_{c,cr}^* = 52$, což v případě běžného systému voda-vzduch odpovídá průměru kolony přibližně 0,13 až 0,15 m. Tyto kolony jsou tedy považovány za velko-průměrové kolony, což odpovídá i výše uvedeným diagramům na obr. 3-7 až 3-10. Besagni dále tvrdí: „Pokud je $d_c^* > d_{c,cr}^*$, samostatné bubliny již nemohou být udrženy a objeví se „koalescenčně vzniklé“ bubliny (nebo shluky bublin) místo režimu



plouživých bublin (slug flow). Při velmi vysoké mezifázové rychlosti se může objevit až prstencový (annulární) tok, který je charakterizován vysokorychlostním plynovým jádrem obsahujícím kapičky kapaliny. Obecně se tento režim nemůže objevit i v průmyslových zařízeních, z důvodu nutnosti vysoké rychlosti plynu.“ Krishna, Van Baten a Urseanu [88-91, 104] udávají, že „cirkulace kapaliny významně roste se zvyšujícím se průměrem kolony, v důsledku toho má kapalná fáze tendenci se blížit k ideálnímu míchání. Cirkulace kapaliny má tendenci urychlovat bubliny, které stoupají vzhůru v centrální oblasti kolony. Když bubliny uniknou na hladině kapaliny, kapalina putuje zpět dolů podél stěny. Rychlost stoupání bublin a následně zadrž plynu je proto funkcí průměru reaktoru“.

3.3.4.2 Vliv distributoru plynu (aerátoru)

Dle mých zkušeností, získaných při experimentech, je vliv distributoru plynu důležitý především ve dvou případech. Prvním případem jsou nižší průtoky plynu, kdy je potřeba zajistit dostatečné probublávání vsádky, aby část distributoru plynu nezůstala nevyužita (případně se zde neobjevilo kolísání v probublávání). Druhým případem jsou vysoké průtoky plynu, kdy je nutné zajistit dostatečnou distribuci plynu.

Existuje a je používáno mnoho druhů distributorů plynu. V praxi jsou používány síťové (jedno i více otvorové), jehlové, porózní plechy, slinuté kovy, kruhové, ejektorové, membránové nebo jejich kombinace.

Akita a Yoshida [31] uvedli, že „v důsledku rovnováhy mezi koalescencí a rozpadem bublin plynu, počáteční velikost bublin vytvořených v distributoru plynu není schopna popsat celkovou distribuci bublin v celé koloně.“ Besagni a kol. [2] udává, že „konstrukce distributoru plynu vysoce ovlivňuje hydrodynamický režim“, a dále uvádí, že distributory plynu s průměrem otvoru menším než 1 mm jsou schopny udržet homogenní průtok bublin i pro relativně vysokou mimovrstvovou rychlost plynu. Naopak pro distributory plynu s průměrem otvoru větším než 1 mm, prakticky neexistuje oblast homogenního průtoku bublin. Zahradník a kol. [74] určil, že čím menší jsou otvory v distributoru plynu, tím více je homogenní režim stabilizovaný a pro otvory v distributoru plynu od 1,6 mm se prakticky homogenní bublinový režim neobjevuje. Zahradník dále určil, plně vyvinutý heterogenní režim se objevuje při minimální hodnotě mimovrstvové rychlosti 0,125 m/s. Kantarci a kol. [1] tvrdí, že „použitý distributor plynu jednoznačně určuje velikost bublin pozorovaných v koloně. Distributory plynu s malým otvorem umožňují tvorbu bublin menší velikosti.“



3.3.4.3 Vliv poměru výšky kapaliny ku průměru kolony (*aspect ratio - AR*)

Dle Kantarci a kol. [1] „průmyslové bublinové sloupce obvykle pracují s poměrem výšky kapaliny ku průměru kolony alespoň 5. V biochemických aplikacích se tato hodnota obvykle pohybuje mezi 2 a 5“.

Vlivu poměru výšky kapaliny ku průměru kolony (označuje se *aspect ratio - AR*) se ve své práci věnuje Besagni a kol. [2]. Besagni udává, že „v kolonách s nízkým *AR* není proudění plně vyvinuté, a jsou relevantní účinky na začátku a konci vsádky (tj. efekty v horní části kolony a poblíž distributoru plynu). Zejména účinky distributoru plynu mají tendenci destabilizovat homogenní režim proudění“. Besagni dále udává, že „Růžička a kol. [3] pozorovali při zvýšení *AR* destabilizaci homogenního režimu a Sarrafi a kol. [105] nepozoroval žádný účinek zvýšení *AR* od $AR = 4$.“ Besagni toto vysvětluje, že „tyto výsledky souvisejí s měřením průměru bublin uvnitř kolon.“

3.3.4.4 Vliv viskozity kapaliny

Růžička a kol. [106] zjistil pro dynamickou viskozitu v rozmezí $1 \div 3$ mPa·s stabilní oblast homogenního režimu a tím zvyšující se zádrž, zatímco v rozmezí $3 \div 22$ mPa·s se zádrž snižovala. Besagni a kol. [2] toto chování rovněž zaznamenal a vysvětluje jej následovně: „Homogenní režim může být stabilizován nebo destabilizován v závislosti na viskozitě kapalné fáze.“ Toto chování bylo interpretováno Besagnim a kol. [107] použitím tzv. „duálního účinku viskozity na hydrodynamický režim“, kdy Besagni rozdělil vliv viskozity na dvě oblasti:

- a) střední až vysoké viskozity stabilizují homogenní režim proudění díky zvýšené koalescenci a přítomnosti čepicových bublin.
- b) nízké viskozity také stabilizují homogenní režim proudění z důvodu redukované koalescence, která zvyšuje počet menších bublin.

3.3.4.5 Vliv povrchově aktivních látek

Zahradník a kol. [108, 109] provedl sérii experimentů, kdy do vysoce viskózních cukernatých roztoků přidal relativně malé množství povrchově aktivních látek (alifatické alkoholy a elektrolyty). Výsledky ukázali, že i malé množství povrchově aktivních látek může výrazně potlačit koalescenci a tím hydrodynamiku systému a výrazně zvýšit zádrž.

Pro více informací odkazují na práci Besagni a kol. [2, 107], kde je tento vliv široce diskutován.



3.3.4.6 Vliv tlaku a teploty

a) Vliv tlaku

Besagni a kol. [2] tvrdí, že „zvýšení tlaku stabilizuje homogenní režim. Zvýšení tlaku zvyšuje rychlost rozpadu bublin a snižuje celkovou koalescenci. Takto získaná rovnováha mezi koalescencí/rozpadem bublin vede ke zmenšení velikosti bublin a zpoždění shlukování do velkých bublin. Příčinou je šíření Kevin - Helmholtzovy nestability a vnitřní cirkulace plynu.“ Touto nestabilitou se zabývají Fan a kol. [35] a Krishna a kol. [110].

Dle Kemouna a kol. [111] je vliv tlaku na hydrodynamický režim výrazný především při vyšších mimovrstvových rychlostech, kdy při zvýšení tlaku dochází ke většímu rozložení plynu (lokální zádrže) v koloně, snížení koalescence a podpoře rozpadu bublin. Tím dochází k posunu hydrodynamického režimu blíže k homogenní oblasti.

b) Vliv teploty

Besagni a kol. [2] uvádí, že „teplota má stabilizační účinek na homogenní režim kvůli tvorbě malých bublin.“ Toto odpovídá vlivu viskozity, kdy vzhledem ke snižující se viskozitě s teplotou kapaliny se stabilizuje homogenní režim.

c) Kombinovaný vliv tlaku a teploty

Kombinovaný vliv tlaku a teploty byl experimentálně studován Lin a kol. [112] pro tlaky od atmosférického po 152 bar a teploty 25 – 77 °C. Lin prokázal, že zvýšený tlak a teplota má vliv na stabilizaci homogenního režimu.

3.4 Stanovení zádrže

Zádrž plynu (dále jen zádrž) je jeden z klíčových a nejvíce studovaných parametrů pro návrh probublávaných kolon. Autoři se zaměřují na studium zádrže především z důvodu jejího významu vzhledem k jednoduché měřitelnosti. Zádrž je definována jako objemový zlomek plynné fáze obsazený bublinami plynu k celkovému objemu kapalné a plynné fáze (rovnice 3-4-1, 3-4-2). Obdobně jako zádrž plynu lze definovat i zádrž kapaliny, ε_L . Součet zádrže plynu, ε_g , a zádrže kapaliny, ε_L , (poměrného objemu kapaliny) je roven jedné (rovnice 3-4-3):

$$\varepsilon_g = \frac{V_g}{V_g + V_L}, \quad \text{respektive: } \varepsilon_g = \frac{\iiint_V dV_g}{\iiint_V dV_g + \iiint_V dV_L} \quad (3-4-1, 3-4-2)$$



$$\varepsilon_g + \varepsilon_L = 1 \quad (3-4-3)$$

V případě třífázových probublávaných kolon lze zavést i pomocný objem tuhé fáze, ε_s , a platila by tak rovnice (3-4-4).

$$\varepsilon_g + \varepsilon_L + \varepsilon_s = 1 \quad (3-4-4)$$

Objem plynu, V_g , lze určit jako průřez kolony, S , násobený teoretickou parciální výškou plynné fáze, tedy výškou plynu, h_g , pokud by plynná fáze nebyla dispergována podle rovnice (3-4-5). Obdobný parametr lze zavést i v případě kapaliny dle rovnice (3-4-6).

$$V_g = S \cdot h_g \quad (3-4-5)$$

$$V_L = S \cdot h_L \quad (3-4-6)$$

Plynná fáze je v koloně ve formě bublin, proto je těžké určit přesně její parciální výšku. Je však možné tuto hodnotu určit ze zvýšení výšky probublávané vrstvy, kdy se výška plynné fáze určí jako rozdíl mezi výškou probublávané vrstvy, h_R , a původní výšky kapalné fáze, h_L , dle rovnice (3-4-7). Dělením rovnice (3-4-7) výškou probublávané vrstvy, h_R , získáme rovnici (3-4-8) pro výpočet zádrže.

$$h_g = h_R - h_L \quad (3-4-7)$$

$$\varepsilon_g = \frac{h_R - h_L}{h_R} \quad (3-4-8)$$

Li a Prakash [113] vyjádřili pro probublávanou suspenzi zádrž dle pomoci poklesu hydrostatického tlaku vyjádřeného rovnicí (3-4-9). tato rovnice je platná i pro případ bez tuhé látky. Z rovnice (3-4-9) lze zádrž odvodit do rovnice (3-4-10).

$$\Delta p = (\rho_g \varepsilon_g + \rho_L \varepsilon_L + \rho_s \varepsilon_s) g \Delta H \quad (3-4-9)$$

$$\varepsilon_g = 1 - \frac{1}{g(\rho_L \varepsilon_L + \rho_s \varepsilon_s)} \frac{\Delta p}{\Delta H} \quad (3-4-10)$$

Tang a Heidel [114] vyvinuli jinou metodu pro měření zádrže, a to z poměru tlakových diferencí probublávaného systému, Δp , a systému čisté kapaliny bez plynu, Δp_L . Zádrž vyjádřili rovnicí (3-4-11).

$$\varepsilon_g = 1 - \frac{\Delta p}{\Delta p_L} \quad (3-4-11)$$

Hlavními faktory ovlivňujícími zádrž jsou mimovrstvová rychlost plynu, fyzikální vlastnosti kapaliny a plynu (koalescenční vlastnosti vsádky), rozměry kolony, teplota, tlak, distributor plynu a případně vlastnosti pevné fáze. V části 3.4.2 je podrobně diskutován vliv jednotlivých parametrů na zádrž. Zde je uvedeno, že pro zádrž je důležitý výškový (podélný)



a radiální (příčný) profil rozložení plynu v koloně. Na tento profil má výrazný vliv hydrodynamický režim, ve kterém je kolona provozována. Při vyšších průtocích plynu a koalescenci se vytvářejí shluky bublin blíže středu kolony, naopak při malých průtocích jsou po stranách distributoru plynu „mrtvá místa“ bez žádného průtoku plynu. Hodnocení těchto „mrtvých“ míst nebylo v literatuře nalezeno, přestože má podstatný vliv na zádrž, přestup hmoty i tepla. Tento problém se dá zmírnit použitím víceotvorových distributorů plynu.

Besagni a kol. [2] rozdělil korelace pro výpočet zádrže do šesti hlavních skupin:

- (a) korelace dle Locketta a Kirkpatricka
- (b) korelace na základě zádrže
- (c) korelace dle Akity a Yoshidy
- (d) korelace dle rozdělení na newtonské a ne-newtonské fáze kapalin
- (e) korelace založené na původní publikaci Syeda a kol. [115]
- (f) korelace pro zvyšování produkce

Vztahy pro stanovení zádrže v závislosti na různých parametrech jsou uvedeny v tabulce 3-3 v části 3.4.3.

3.4.1 Měření zádrže

Zadrž se dá měřit buď lokálně, nebo integrálně v celém objemu vsádky. Vzhledem k nutnosti co nejpřesnějšího měření zádrže bylo vyvinuto mnoho metod. Snahou autorů je měření zádrže zpřesňovat a hledat nové metody, především pro koalescenční nebo pěnové vsádky. Jednotlivé typy měření zpracoval ve své práci např. Gandhi [116].

3.4.1.1 Měření zádrže v celém objemu

V této části se budu věnovat různým technikám měření zádrže v celém objemu vsádky. Měření zádrže je ovlivněno smykovým napětím na povrchu a poblíž stěny.

3.4.1.1.1 Ze změny hladiny (Ze současného uzavření průtoku plynu a kapaliny)

Nejjednodušší způsob měření spočívá v měření výšky neprobublávané hladiny a hladiny při probublávání plynem. Tato metoda bývá nejméně přesná, proto se často nahrazuje přesnějšími metodami. Tato metoda je také velice špatně použitelná v průtočných systémech, u kterých je možná a častá změna výšky neaerovaného systému. Dále je velice obtížně použitelná pro pěnové systémy, ve kterých je obtížné přesně určit hladinu. Tuto metodu ve svých pracích použili například Akita a Yoshida [117], Hatate a kol.



[118], Pal a kol. [119], Ozturk a kol. [120], Maceiras a kol. [121], Greaves a Kobbacy [122] a Tabera [123], Jhawar a Prakash [124, 125].

Moje zkušenost s chybami této metody je zčásti i v designu distributoru plynu, kdy část kapaliny může zůstat v distributoru a poté je vytlačena do kolony. Tento objem má vliv na odečet počáteční výšky kapaliny. Tato nepřesnost není žádným z autorů zahrnuta do vyhodnocení experimentů, přestože distributory plynu nejsou upraveny tak, aby tuto nepřesnost eliminovaly.

3.4.1.1.2 Z tlakového profilu

Tato metoda vychází z měření tlakového profilu podél kolony. Obvykle se ve dvou nebo více bodech kolony měří statický tlak pomocí manometrů nebo tlakových převodníků. Dle Kantarci a kol. [1] je tato metoda v praxi nejpoužívanější. Tato metoda je relativně jednoduchá. Dle Gandhiho [116] je „tato metoda velice dobře použitelná při nízkých průtocích plynu, kdy jsou fluktuace měřených hodnot na manometru relativně malé a lze je dostatečně přesně odečíst.“ Vzhledem k postupu ve výpočetní technice, lze zapisovat hodnoty manometrů počítačem, ze kterého lze získat střední nebo celkovou integrální hodnotou. Dhanuka a Stepanek [126] a Begovich a Watson [127] prokázali, že hodnoty zádrže získané z tlakového profilu se liší do 5 % s hodnotami získanými další lokální metodou založenou na elektrické vodivosti (část 3.4.1.2). Tuto metodu ve svých pracích použili například Hikita a kol. [190], Miller [55], Dhanuka a Stepanek [126], Begovich a Watson [127], Fan a kol. [35] a Linek a kol. [128, 129].

3.4.1.1.3 Z dynamické odezvy na odpojení plynu (Gas Disengagement Technique)

Dle Gandhiho [116] tato metoda „může být použita pro odhad zádrže v průřezu kolony, rychlosti bublin v koloně i distribuce velikosti bublin. Metoda se často používá ke studiu hydrodynamiky systému vzhledem k tomu, že hydrodynamiku a tím i distribuci velikosti bublin ovlivňuje zádrž, mezifázový povrch a rozložení kapaliny a plynu v koloně“.

Dle Prakashe [130] tato technika byla poprvé použita Sriramem a Mannem [131] a rozvinuta Vermeerem a Krishnou [132]. Technika spočívá v náhlém uzavření přívodu plynu a sledování dynamické odezvy celkové zádrže. Technika předpokládá různé rychlosti stoupání bublin pro různě veliké bubliny. Dalším důležitým předpokladem je homogennost celého systému a neexistence interakce mezi bublinami v celé vsádce. Technika vyžaduje přesné měření rychlosti, při které klesá hladina po odpojení plynu. Změna ve výšce disperze je nejčastěji měřena kamerou. Dále je potřeba aplikovat měřící techniku pro měření



velikosti bublin, pro to se používají fotografická metoda, PVA, LDA metody nebo elektrodynamická metoda. Rychlost poklesu je závislá na koncentraci a rychlosti bublin v disperzi. Dle Gandhiho [116] jsou „hlavní výhody této metody v její jednoduchosti a schopnosti poskytnout širokou škálu informací o hydrodynamice.“ Tuto metodu ve své práci dále využívají například Schumpe a Deckwer [133], Godbole a kol. [134], Shumpe a Grund [135], Patel a kol. [136], Deshpande a kol. [137], Jhavar a Prakash [125], Li a Prakash [113] a Lee a kol. [138].

3.4.1.1.4 Simultánní uzavření průtoku plynu a kapaliny (Simultaneous Closure of Gas and Liquid Flows)

Tato metoda se používá především v průtočných systémech, ve kterých v souproudečném nebo protiproudečném režimu protéká plyn i kapalina, lze ji užít i ve vsádkových systémech. Metoda je založena na souběžném uzavření toku plynu i kapaliny a změření výšky hladiny po uniknutí veškerého plynu.

Dle Gandhiho [116] v „kontinuálních probublávaných kolonách výška disperze obvykle odpovídá výšce kolony, zatímco v diskontinuálních probublávaných kolonách se výška disperze mění dle počáteční výšky vrstvy“. Gandhi dále udává, že tato metoda je „poměrně jednoduchá a je schopna poskytnout širokou škálu informací o hydrodynamice v probublávaných kolonách“. Metoda má však několik chyb, které mohou výrazně snížit přesnost výsledků. Chyby jsou způsobeny především nesimultánním uzavíráním průtoků plynu i kapaliny, vzdáleností uzavíracího ventilu od kolony především na straně plynu a nevhodností designu distributoru plynu. Prakash [130] tvrdí, že „největší chyba metody je v nepřesném měření výšky hladiny v diskontinuálních systémech a v předpokladu celého zaplnění průtočné kolony. Dále v průtočných systémech dochází při vypnutí průtoku plynu k vlnění na povrchu bublin, kdy může docházet ke strhávání kapaliny a jejího odnášení z kolony.“

Schumpe a Grund [135] prokázali, že „design distributoru plynu hraje hlavní roli při velikosti způsobené chyby. Část plynu v důsledku vyššího tlaku kapaliny může zůstat v distributoru plynu“.

Tuto metodu ve svých pracích využili pro dvou i třífázové systémy Akita a Yoshida [117]; Pal a kol. [119], Grover a kol. [139], Hatate a kol. [118] a Ozturk a kol. [120].



3.4.1.2 Lokální měření zádrže

Tato část obsahuje měření zádrže v malém okolí bodu, na jednom určitém místě vsádky nebo v radiálním průřezu kolony.

3.4.1.2.1 Měření pomocí odporové nebo kapacitní sondy

Dle Gandhiho [116] je tato metoda je v literatuře široce užívána. Metoda je založena, stejně jako předchozí metoda, na základě výrazně různých vodivostí kapaliny a plynu. Tato metoda poskytuje velmi rychlou odezvu systému, ale dle Prakashe [130] má tato metoda vysokou nejistotu vzhledem k interpretaci dat. Hlavní nevýhodou je vysoká citlivost na rozložení průtoku bublin. Bubliny mají tendenci ke smyku a uhýbání se sondě, proto lze očekávat široký rozsah hodnot odporů pro různé zádrže. Kalibrace sondy silně závisí na materiálu, ze kterého je kolona vyrobena, teplotě a také tlaku. Tuto metodu používají například Canière a kol. [140] a Neal a Bankoff [79].

3.4.1.2.2 Měření pomocí elektrické vodivosti

Toto měření je založeno na měření elektrické vodivosti náplně. V případě měření pouze dvou fází plyn-kapalina má tato metoda velikou výhodu, protože tyto dvě fáze mají obvykle velice rozdílnou vodivost. V případě více fází je nutné, aby látky tvořící fázi měly výrazně rozdílnou vodivost. Měření zádrže pomocí elektrické vodivosti je mnohem více rozšířené pro měření více fází, hlavně v petrochemickém průmyslu. Pro měření zádrže ve dvoufázových systémech kapalina-plyn se používá jen v zřídka. Tuto metodu používají například Canière a kol. [140], Al-Oufi a kol. [141], Sun a kol. [142] a Gao a kol. [143].

Dle Gandhiho [116] má vodivostní metoda několik omezení: „První je omezená vodivost kapalin. Vodivost lze zvýšit přidáním vodivé rozpustné složky (například soli), která však ovlivňuje koalescenci. Druhé omezení se objeví v případě špatné distribuce kapaliny, která může vést k chybným výsledkům, kdy sondy mohou přehlédnout velmi malé nebo velmi velké bubliny. Posledním omezením je, že vodivý roztok může vést ke korozi sondy.“

3.4.1.2.3 Pomocí gama záření (CT)

Tato metoda je založena na měření fází pomocí gama záření. CT nám umožní zjistit rozložení plynu a kapaliny v celém průřezu kolonou. Dle Kemouna a kol. [111] je tato metoda „velice účinný nástroj, který umožňuje zjistit časově závislou distribuci zádrže pro široké množství provozních podmínek“. Nevýhodou této metody je měření zádrže pouze v radiálním průřezu kolonou v jednom místě a neměří tak celkové rozložení zádrže v koloně, což je nevhodné především při vyšší koalescenci nebo rozpadu bublin. Výhodou



metody je naopak znalost radiálního rozložení zádrže v průřezu kolony. Tuto metodu poprvé použili Lockett a Kirkpatrick [144] a dále jí i přes vysoké pořizovací náklady rozvinul a použil vysoký počet autorů. Těmito autory jsou například Hewitt [145], Bukur et al. [146], Khopkar a kol. [147], Kumar a kol. [148-150], Kemoun a kol. [111] a Roshani a kol. [151], Hampel a kol. [152], Veera a Joshi [78], Ford a kol. [153] a Boden a kol. [154].

3.4.1.2.4 Měření pomocí optické sondy

Optické sondy jsou využívány k měření rozdílného indexu lomu. Dle Gandhiho [116] je lze užít i k měření třífázového systému, kdy sonda velice dobře rozlišuje mezi plynnou, kapalnou a pevnou fází. Gandhi vidí hlavní výhodu této techniky v možnosti měření zádrže v nevodivých kapalinách a za vysokých teplot. Dle Gandhiho je omezení této metody ve vyšší ceně zařízení. Problémy se sondou mohou nastat při měření malých bublin a výrazně homogenních soustav. Ghani a Al-Dahhan [155] tvrdí, že „tato metoda je jednoduchá a účinná, poskytuje kvantitativní informace o změnách zádrže plynu a kapaliny v různých režimech průtoku.“ Tuto metodu ve své práci používají například Ghani a Al-Dahhan [155] a García-Salas a kol. [14].

3.4.1.2.5 Měření pomocí ultrazvuku

Tato technika využívá změny v akustické rychlosti. Akustická rychlost je vyšší v pevných látkách a kapalinách než v plynech. Díky těmto rozdílům lze určit rozložení jednotlivých fází ve vsádce. Této metodě se věnuje např. Bonnet a kol. [156].

3.4.1.2.6 PIV (Particle image velocimetry)

Tato metoda je především využívána k měření rychlostního pole v tekutině. Tekutina, která obsahuje částice (v tomto případě bubliny plynu), je osvětlena tak, že částice jsou viditelné a lze sledovat jejich pohyb v kapalině. Hlavní výhoda této metody je v nerušení proudu v koloně a přímému měření několika charakteristik najednou. Např. Laakkonen [41] měřil současně distribuci velikosti bublin, specifický mezifázový povrch, zádrž a mezifázovou rychlost plynu. Nicméně dle Gandhiho je metoda obtížná z důvodu složité přípravy a kalibrace měřícího zařízení pro sledování jednotlivých částic ve 2D a 3D systému. Busciglio a kol. [51] uvádí, že „možnost izolovat přesně definovaný objem, vzhledem k pokročilým technikám zpracování digitálního obrazu, má potenciál umožnit současně měření (kromě velice nízkých koncentrací) důležitých vlastností disperzí, jako je místní distribuce bublin, zádrž a mezifázová oblast.“ Této technice se věnují například: Chen a kol. [86], Reese a Fan [157] a Liu a kol. [158].



3.4.1.2.7 Měření dle průměrné doby zdržení

Tato metoda je založena na stanovení skutečné rychlosti mezi plynem a kapalinou ze střední doby průchodu mezi dvěma body o známé vzdálenosti. Tuto metodu lze využít jen ve velmi dobře popsaných homogenních systémech.

3.4.1.2.8 Laser holography and doppler anemometry

Laserová Dopplerova Anemometrie (LDA) je dle Kulkarniho a kol. [66, 67] „dobře použitelná pro zjištění zádrže, průměru bublin i specifického mezifázového povrchu i pro systémy s reakcí.“

Metoda laserové holografie je dle Gandhiho [116] a Petersona a kol. [159] „na rozdíl od jiných způsobů měření schopná experimentálně určit průměr, tvar a pozici každé bubliny v koloně bez jejího přímého ovlivnění.“ Dle Gandhiho [116] je však tato metoda „velice drahá a obtížně použitelná pro vyšší průtoky plynu a větší průměry“. To snižuje použitelnost této metody v praxi. Laserové holografii se věnuje např. Peterson a kol. [159] a Ilchenko a kol. [160] a laserové dopplerově anemometrii např. Kulkarni [66, 67], Olmos a kol. [98], Peterson a kol. [159], Lu a Ju [161] a Mudde a kol. [162].

3.4.1.2.9 Mikrovlnné měření

Tato metoda je vhodná především při vícefázovém měření, které se v běžných probublávaných kolonách objevuje jen zřídka. Metoda je naopak dobře použitelná v petrochemickém průmyslu, kdy je potřeba znát průtok jednotlivých frakcí. Tomuto měření se věnuje např. Al-Kizwini a kol. [163].

3.4.2 Vliv jednotlivých parametrů na zádrž

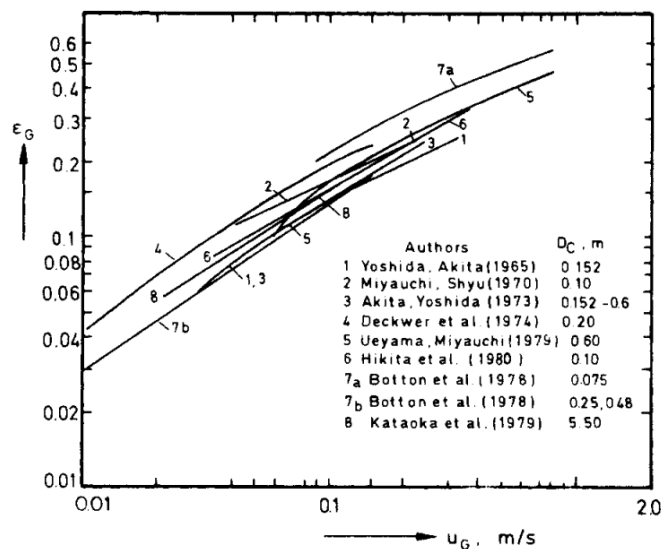
Studie ukazují, že hlavním efektem, který má vliv na zádrž je mezivrstvová rychlost plynu. Dalšími parametry jsou průměr kolony, design distributoru plynu a fyzikální vlastnosti plynu a kapaliny. Dále je zádrž silně závislá na režimu v koloně, který rovněž závisí na mezivrstvové rychlosti.

3.4.2.1 Vliv mezivrstvové rychlosti plynu

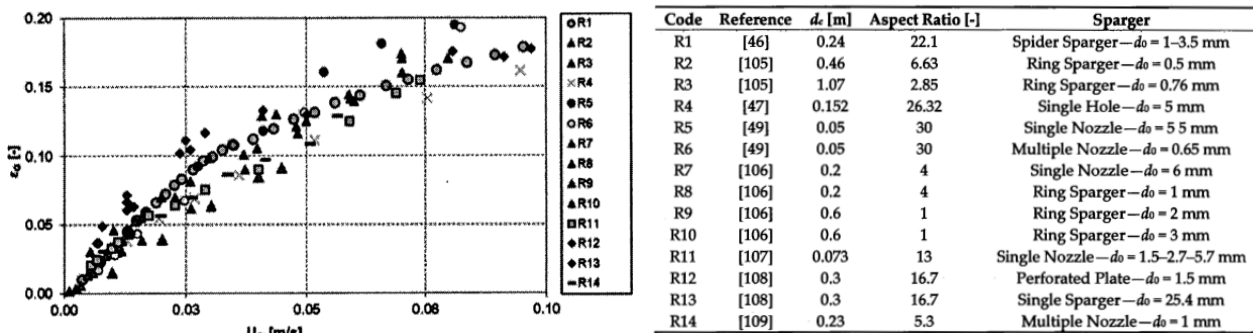
Shah a kol. [61] určili, že „zádrž závisí především na mezivrstvové rychlosti plynu“. To samé potvrzuje i Besagni a kol. [2]. Závislost zádrže na mezivrstvové rychlosti plynu dle různých autorů sestavenou Shahem a kol. [61] je vidět na obrázku 3-16 a dle Besagniho na obr. 3-17 a 3-18. Závislost zádrže na mimovrstvové rychlosti potvrzují téměř všechny korelace pro výpočet zádrže srovnané v části 3.4.3. Kumar a kol. [26], Veera a Joshi [78],



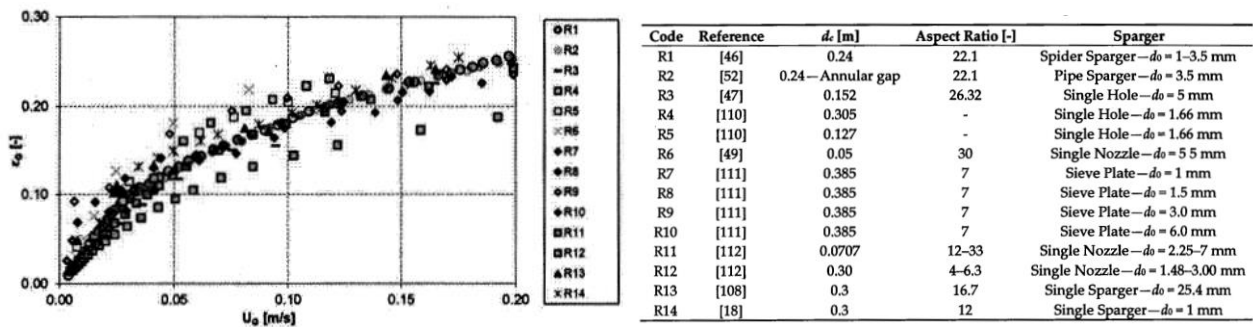
Michelsen a Ostergaard [164], Kim a kol. [165], Koide a kol. [166], Saxena a kol. [167, 168], Prakash a kol. [169], Behkish a kol. [170] a další určili, že v probublávaných kolonách se zádrž zvyšuje se zvyšující se mezifázovou rychlostí. Deckwer a kol. [76] určil, že „v režimu plně dispergovaných bublin (*pozn. autora - homogenní režim s rovnoměrně rozprostřenými bublinami*) je nárůst zádrže úměrný nárůstu mezifázové rychlosti plynu“, což potvrdil i Kawagoe a kol. [171]. Akita a Yoshida [117] a Koide a kol. [166] určili, že v „režimu koalescentujících bublin je efekt mezivrstevové rychlosti na zádrž nižší než v případě bez výrazné koalescence“. Koide a kol. dále určili, že efekt mezivrstevové rychlosti na zádrž je nižší v heterogenním režimu. Chaumat a kol. [172] však uvádí, že celková zádrž se snižuje s rostoucí mimovrstevovou rychlostí kapaliny.



Obr. 3-16: Experimentálně zjištěná zádrž jako funkce mimovrstevové rychlosti (Zdroj: Shah a kol. [61]).



Obr 3-17: Experimentálně zjištěné závislosti zádrže na mezivrstevové rychlosti (zdroj: Besagni a kol. [2]).



Obr 3-18: Experimentálně zjištěné závislosti zádrže na mezivrstvé rychlosti (zdroj: Besagni a kol. [2]).

3.4.2.2 Vliv průměru kolony

Begovich a Watson [127], Shah a kol. [61] a Saxena a kol. [167] uvedli, že zádrž není ve vyšší míře závislá na průměru kolony od průměru kolony 0,1 m. Fair a kol. [173] tvrdí, že od průměru 0,45 cm je efekt průměru kolony na zádrž velice malý. Yoshida a Akita [174] tuto podmínku uvádějí pro průměry vyšší než 0,15 m, což potvrzují ve svých výzkumech Jhawar a Prakash [4], Zahradník a kol. [74], Hughmark [175], Koide a kol. [176], Hikita a kol. [177], Forret a kol. [178] a Nottenkamper [179]. Sasaki a kol. [180] určili maximální hodnotu průměru kolony 0,2 m a výšku 2,2 m. Nottenkamper [179] určil maximální průměr 0,15 m a dodává maximální mimovrstvovou rychlost 0,2 m/s. Naopak Kato a kol. [181] zjistili snižující se zádrž pro zvyšující se průměr při provádění experimentů se suspenzí v kolonách s průměry 0,066 m; 0,122 m a 0,214 m. Tento rozdíl v měřených hodnotách si vysvětlují přítomností suspenze. Wilkinson a kol. [99] a Kumar a kol. [150] také zjistili snižující se zádrž pro zvyšující se průměr kolony, nicméně neomezili, do jakého průměru kolony je tento vliv platný. Besagni a kol. [2] udávají: „V kolonách s malým průměrem má vliv stěna kolony na velikost bublin, rychlost stoupaní bublin a recirkulace kapaliny, proto při zvyšování průměru kolony se zádrž snižuje“. Kaštánek a kol. [70] jako zásadní určují intenzitu cirkulace v kapalině, oproti tomu Zahradník a kol. [74] určuje jako zásadní pro vliv průměru velikost turbulence v kapalině.

Zádrž je silně závislá na použitých vestavbách uvnitř kolony, kdy tyto vestavby mohou ovlivnit koalescenci jednotlivých bublin. Toto potvrzuje i Fair a kol. [173]: „při použití vnitřních perforovaných vestaveb se výrazně zvyšuje zádrž“. S průměrem kolony souvisí i vliv stěny, který je dle Wallise [182] zanedbatelný pro mimovrstvovou rychlost do 0,4 m/s a jí odpovídající zádrž.



3.4.2.3 Vliv designu distributoru plynu

Design distributoru plynu je důležitý parametr, který má vliv na hydrodynamiku a velikost bublin, čímž výrazně ovlivňuje zádrž. Nicméně vliv distributoru je tím menší čím vyšší je kolona, jak určují Akita a Yoshida [31], kteří tvrdí, že „počáteční velikost a distribuce bublin u distributoru plynu je řízena jejími geometrickými charakteristikami, ale kvůli rovnováze mezi koalescencí a rozpadem bublin, počáteční velikost bublin, vytvořená v distributoru plynu, nepopisuje celkovou distribuci velikosti bublin v celé koloně.“

Gandhi [116] uvádí, že „vliv distributoru plynu na zádrž se věnuje velice málo vědeckých výzkumů“. Bouaifi a kol. [8] uvádí, že čím jsou menší otvory v distributoru plynu, tím jsou menší bubliny a tím je větší zádrž. Chaumat a kol. [172] potvrzuje, že „zmenšení děr na distributoru vede k mírnému zvýšení zádrže při nízkých průtocích vzduchu, a naopak nemá žádný vliv při heterogenním režimu (systém voda-vzduch od 0,07 m/s)“. Yamashita [183] uvádí, že „zádrž je silně ovlivněna typem distributoru plynu, a to zejména pro mimovrstvové rychlosti plynu menší než 0.06 m/s“. Gandhi [116] učinil tyto závěry: „Zádrž závisí na počtu, rozteči a průměru děr v distributoru plynu. Pro malé díry (menší než 1 mm) se zádrž zvyšuje lineárně s mezifázovou rychlostí plynu v režimu homogenních rozdispergovaných bublin (přibližně režim homogenních bublin). Tato linearita zmizí pro vyšší rychlosti plynu.“

Thorat a kol. [184] přidává vliv volného prostoru děr (celkový průřez děr v distributoru plynu k průměru kolony) u víceotvorových distributorů plynu, kdy neshledává žádný vliv celkového volného prostoru do velikosti děr 3 mm. Naopak pro průměr děr 6 mm se zádrž výrazně snižuje. Thorat toto vysvětluje: „Pravděpodobným důvodem by mohlo být nerovnoměrné rozdělení plynu distributorem plynu s větší volnou plochou při daném rozsahu rychlostí.“ Thorat a Joshi [75] dále určili, že „přechod z homogenního do přechodného režimu je potlačen při zmenšujícím se volném povrchu děr v distributoru plynu a menším průměru otvorů. Přechod je potlačen i menším poměrem výšky hladiny ku průměru kolony (AR)“.

Veera a Joshi [78] udávají: „U víceotvorových distributorů plynu se zádrž v centrální části kolony zvyšuje a u stěny se snižuje s vyšší výškou od dna. Proto pro víceotvorové distributory plynu jsou profily relativně ploché na dně a stávají se výraznějšími s výškou v koloně. U jednootvorového distributoru plynu průměru otvorů 25 mm je profil velmi strmý v axiálním směru a se vzrůstající vzdáleností od distributoru plynu se zplošťuje. Následkem toho dochází ke snížení zádrže ve středu kolony a ke zvýšení zádrže u stěny.“



Besagni a kol. [2] uvádějí, že „konstrukce distributoru plynu ovlivňuje nejen přechod mezi hydrodynamickými režimy, ale také hodnotu zádrže a konkrétně křivku závislosti mezi zádrží a mimovrstvovou rychlostí plynu. Je obtížné stanovit obecné pravidlo z důvodu mnoha účastníků se parametrů (tj. distributor plynu a provozní podmínky) a protichůdných výsledků uvedených v literatuře. Navzdory některým nesrovnalostem můžeme konstatovat, že při použití „jemného distributoru“ se křivka „ $\varepsilon_g = f(u_g)$ “ lineárně zvyšuje v homogenním režimu, dosahuje vrcholu, klesá v přechodné oblasti a opět stoupá (pozn. autora – toto chování je vidět na obr. 3-13 v části 3.3). Naopak při použití „hrubého distributoru“ křivka neustále roste. To potvrzují také Deckwer [76] a Krishna [110]. Různá chování jsou způsobena různou dynamikou bublin (tj. tvorbou bublin v distributoru plynu a koalescencí/rozpadem); v „hrubých distributorech“ existuje nepřetržitý výskyt velkých bublin, zatímco u „jemných distributorů“ se velké bubliny začnou objevovat po přechodu režimu.“

Velice zajímavý experiment provedl Schugerl a kol. [185], kteří měřili zcela nekoalescentní vsádku s různými druhy distributorů plynu. Dle jejich práce byla nejmenší zádrž pro perforovaný plech ($d_h = 0,5$ mm), následovaná slinovaným plechem ($d_h = 0,02$ mm) a ejektorem ($d_h = 3$ mm). U ejektoru však dochází k předmíchání s kapalinou. Schugerl dále ukázal, že v nekoalescentních vsádkách má distributor plynu výrazně větší vliv než v koalescentních, kde převládá vliv koalescence a rozpad bublin.

Vliv designu distributoru plynu s experimentálním ověřením dvou různých distributorů je součástí vlastního výzkumu této práce.

3.4.2.4 Vliv poměru výšky kapaliny ku průměru kolony (aspect ratio - AR)

V literatuře se jako minimální AR doporučuje hodnota 5 (Besagni a kol. [56, 72], Kaštánek a kol. [70], Zahradník a kol. [74], Kumar a kol. [150] a Thorat a kol. [184],) nebo hodnota 6 (Wilkinson a kol. [99]). Thorat a kol. [184] dále doporučuje minimální hodnotu 8 pro elektrolytické roztoky se vzduchem a 3 pro gelové roztoky karboxymethylcelulózy a jí podobné roztoky a gely.

Dle Růžičky a kol. [27] je „vliv celkových rozměrů kolony rozhodující pro scale-up a návrh průmyslových zařízení“ a „fyzikálním důvodem asymptotického snižování zádrže s velikostí kolony je progresivní vývoj intenzivního míchání kapaliny a turbulentních cirkulací ve větších nádobách“ (vyšší Re). Thorat a kol. [184] doporučují minimální hodnotu „AR = 5“ u víceděrových distributorů pouze do velikosti otvorů 3 mm.



Besagni a kol. [2] udává, že: „Koalescence, lokální dynamika tekutiny, konečné efekty (tj. efekty v horní části kolony a efekty blízko distributoru plynu) mají sklon destabilizovat homogenní režim a zvýšit zádrž a jsou mnohem patrnější v kolonách s nízkým AR . Toto platí zejména v systémech, kde může dojít ke koalescenci, která tak ovlivňuje výšku kapaliny. Zádrž tedy klesá s výškou kapaliny, protože čím vyšší je probublávaná vrstva, tím delší je doba, po kterou se můžou bubliny spojit, a nižší je střední doba zdržení dispergované fáze.“

Kantarci a kol. [1] udávají, že „efekt výšky kolony je zanedbatelný pro AR mezi 3 a 12“. Krishna a Ellenberger [101] přidává, že „účinek průměru kolony na zádrž plynu by měl být analyzován samostatně pro malé a velké zádrže. Bylo zjištěno, že malé zádrže plynu jsou nezávislé na průměru kolony, zatímco velké zádrže se snižují se zvětšujícím se průměrem kolony. V důsledku toho se uvádí, že se celková zádrž se snižuje se zvyšujícím se průměrem kolony v důsledku velké zádrže.“

3.4.2.5 Vliv výšky hladiny

Dle Zahradníka a kol. [74] a Wilkinsona a kol. [99] je vliv výšky kapaliny na zádrž velice malý do průměru kolony 0,15 m. Růžička a kol. [106] pro různé výšky v koloně o průměru 0,14 m experimentálně zjistili snižující se zádrž v systému voda-vzduch s rostoucí výškou kapaliny. Dle dat od Sasakiho a kol. [180] se zádrž mírně snižuje s výškou kolony, což lze vysvětlit jak vyšším kontaktním časem pro koalescenci bublin, tak i vyšší stoupající rychlostí bublin, kterou můžou při vyšších výškách získat. Naopak Kumar a kol. [26] nenašel žádný vliv výšky kapaliny na zádrž.

3.4.2.6 Vliv fyzikálních vlastností kapaliny

Dle Kantarciho a kol. [1] mají „vlastnosti kapalně fáze vliv na tvorbu bublin a tendenci ke koalescenci, proto jsou důležitým faktorem ovlivňujícím zádrž plynu“. Z fyzikálních vlastností, které ovlivňují zádrž, je nejzásadnější povrchové napětí a viskozita, které ovlivňují koalescenci a tím ovlivní mezifázový povrch. Dle Gandhiho [116] „zvýšení viskozity zvýší i zádrž a vede k větším a stabilnějším bublinám plynu“. Toto potvrzují i práce Zahradníka a kol. [74], Krishny a kol. [88, 91], Sauera a Hempela [186] a Elgozaliho a kol. [187]. Nicméně tento předpoklad je v rozporu s pracemi Li a Prakashe [32], Fana a kol. [35] a Reillyho a kol. [100], kteří určili, že zvýšení viskozity kapaliny má za následek tvorbu větších bublin, a tedy vyšší rychlosti stoupání bublin a tím nižší zádrž plynu. Dle Zahradníka a kol. [74] je vliv povrchového napětí více účinný v homogenním režimu, protože v heterogenním režimu převládá vyšší turbulence. V literatuře se objevuje mnoho



protichůdných dat, kdy se zádrž zvyšuje i snižuje v závislosti na viskozitě. S vysvětlením v podobě „duálního efektu viskozity“ přišli až Besagni a kol. [57, 107] při experimentech s mono-etylen glykolem (MEG). Při hmotnostní koncentraci MEG do 5 % se zádrž postupně zvyšuje, a naopak při dalším zvyšování již klesá. Autoři toto chování vysvětlují takto: „k tomuto podvojnému chování dochází, protože při nízkých viskozitách je koalescence omezená a velká síla v úplavu za bublinou snižuje rychlost stoupání bublin, což způsobuje zvýšení zádrže. Naopak, když se viskozita dále roste, převažuje tendence ke koalescenci, čímž se vytvářejí velké bubliny stoupající vyšší rychlostí, a čímž se zádrž opět snižuje“.

3.4.2.7 Vliv fyzikálních vlastností plynu

Dle Jordana a Schumpeho [188] se vliv plynu na zádrž z fyzikálně-chemických vlastností vztahuje především k hustotě plynu. V literatuře se obvykle a objevují dva různé směry a jejich kombinace, jak dosáhnout různé hustoty plynu, použitím různých plynů, různého tlaku nebo kombinací obou faktorů.

Idogawa a kol. [36], Wilkinson a kol [99], Ozturk a kol [120], Koetsier [189], Hikita a kol. [190], Kojima a kol. [191], Bhaga a kol. [192] a Hecht a kol. [193] ukázali, že zádrž se zvyšuje se zvyšující se hustotou plynu. Reilly a kol. [100] došel ke stejným závěrům i pro vyšší tlaky a pro různé plyny. Jordan a Schumpe [188] došli k závěru, že na zádrž má vliv tlak a hustota plynu, nikoliv druh plynu, což je však v rozporu s prací Hikity a kol. [190]. Behkish a kol. [170] dále zjistili, že vyšší hustota plynu má vliv na zmenšení bublin plynu.

3.4.2.8 Vliv povrchově aktivních látek

S přítomností povrchově aktivních látek je přechod z homogenního do heterogenního režimu zpožděn z důvodu zmenšující se koalescence a také se zmenšuje oblast přechodného režimu a podporuje se oblast homogenního režimu (Zahradník a kol. [74], Thorat a Joshi [75], Růžička a kol. [106, 194]). Dle Besagniho a kol. [2] se „zádrž zvyšuje, pokud je adsorbovaný materiál na povrchu bubliny tlačěn směrem do vnitřní části bubliny. To způsobuje gradient povrchového napětí, který má směr proti tangenciálnímu smykovému napětí, a tím zvyšuje odpor k stoupání bubliny a snižuje rychlost stoupání.“ Zahradník a kol. [74] prováděl experimenty s několika anorganickými elektrolyty a zjistil postupně zvyšující se zádrž až do přechodu do přechodné oblasti, což bylo potvrzeno Besagnim a kol. [56, 72, 105]. Růžička a kol. [194] podobně jako Besagni [72] navrhl duální efekt koncentrace na stanovení přechodu mezi režimy. Přechodová koncentrace je stanovena pro různé druhy elektrolytů v Růžička a kol. [194], Zahradník a kol. [195] a Ribeiro a Mewes [196].



3.4.2.9 Vliv tlaku

Dle Gandhiho [116] má na celkový tlak plynu uvnitř systému vliv samotný druh plynu, typ distributoru, mimovrstvová rychlost plynu, případná koncentrace pevných částic a dále se zde uvádí, že „většina korelací z literatury je za atmosférického tlaku a v důsledku toho nezahrnují vliv tlaku nebo jemu odpovídající hustotu plynu“. Výsledky ukazují, že korelace pro zádrž by měly vzít v úvahu efekt provozního tlaku, který je nezanedbatelný.

Jak již bylo napsáno v části 3.3.4, dle Kemouna a kol. [111] je vliv tlaku na hydrodynamický režim výrazný především při vyšších mimovrstvových rychlostech, kdy při zvýšení tlaku dochází ke většímu rozložení plynu (lokální zádrže) v koloně, snížení koalescence a podpoře rozpadu bublin. Tím dochází k posunu hydrodynamického režimu blíže k homogenní oblasti a podpoře zvýšení zádrže.

Kantarci a kol. [1] a Besagni a kol. [2] uvádějí, že „vliv tlaku může být vztažen na kapalnou fázi (viskozitu a hustotu kapaliny) a plynou fázi (hustotu plynu).“ Dle Behkische a kol. [170] se zádrž zvyšuje se zvyšujícím se tlakem. Kojima a kol. [191] zjistili zvyšující se zádrž při zvyšujícím se tlaku, což přisoudili vyšší hustotě. Dle Lina [39] a Letzela a kol. [345] má tlak na kapalnou fázi velice omezený vliv, ale dle Leonarda [197] má však tlak plynu mnohem větší vliv na zádrž, než udávají předchozí autoři. Besagni a kol. [2] dále uvádějí: „vliv tlaku na zádrž plynu není lineární. Vzhledem k tomu, že v heterogenním režimu se neustále zvyšuje, v homogenním režimu pozorovali někteří autoři nárůst, i když menší než v heterogenním režimu, a jiní nepozorovali žádný účinek.“

3.4.2.10 Vliv teploty

Vliv teploty kapaliny úzce souvisí s vlivem viskozity, která se mění s teplotou, a tím i vlivem koalescence, na kterou má viskozita vliv, jak bylo diskutováno dříve. V naprosté většině obvyklých systémů viskozita klesá se zvyšující se teplotou a tím se zvyšuje koalescence.

Dle Besagniho a kol. [2] většina autorů potvrzuje pozitivní vliv teploty na zvýšení zádrže (např. Behkish a kol. [170]). Naopak Pohorecki a kol. [59] nepozoroval žádný vliv teploty kapaliny. Nicméně Besagni toto přisuzuje vypařování kapaliny. Deckwer [2] uvádí do určité teploty snižující se zádrž a od této teploty zádrž již konstantní, což přisuzuje efektu stěny v malé koloně (0,15 m). Zajímavá je práce Saxeny a kol. [168], který při zkoumání dvou- a třífázových systému našel závislost na teplotě jen u dvoufázových systémů a žádný vliv při třífázovém systému.



Pro vliv teploty plynu nebyly v literatuře nalezeny žádné informace, nicméně vzhledem k nízkému vlivu teploty na vlastnosti plynu nepředpokládáme velký vliv.

3.4.2.11 Vliv koncentrace pevných látek

Dle Kantarciho a kol. [1] a Kumara a kol. [26] byl účinek koncentrací pevné látky a velikosti částic na zadrž plynů zkoumán řadou vědců, v této práci se však zaměřuji především na dvoufázové systémy, pro více informací odkazuji na jejich práci.

3.4.2.12 Vliv vnitřních vestaveb

Vlivu vestaveb, například chladících hadů a narážek, se věnoval například Saxena a kol. [198], který pro různé konfigurace vnitřních vestaveb nenašel žádný významný vliv na zadrž. Yamashita [199] také nenašel žádný významný vliv vnitřních vestaveb na celkovou zadrž, nicméně pozoroval snižující se zadrž pro menší vzdálenosti chladících vestaveb od sebe (menší než 0,006 m). Toto vysvětlil omezením radiálního pohybu bublin a zvýšením vzestupné rychlosti bubliny.



3.4.3 Korelace pro výpočet zádrže

Jednotlivé korelace pro určení zádrže jsou porovnány v tabulce 3-3 dle data publikování.

Tab. 3-3: Vybrané korelace pro vypočtení zádrže z literatury (pokud v tabulce není uvedeno jinak, hodnota nebyla v publikaci nalezena)

Autoři	Rok	Korelace	Média	Rozměry systému	Rozsah měření
Roy a kol. [200]	1963	$\varepsilon_g = 3,88 \cdot 10^{-3} \left[Re \left(\frac{\sigma_w}{\sigma_L} \right)^{\frac{1}{3}} (1 - v_s)^3 \right]^{0,44}$ $pro Re > 500, v_s = \frac{W_s/\rho_s}{(W_s/\rho_s) + (W_L/\rho_L)}, \quad Re = \frac{\rho_g u_g d_c}{\mu_g},$	$W_{s,L} \dots$ hmotnostní koncentrace tuhé fáze, kapaliny		
Hughmark [175]	1967	$\varepsilon_g = \frac{1}{2 + (0,35/u_g)(\rho_L \sigma_L / 72)^{1/3}}$	Plyn: vzduch Kapalina: voda, petrolej, lehký olej, glycerol vodný roztok, vodný roztok Na ₂ SO ₃ , vodný roztok ZnCl ₂	distributor plynu s více otvory 0.1 < d _c < 1.1 m	0.004 < u _g < 0.45 m/s 780 < ρ _L < 1700 kg/m ³ 0.0009 < μ _L < 0.152 Pa·s 0.025 < σ _L < 0.076 kg/s ²
Mashelkar [201]	1970	$\varepsilon_g = \frac{u_g}{0,3 + 2u_g}$			
Kato a kol. [181]	1972	$\varepsilon_g = \frac{2,51 \cdot u_g}{[0,78 + \beta u_g^{0,8}(1 - e^\gamma)]}$ $\beta = (4,5 \div 3,5) - 2,548 d_c^{1,8}$ $\gamma = 717 u_g^{1,8} / \beta$	Plyn: vzduch Kapalina: voda	Jedno-otvorový 0,066 < d _c < 0,216 m 2,01 < h _L < 4,05 m	0 < u _g < 0.3 m/s 0 < u _L < 0.015 m/s
Kim a kol. [165]	1972	$\varepsilon_L = 1,02 \left(\frac{u_L^2 \rho_g}{g d_c \rho_L} \right)^{-0,009} \left(\frac{u_g^2 \rho_L}{g d_c \rho_g} \right)^{-0,036} \cdot \left(\frac{d_c u_g \rho_g}{\mu_g} \cdot \frac{d_c u_L \rho_L}{\mu_L} \right)^{-0,015}$	Plyn: vzduch Kapalina: voda		0 < u _g < 0.26 m/s 0,014 < u _L < 0.102 m/s



Autoři	Rok	Korelace	Média	Rozměry systému	Rozsah měření
Akita a Yoshida [117]	1973	$\frac{\varepsilon_g}{(1 - \varepsilon_g)^4} = \alpha (Bo)^{1/8} (Ga)^{1/12} (Fr)^1$ <p>$\alpha = 0,2$ pro čisté kapaliny $\alpha = 0,25$ pro solné roztoky</p>	Plyn: vzduch, He, O ₂ , CO ₂ Kapalina: voda, glykol, metanol, glykol vodný roztok, vodný roztok metanolu	Jedno-otvorový d _h = 5 mm 0.152 < d _c < 0.6 m	0.006 < u _g < 0.42 m/s 790 < ρ _L < 1590 kg/m ³ 0.00058 < μ _L < 0.021 kg/(m·s) 0.0223 < σ _L < 0.074 kg/s ²
Hikita a Kikukawa [202]	1974	$\varepsilon_g = 0,505 u_g^{0,47} \left(\frac{72}{\sigma}\right)^{2/3} \left(\frac{1}{\mu_L}\right)^{0,05}$	Plyn: vzduch, kyslík, helium, oxid uhličitý Kapalina: voda, roztok glykolu, metanol	Jedno-otvorový 0,6 < h _c < 1,35 m 0.1 < d _c < 0.19 m	0,042 < u _g < 0.38 m/s 910 < ρ _L < 1200 kg/m ³ 0.0007 < μ _L < 0.0138 kg/(m·s) 0.0375 < σ _L < 0.0748 N/m
Gestrich a Rahse [203]	1975	$\varepsilon_g = 0,89 \left(\frac{h_c}{d_c}\right)^{0,036(-15,7+\log K)} \left(\frac{d_b}{d_c}\right)^{0,3} \cdot \left(\frac{u_g^2}{d_b g}\right)^{0,025(2,6+\log K)} \cdot K^{0,047} - 0,05$ <p>$K = \rho_L \sigma^3 / \mu_L^4 g$</p>	Plyn: Vzduch Kapalina: voda, kerosin, glycerol, CO ₂ /NaOH	Perforovaný plech d _h = 0,0087 ÷ 0,0309 m 0,0756 < d _c < 0.61 m 0,02 < h _c < 3,5 m	0,01 < u _g < 0.14 m/s 800 < ρ _L < 1600 kg/m ³ 0.00043 < μ _L < 0.02 Pa.s 0.0214 < σ _L < 0.0728 N/m
Lockett a Kirkpatrick [144]	1975	$u_g(1 - \varepsilon_g) + u_L \varepsilon_g = V_b \varepsilon_g (1 - \varepsilon_g)^{2,39} (1 + 2,55 \varepsilon_g^3)$			
Kim a kol. [204]	1975	$\varepsilon_L = 1,504 \left(\frac{u_L^2}{g d_p}\right)^{0,234} \left(\frac{u_g^2}{g d_p}\right)^{-0,086} \cdot \left(\frac{u_L^{2-n} d_p^n \rho_L}{\nu_L}\right)^{-0,082} \left(\frac{u_g \nu_L}{\sigma_L}\right)^{0,092}$	Plyn: Vzduch Kapalina: voda, roztok acetonu, roztok cukru Pevná fáze: tuhé částice d _p = 1÷6 mm	0,066 < d _c < 0,216 m 2,01 < h _L < 4,05 m	0 < u _g < 0.26 m/s 0,014 < u _L < 0.1 m/s 0.001 < μ _L < 0.07 Pa.s 0.0214 < σ _L < 0.0728 N/m 1 < d _p < 6 mm
Kumar a kol. [205]	1976	$\varepsilon_g = 0,728 U' - 0,485 U'^2 + 0,0975 U'^3$ <p>$U' = u_g \{ \rho_L^2 / [\sigma_L (\rho_L - \rho_g) g] \}^{1/4}$</p>	Plyn: Vzduch Kapalina: Voda, glycerol, kerosin		0 < u _g < 0.26 m/s 0,014 < u _L < 0.102 m/s
Kito a kol. [206]	1976	$\frac{\varepsilon_g}{[\varepsilon_g (1 - \varepsilon_g)^2]^{0,44}} = 0,5 \left(\frac{d_c u_g^2 \rho_L}{\sigma}\right)^{0,11} \left(\frac{u_g}{\sqrt{g d_c}}\right)^{0,22}$	Plyn: Vzduch Kapalina: Voda, glycerol, etanol Pevná fáze: Různé velikosti	0,05 < d _c < 0.1 m 0,05 < h _c < 0,2 m	0,05 < u _g < 4 m/s 0,011 < d _p < 0,0287 m 790 < ρ _L < 1210 kg/m ³ 0.001 < μ _L < 0.062 Pa.s 0.0223 < σ _L < 0.0728 N/m



Autoři	Rok	Korelace	Média	Rozměry systému	Rozsah měření
Begovich a Watson [127]	1978	$\varepsilon_g = (1,612 \pm 0,023)u_g^{0,720 \pm 0,028} d_p^{0,168 \pm 0,061} d_c^{-0,125 \pm 0,088}$	Plyn: Vzduch Kapalina: Voda Pevná fáze: Různé vel.	0,076 < d _c < 0,152 m 0,22 < h _L < 0,45 m	0 < u _g < 0.173 m/s 0 < u _L < 0.12 m/s
Bach a Pilhofer [207]	1978	$\frac{\varepsilon_g}{(1 - \varepsilon_g)} = 0,115 \left[\frac{u_g^3}{v_L g (\rho_L - \rho_g) / \rho_L} \right]^{0,23}$	Plyn: Vzduch Kapalina: Alkoholy, Halogenovaný vodík (Neplatí pro glycerin)	0,1 m < d _c 1,2 m < h _L	0 < u _g < 0.1 m/s
Riquarts a Pilhofer [208]	1978	$\frac{\varepsilon_g}{(1 - \varepsilon_g)} = 0,11 \left[\frac{u_g^3}{v_g} \right]^{0,25}$	Plyn: Vzduch Kapalina: Voda		
Mersmann [209]	1978	$\frac{\varepsilon_g}{(1 - \varepsilon_g)^4} = 0,14 u_g \left(\frac{\rho_L^2}{\sigma (\rho_L - \rho_g) g} \right)^{1/4} \left(\frac{\rho_L^2 \sigma^3}{\mu_L^4 (\rho_L - \rho_g) g} \right)^{1/24} \cdot \left(\frac{\rho_L}{\rho_g} \right)^{5/72} \left(\frac{\rho_L}{\rho_L - \rho_g} \right)^{1/3}$	Semi-teoretická rovnice Vzduch / voda	Různé d _c = 5,5 m h _L = 7 m	0,024 < u _g < 0.128 m/s
Joshi a Sharma [57]	1979	$\varepsilon_g = \frac{u_g}{0,3 + 2u_g}$			
Koide a kol. [176]	1979	$\varepsilon_g = \frac{u_g}{31 + \beta(1 - e)\sqrt{u_g}}$; $\beta = 4,5 - 3,5 \exp(-0,064 D_T^{1,3})$; $e = -\frac{0,18 u_g^{1,8}}{\beta}$	Plyn: Vzduch, Ar, vodík, CCl ₂ F ₂ Kapaliny: Voda, CCl ₄ , glycerol, Karboxymetyl celulóza		e = 0,003 ÷ 0,24 ρ _L /ρ _g = 184 ÷ 5340 μ _L /μ _g = 37 ÷ 2220 σ _L = 0,0055 ÷ 0,07 N/m
Hikita a kol. [190]	1980	$\varepsilon_g = 0,672 f \left(\frac{\mu_g \mu_L}{\sigma_L} \right)^{0,578} \left(\frac{\mu_L^4 g}{\rho_L \sigma_L^3} \right)^{-0,131} \left(\frac{\rho_g}{\rho_L} \right)^{0,062} \left(\frac{\mu_g}{\mu_L} \right)^{0,107}$ <i>f = 1 pro čisté kapaliny</i> <i>f = 1 ÷ 1,1 v závislosti na ion/m³</i>	Plyn: vzduch, H ₂ Kapalina: voda, methanol, n-butanol, 30 % -50 % roztok sacharózy, anilin, různé roztoky solí	Jedno-otvorový / porózní plech d _h = 11 mm d _c = 0.1 m h _c = 2,5 m	0.0042 < u _g < 0.38 m/s 790 < ρ _L < 1 170 kg/m ³ 0.0009 < μ _L < 0.0178 kg/ms 0.0229 < σ _L < 0.0759 kg/s ²



Autoři	Rok	Korelace	Média	Rozměry systému	Rozsah měření
Friedel a kol. [210]	1980	$\varepsilon_g = \left[1 + 0.0685 \frac{(1 - \varepsilon^*)^{3,112}}{\varepsilon^{*0,395}} \left(\frac{\rho_L}{\rho_g} \right)^{0,0346} \cdot \left(\frac{\mu_L}{\mu_g} \right)^{0,254} \left(\frac{I^2}{gd_c / (\rho_L \sigma)} \right)^{0,36} \left(\frac{I^2 d_c}{\rho_L \sigma} \right)^{0,543} \right]^{-1}$	Čisté roztoky a roztoky neobsahující elektrolyty	Jedno-otvorový d _h = 0.011 m d _c = 0.1 m h _c = 1.5 m	0.042 < u _g < 0.38 m/s
Iordache a Muntean [211]	1981	$\frac{\varepsilon_g}{(1 - \varepsilon_g^{1/3})} = \frac{u_g}{\bar{u}}$ <p>\bar{u} ... střední rychlost fází</p>	Roztoky glycerinu, roztoky karboxymethylcelulózy	Perforovaný plech (749 děr) d _h = 0.00166 m d _c = 0.305 m h _c = 2.44 m	Glycerin 1010 < ρ _L < 1249 kg/m ³ 0,0013 < μ _L < 0,246 Pa·s Karboxymethylcelulóza K = 0,0018 ÷ 2,570 n = 0,495 ÷ 1 996 < ρ _L < 1008 kg/m ³
Kara a kol. [212]	1982	$\varepsilon_g = \frac{Re_g}{\left(B_1 + B_2 Re_g + B_3 Re_{sl} + B_4 \frac{\varepsilon_s}{\varepsilon_s + \varepsilon_L} \right)}$ <p>B₁, B₂, B₃, B₄... funkce velikosti a koncentrace částic</p>	Plyn: vzduch Kapalina: voda Pevná fáze: uhlí, sušené minerály (d _p = 10, 30, 70 μm)	d _c = 0.152 m	0.03 < u _g < 0.3 m/s 0 < u _s < 0.1 m/s ρ _s = 1 300 kg/m ³ 0 % < ψ _s < 30 vol%
Godbole a kol. [134]	1982	$\varepsilon_g = 0,239 u_g^{0,634} d_c^{-0,5}$ pro viskózní média v plouživém režimu $\varepsilon_g = 0,42 u_g^{0,624}$ pro vysoce viskózní média ≥ 0,02 Pa·s $\varepsilon_g = 0,225 u_g^{0,532} \mu_L^{-0,146}$ pro viskózní média 0,018 ÷ 0,230 Pa·s $\varepsilon_g = 0,319 u_g^{0,476} \mu_L^{-0,058}$ pro viskózní média 0,00423 ÷ 0,246 Pa·s	Plyn: Vzduch Kapalina: Karboxymetyl celulóza, Glycerin	Jedno-otvorový d _h = 1,5; 2,7; 5,7 mm d _c = 0,073 m h _c = 0,95 m	788 < ρ _L < 1888 kg/m ³ 0.00045 < μ _L < 0.00365 Pa·s 0.0215 < σ _L < 0.13 kg/s ²
Sada a kol. [213]	1984	$\frac{\varepsilon_g}{(1 - \varepsilon_g)^4} = 0,32 Bo^{0,121} Ga^{0,086} Fr (\rho_g / \rho_L)^{0,068}$	Plyn: Vzduch Kapalina: voda, NaCl + voda, CuCl ₂ + voda	Slinovaný skleněný disk d _h = 0,1 m d _c = 0,1 m h _c = 1,5 m	0.001 < u _g < 0.045 m/s



Autoři	Rok	Korelace	Média	Rozměry systému	Rozsah měření
Koide a kol. [166]	1984	$\frac{\varepsilon_g}{(1 - \varepsilon_g)^4} = \frac{k_L (V_g \mu_L / \sigma_L)^{0,918} [g \mu_L^4 / (\rho_L \sigma^3)]^{-0,232}}{1 + 4,35 w_s^{0,748} [(\rho_s - \rho_L) / \rho_L]^{0,88} (d_c V_g / \rho_L)^{-0,168}}$ <p>w_s ... hmotnostní koncentrace tuhé fáze</p>	Plyn: vzduch Kapalina: voda, vodný roztok etylen glykolu, vodný roztok glycerolu Pevná fáze: skleněné a bronzové kuličky	perforovaný plech $0,14 < d_c < 0,30$ m	$0,01 < u_g < 0,18$ m/s $u_s = 0$ m/s $997 < \rho_L < 1178$ kg/m ³ $\rho_s = 2500, 8770$ kg/m ³ $47,5 < d_p < 192$ μm
Smith a kol. [214]	1984	$\varepsilon_g = \frac{u_g}{(2,25 u_g + 0,379 (\rho_s \sigma / 72)^{0,31} \mu_s^{0,016})}$	Plyn: dusík Kapalina: voda, silikonový olej, etylen glykol, vodný roztok etanolu Pevná fáze: skleněné kuličky	perforovaný plech $d_c = 0,108$ m	$0,03 < u_g < 0,20$ m/s $820 < \rho_L < 1100$ kg/m ³ $\rho_s = 2500$ kg/m ³ $48,5 < d_p < 194$ μm
Viswanathan a Rao [215]	1984	$\varepsilon_g = 0,574 \left(\frac{u_r}{\sqrt{g d_c}} \right)^{0,4} \left(\frac{u_g}{u_{br}} \right)^{0,8}$	Síťový model		
Hammer a kol. [216]	1984	$\frac{\varepsilon_g}{(1 - \varepsilon_g)} = 0,4 \left(\frac{u_g \mu_L}{\sigma_L} \right)^{0,87} \left(\frac{\mu_L^4 g}{\rho_L \sigma_L^3} \right)^{-0,27} \left(\frac{\rho_g}{\rho_L} \right)^{0,17}$	Plyn: vzduch, dusík, Helium, Argon, CO ₂ Kapalina: voda, organické kapaliny, skelné kuličky	Anuloid a hvězdicový distr. $d_h = 0,5, 1$ a 2 mm $d_c = 0,106$ a $0,2$ m	$0,005 < u_g < 0,13$ m/s
Idogawa a kol. [36]	1985	$\frac{\varepsilon_g}{(1 - \varepsilon_g)} = 1,44 u_g^{0,58} \rho_g^{0,12} \sigma_L^{-0,16} \exp(-p)$	plyn: vzduch Kapalina: voda	Porózní plech $d_h = 100$ μm Perforovaný plech $19 \times d_h = 1$ μm	$d_c = 0,05$ m $0,005 < u_g < 0,05$ m/s $0,1 < p < 15$ MPa
Grover a kol. [139]	1986	$\varepsilon_g = \left(\frac{1 + a P_V}{b P_V} \right) \left(\frac{u_g \mu_L}{\sigma_L} \right)^{0,76} \left(\frac{\mu_L^4 g}{\rho_L \sigma_L^3} \right)^{-0,27} \left(\frac{\rho_g}{\rho_L} \right)^{0,09} \left(\frac{\mu_g}{\mu_L} \right)^{0,35}$ <p>$a = 1,1 \cdot 10^{-4}$ $b = 5 \cdot 10^{-4}$</p>	Plyn: vzduch Kapalina: voda, olej, trichloretylen	$d_c = 0,3$ m	$788 < \rho_L < 1450$ kg/m ³ $0,55 < \mu_L < 1,452$ mPa·s $0,0283 < \sigma_L < 0,072$ N/m



Autoři	Rok	Korelace	Média	Rozměry systému	Rozsah měření
Reilly a kol. [217]	1986	$\varepsilon_g = 0,009 + 296u_g^{0,44}(\rho_L \text{ nebo } \rho_{sl})^{-0,98}\sigma_L^{-0,16}\rho_g^{0,19}$	Plyn: vzduch Kapalina: Newtonské: Voda, glycerin, roztok dextrozy, fermentační roztoky – glukoza+sůl, melasa+sůl, flokulant+sůl Nenewtonské: Karboxymetyl celulóza, karboxypolymetylen a polyakrylamid	Kolona (40 litrů): Perforovaný plech 20 děr $d_h = 1 \text{ mm}$ $d_c = 0,23 \text{ m}$ $h_c = 1,22 \text{ m}$ Fermentor (1000 litrů): Prstencový distr. 100 děr $d_h = 3 \text{ mm}$ $d_c = 0,76 \text{ m}$ $h_c = 3,21 \text{ m}$	Newtonské a nenewtonské kapaliny $\rho_L \approx 1000$ kg/m^3 $0,004 < u_g < 0,04$ m/s
Sada a kol. [218]	1986	$\frac{\varepsilon_g}{(1 - \varepsilon_g)^3} = 0,019u_L^{1/16}\psi_s^{-\left(0,125u_L^{1/16}\right)}u_g$	plyn: dusík, kyslík kapalina: voda, roztok sacharózy, Na_2SO_4 , roztok NaCl a KCl pevná fáze: $\text{Ca}(\text{OH})_2$, skleněné kuličky, nylon	perforovaný plech $d_c = 0.078 \text{ m}$	$0.02 < u_g < 0.20 \text{ m/s}$ $848 < \rho_L < 1296 \text{ kg/m}^3$ $\rho_s = 240, 1140, 2480 \text{ kg/m}^3$ $0 \% < \psi_s < 10 \text{ vol } \%$ $7 < d_p < 96 \mu\text{m}$ $d_p (\text{nylon}) = 2000 \mu\text{m}$
Sauer a Hempel [186]	1987	$\frac{\varepsilon_g}{(1 - \varepsilon_g)} = 0,0277 \left(\frac{u_g}{(v_s g u_g)^{1/4}} \right)^{0,844} \left(\frac{v_s}{v_{eff}} \right)^{-0,136} \left(\frac{C_s}{C_{s0}} \right)^{0,0392}$ $C_{s0} \dots$ koncentrace pevných částic u dna kolony $v_s = \mu_L [1 + 2,5C_V + 10,05C_V^2 + 0,00273 \exp(16,6C_V)] / \rho_{sl}$ $v_{eff} = 0,011 d_c \sqrt{g d_c} \left(\frac{u_g^3}{g v_L} \right)^{1/8}$	plyn: vzduch kapalina: voda pevná fáze: písek, plast	perforovaný plech $d_c = 0.14 \text{ m}$	$0.01 < u_g < 0.08 \text{ m/s}$ $1020 < \rho_s < 2780 \text{ kg/m}^3$ $0 \% < \psi_s < 20 \text{ vol } \%$ $110 \mu\text{m} < d_p < 2,9 \text{ mm}$
Kawase a Moo-Young [219]	1987	Jeden otvor: $\varepsilon_g = 1,07 Fr^{2/3}$ Prstenec: $\varepsilon_g = 3,38 Fr^{2/3}$	plyn: vzduch kapalina: glycerol, karboxymethylceluloza, xantan	Jeden otvor $d_h = 3 \text{ mm}$ Prstencový distr. 29 děr $d_h = 2 \text{ mm}$ Prstencový distr. 56 děr $d_h = 2 \text{ mm}$	$999 < \rho_L < 1248 \text{ kg/m}^3$ $0.0495 < \sigma_L < 0.072 \text{ N/m}$ $d_c = 0,06; 0,14; 0,3 \text{ m}$ $h_c = 1,8; 2; 2,2 \text{ m}$



Autoři	Rok	Korelace	Média	Rozměry systému	Rozsah měření
Schumpe a Deckwer [220]	1987	$\varepsilon_g = 0,2 \left(\frac{d_c^2 \rho_L g}{\sigma} \right)^{-0,13} \left(\frac{d_c^3 \rho_L^2 g}{\mu_{eff}^2} \right)^{0,11} \left(\frac{u_g}{\sqrt{g d_c}} \right)^{0,54}$ <p>pro vysoce viskózní média soproudý a protiproudý tok</p>	plyn: vzduch kapalina: voda, etanol, roztok NaCl	Jeden otvor $d_h = 0,01; 0,1$ m	$1,4 \cdot 10^3 \leq Bo \leq 1,4 \cdot 10^5$ $1,2 \cdot 10^7 \leq Ga \leq 6,5 \cdot 10^{10}$ $2,2 \cdot 10^{-1} \leq Fr \leq 3 \cdot 10^3$
Schumpe a kol. [221]	1987	$\varepsilon_g = B u_g^{0,87} u_{eff}^{-0,18}$ $\mu_{eff} = k (2800 u_g)^{n-1}$ $B = 0,43 \div 0,81$ <p>k a n jsou funkce koncentrace a povahy pevné fáze $k = 890 \div 1730 (Pa s^n), n = 0,163 \div 1$</p>	plyn: dusík, kyslík kapalina: voda, 0,8 M Na ₂ SO ₄ pevná fáze: uhlí, křemelina, alumina	$d_c = 0,095$ m $h_c = 0,85$ m	$0 < C_s < 300$ kg/m ³ $0 < u_g < 0,07$ m/s
Kulkarni a kol. [222]	1987	$\frac{u_g}{\varepsilon_g} + \frac{u_L}{1 - \varepsilon_g} = \frac{3u_b \frac{(1 - \varepsilon_g)}{(1 - \varepsilon_g^{5/3})}}{1 + \left(2 + 3 \frac{\gamma}{\mu_L}\right) \left(1 - \frac{0,628}{Re^{1/2}}\right)}$ <p>γ ... parametr povrchového napětí pro $\varepsilon_g > 8\%$</p>	plyn: vzduch kapalina: voda, povrchově aktivní látky		
Idogawa a kol. [36]	1987	$\frac{\varepsilon_g}{(1 - \varepsilon_g)} = 0,059 u_g^{0,8} \rho_g^{0,17} \left(\frac{\sigma_L}{72} \right)^{-0,22 \exp(-p)}$	plyn: vodík, helium, vzduch kapalina: voda, metanol, etanol, aceton, alkoholové roztoky	Perforovaný plech $19 \times d_h = 1$ μ m $d_c = 0,05$ m	$0,005 < u_g < 0,05$ m/s $0,1 < p < 5$ MPa $h_c/d_c = 16,6$
Zou a kol. [223]	1988	$\varepsilon_g = 0,17286 \left(\frac{\mu_L^4 g}{\rho_L \sigma_L^3} \right)^{-0,15} \left(\frac{u_g \mu_L}{\sigma_L} \right)^{0,58} \left(\frac{p + p_V}{p} \right)^{1,61}$ <p>p_V ... zvýšený tlak p ... referenční tlak</p>	plyn: vzduch kapalina: Koalescentní: destilovaná voda, průmyslové zahušťovadlo a pěnové rozpouštědlo Nekoalescentní: roztok prům. zahušťovadla	Ejektory $d_c = 0,3$ m $h_c = 1,46$ m	Koalescentní: $995 < \rho_L < 1270$ kg/m ³ $0,7 < \mu_L < 25,6$ mPa·s $0,0335 < \sigma_L < 0,0654$ N/m Nekoalescentní: $998 < \rho_L < 1011$ kg/m ³ $1,5 < \mu_L < 24,4$ mPa·s $0,0335 < \sigma_L < 0,0654$ N/m



Autoři	Rok	Korelace	Média	Rozměry systému	Rozsah měření
Kawase a kol. [224]	1992	$\frac{\varepsilon_g}{1 + \varepsilon_g} = 0,0625 \left(\frac{u_g}{v_{Lg}} \right)^{1/4}$	Semiteoretická rovnice, newtonské i neneutonské kapaliny		
Wilkinson a kol. [99]	1992	<p>1) $u_g < u_{trans}$</p> $\varepsilon_g = \frac{u_g}{u_{male\ bubliny}}$ <p>2) $u_g > u_{trans}$</p> $\varepsilon_g = \frac{u_{trans}}{u_{male\ bubliny}} + \frac{u_g - u_{trans}}{u_{velke\ bubliny}}$ $\frac{u_{trans}}{u_{male\ bubliny}} = 0,5^{-1,93} \rho_g^{-0,61} \mu_L^{0,5} \sigma_L^{0,11}$ $u_{male\ bubliny} = \frac{\sigma_L}{\mu_L} 2,25 \left(\frac{\sigma_L^3 \rho_L}{g \mu_L^4} \right)^{-0,273} \left(\frac{\rho_L}{\rho_g} \right)^{0,03}$ $u_{velke\ bubliny} \cdot \frac{\mu_L}{\sigma_L} = u_{male\ bubliny} \cdot \frac{\mu_L}{\sigma_L} +$ $+ 2,4 \left[\frac{\mu_L (u_g - u_{trans})}{\sigma_L} \right]^{0,757} \left(\frac{\sigma_L^3 \rho_L}{g \mu_L^4} \right)^{-0,077} \left(\frac{\rho_L}{\rho_g} \right)^{0,77}$	<p>plyn: dusík</p> <p>kapalina: voda, n-heptan, mono etylen glykol</p>	<p>prstencový aerátor</p> <p>$d_h = 4 \times 7 \text{ mm}$</p> <p>$d_c = 0.158, 0,23 \text{ m}$</p>	<p>$0.03 < u_g < 0.28 \text{ m/s}$</p> <p>$683 < \rho_L < 2960 \text{ kg/m}^3$</p> <p>$0.0004 < \mu_L < 0.055 \text{ kg/ms}$</p> <p>$0.0487 < \sigma_L < 0.0645 \text{ N/m}$</p>
Sotelo a kol. [225]	1994	$\varepsilon_g = 129 \left(\frac{u_g \mu_L}{\sigma_L} \right)^{0,99} \left(\frac{\mu_L^4 g}{\rho_L \sigma_L^3} \right)^{-0,123} \left(\frac{\rho_g}{\rho_L} \right)^{0,187} \left(\frac{\mu_g}{\mu_L} \right)^{0,343} \left(\frac{d_h}{d_c} \right)^{-0,089}$	<p>plyn: vzduch, CO₂</p> <p>kapalina: voda, etanol, sacharóza, glycerin</p>	<p>Porózní</p> <p>$d_h = 30, 65, 150 \text{ }\mu\text{m}$</p> <p>$d_c = 0,04; 0,08 \text{ m}$</p>	<p>$h_c = 1,5 - 2,0 \text{ m}$</p> <p>$0 < u_g < 0,2 \text{ m/s}$</p>
Reilly a kol. [100]	1994	<p>Homogenní režim</p> $\varepsilon_g = A \frac{\rho_g u_g}{\rho_L (1 - \varepsilon_g)}, \quad A = 2,84 \cdot \rho_L \cdot \rho_g^{-0,96} \sigma_L^{-0,12}$ <p>Heterogenní režim</p> $\varepsilon_g = B \left[\frac{\rho_g u_g}{\rho_L (1 - \varepsilon_g)} \right]^{1/3}$ <p>B = 3.8 Isopar-G, 3.7 Isopar-M, 3.6 TCE, 4.6 Varsol, 4 voda</p>	<p>plyn: vzduch, helium, dusík, argon, oxid uhličitý</p> <p>kapalina: voda, Isopar-M a -G, varsol, TCE</p>	<p>Perforovaný plech</p> <p>$d_c = 0,15 \text{ m}$</p> <p>$h_c = 2,7 \text{ m}$</p>	<p>$0,1 < p < 1,1 \text{ MPa}$</p> <p>$0,006 < u_g < 0,23 \text{ m/s}$</p>



Autoři	Rok	Korelace	Média	Rozměry systému	Rozsah měření
Krishna a Ellenberger [101]	1996	1) $u_g < u_{trans}$ $\varepsilon_g = \varepsilon_b$ 2) $u_g > u_{trans}$ $\varepsilon_g = \varepsilon_b + \varepsilon_{trans}(1 - \varepsilon_b)$ ----- $\varepsilon_b = 0,268 \frac{(u_g - u_{trans})^{0,58}}{d_c^{1,18}}$ $u_{trans} = \frac{\sigma_L^{0,12}}{2,84 \rho_g^{0,04}} \cdot \varepsilon_{trans}$ $\varepsilon_{trans} = 0,59 \left(\frac{\rho_g^{0,96} \sigma_L^{0,12}}{\rho_L} \right)^{0,66}$	plyn: vzduch, helium, argon kapalina: voda, parafínový olej, separtan, tetradekan	Slinuté porózní sklo $d_h = 150-200 \mu\text{m}$ Polyakrilátový síťový plech $d_h = 2,5 \text{ mm}$ Slinutý bronz $d_h \approx 50 \mu\text{m}$ $d_c = 0,1; 0,174; 0,19; 0,38; 0,63 \text{ m}$	$0,001 < u_g < 0,85 \text{ m/s}$
Kojima a kol. [191]	1997	$\varepsilon_g = 1,18 u_g^{0,679} \left(\frac{\sigma_L}{\sigma_{L,0}} \right)^{-0,546} \cdot \exp \left[12 \cdot 700 \cdot \left(\frac{\rho_L \dot{V}^2}{d_h^3 \sigma_L} \right) \left(\frac{p}{p_0} \right) \right]$	plyn: vzduch kapalina: voda, roztok pufru, roztoky enzymů	Jeden otvor $d_h = 1,38; 2,1; 2,9; 4,03 \text{ mm}$ $d_c = 0,045 \text{ m}$	$0,1 < p < 1,1 \text{ MPa}$ $0,00005 < u_g < 0,0015 \text{ m/s}$
Luo a kol. [34]	1999	$\frac{\varepsilon_g}{(1 - \varepsilon_g)} = \frac{2,9 \left(\frac{u_g^4 \rho_g}{\sigma_L g} \right)^\alpha \left(\frac{\rho_g}{\rho_L} \right)^\beta}{[\cosh(Mo_{sl}^{0,054})]^{0,41}}$ $\alpha = 0,21 Mo_{sl}^{0,0079}, \beta = 0,096 Mo_{sl}^{-0,011}, \rho_{sl} = \rho_l, \xi = 1$	plyn: dusík kapalina: Paratherm NF – teplotnosná kapalina pevná fáze: alumina	Perforovaný plech, čtvercový vzor $d_h = 120 \times 1,5 \text{ mm}$ $d_c = 0,102 \text{ m}$	$0,1 < p < 5,6 \text{ MPa}$ $0 < u_g < 0,045 \text{ m/s}$
Letzel a kol. [93]	1999	Heterogenní režim $\varepsilon_g = \varepsilon_b + \varepsilon_{trans}(1 - \varepsilon_b)$ $\varepsilon_g = 0,268 \frac{(u_g - u_{trans})^{\frac{4}{5}}}{d_c^{0,18} (u_g - u_{trans})^{0,22} \left(\frac{\rho_g}{\rho_{atm}} \right)^{0,5}}$ $\varepsilon_{trans} = 0,59 \left(\frac{\rho_g^{0,96} \sigma_L^{0,12}}{\rho_L} \right)^{0,66}$	plyn: vzduch kapalina: voda	Adaptace korelace Krishna a Ellenberger [101]	



Autoři	Rok	Korelace	Média	Rozměry systému	Rozsah měření
Fan a kol. [35]	1999	$\frac{\varepsilon_g}{(1 - \varepsilon_g)} = \frac{2,9 \left(\frac{u_g^4 \rho_g}{\sigma_L g} \right)^\alpha \left(\frac{\rho_g}{\rho_{sl}} \right)^\beta}{[\cosh(Mo_{sl}^{0,054})]^{4,1}}$ $Mo_{sl} = \frac{g(\rho_{sl} - \rho_g)(\xi \mu_L)^4}{\rho_{sl}^2 \sigma_L^3}$ $\alpha = 0,21 Mo_{sl}^{0,0079}$ $\beta = 0,096 Mo_{sl}^{-0,011}$ $\ln \xi = 4,6 C_V \{5,7 C_V^{0,58} \sinh[-7 + \exp(-5,8 C_V) \ln Mo^{0,22}] + 1\}$ <p>C_V objemová koncentrace pevné fáze v suspenzi</p>	plyn: dusík kapalina: paratherm NF pevná část: alumina	$d_c = 0,102$ m $h_c = 1,37$ m	$0 < u_g < 0,45$ m/s $0,1 < p < 5,62$ MPa
Krishna a Sie [226]	2000	$\varepsilon_g = \varepsilon_{g,velke\ bubliny} + \varepsilon_{trans}(1 - \varepsilon_{g,velke\ bubliny})$ $\varepsilon_{g,velke\ bubliny} = \frac{u_g - u_{trans}}{u_{velke\ bubliny}}$ $u_{velke\ bubliny} = 0,71 \sqrt{g d_b} (SF)(AF)(DF)$ $SF = 1 \text{ pro } d_b/d_c < 0,125$ $SF = 1,13 \exp(-d_b/d_c) \text{ pro } 0,125 < d_b/d_c < 0,6$ $SF = 0,496 \sqrt{d_b/d_c} \text{ pro } d_b/d_c > 0,6$ $AF = 2,25 + 4,09(u_g - u_{trans}), \quad DF = \sqrt{1,29/\rho_g}$ $d_b = 0,069(u_g - u_{trans})^{0,376}$ $u_{trans} = u_{male\ bubliny} \varepsilon_{trans}$ $\varepsilon_{trans} = \varepsilon_{trans,0} \left(\frac{\rho_g}{\rho_{g,ref}} \right)^{0,48} \left(1 - \frac{0,7 C_V}{\varepsilon_{trans,0}} \right)$ $\varepsilon_{trans,0} = 0,27 \text{ pro par. olej}$ $u_{male\ bubliny} = u_{male\ bubliny,0} \left(1 + \frac{0,8 C_V}{u_{male\ bubliny,0}} \right)$ $u_{(male\ bubliny, 0)} = 0,095 \text{ m/s pro par. olej}$	plyn: vzduch kapalina: parafínový olej, tellus olej pevná část: silika $d_c = 0,1; 0,19; 0,38; 0,63$ m		$0 < u_g < 0,5$ m/s $0 < C_V < 36$ %



Autoři	Rok	Korelace	Média	Rozměry systému	Rozsah měření
Bouaifi a kol. [8]	2001	$\varepsilon_g = C_2 u_g^x$ <p>* C_2, x v tabulce pod touto tabulkou</p>	<p>plyn: vzduch kapalina: voda</p>	<p>Porózní plech, membrána, perforovaný plech $d_c = 0,15$ a $0,2$ m</p>	<p>$0 < u_g < 0,045$ m/s</p>
Kemoun a kol. [111]	2001	$\varepsilon_g = \tilde{\varepsilon}_g \left(\frac{m+2}{m} \right) \left[1 - c \left(\frac{r}{R} \right)^m \right]$ <p>m, c ... přizpůsobené parametry $\tilde{\varepsilon}_g$... průměrná zádrž plynu v průřezu při CT měření</p>			
Jordan a Schumpe [188]	2001	$\frac{\varepsilon_g}{(1 - \varepsilon_g)} = b \cdot Bo^{0,16} Ga^{0,04} Fr^{0,7} \left(1 + 27 \cdot Fr^{0,52} \left(\frac{\rho_g}{\rho_L} \right)^{0,58} \right)$ <p>b... dle distributoru plynu: 1×4.3 mm $\rightarrow b = 0,109$ 1×3 mm $\rightarrow b = 0,135$ 1×1 mm $\rightarrow b = 0,122$ 7×1 mm $\rightarrow b = 0,153$ 19×1 mm $\rightarrow b = 0,112$</p>	<p>plyn: dusík, helium kapalina: etanol, butanol, toluen, dekalin</p>	<p>Různé perforované plechy, dle koeficientu b $d_c = 0,1$ m $h_c = 2,4$ m</p>	<p>$0,01 < u_g < 0,21$ m/s $0,1 < p < 4$ MPa</p>
Syeda a kol. [227]	2002	<p>Pro jednosložkové kapaliny:</p> $\varepsilon_g = c_1 \left[\left(\frac{We}{2} \right)^{1/2} \right]^b \left(\frac{\mu_g \mu_L}{\sigma} \right)^{0,578} \left(\frac{\mu_L^4 g}{\rho_L \sigma^3} \right)^{-0,131} \left(\frac{\rho_g}{\rho_L} \right)^{0,062} \left(\frac{\mu_g}{\mu_L} \right)^{0,107}$ <p>Pro dvousložkové kapaliny (cr... kritický parametr):</p> $\varepsilon_g = c_1 \left[x \left(\frac{We_1}{2} \right)^{1/2} + \left(\frac{cr^2}{\sigma} \right) + (1-x) \left(\frac{We_2}{2} \right)^{1/2} \right]^b \cdot \left(\frac{\mu_g \mu_L}{\sigma} \right)^{0,578} \left(\frac{\mu_L^4 g}{\rho_L \sigma^3} \right)^{-0,131} \left(\frac{\rho_g}{\rho_L} \right)^{0,062} \left(\frac{\mu_g}{\mu_L} \right)^{0,107}$			



Autoři	Rok	Korelace	Média	Rozměry systému	Rozsah měření
Elgozali a kol. [187]	2002	$\varepsilon_g = K \cdot u_g^a \cdot v_l^b \cdot \chi^c$ <p>* K, a, b, c v tabulce pod touto tabulkou</p>	Vzduch, 2-propanol, 2-propanol/methanol (20 mol% 2-propanol), 2-propanol/voda (15 mol% 2-propanol), ethanol/voda, etylenglykol/voda	Děrovaný plech 25 děr po 0,005 m 75 děr po 0,003 m $d_c = 0,09$ m $h_c = 0,61$ m	
Urseanu a kol. [228]	2003	$\varepsilon_g = 0,21 u_g^{0,58} \mu_L^{-0,12} \rho_g^{[0,3 \exp(-9\mu_L)]}$	Plyn: dusík Kapalina: olej, roztok glukózy	$d_c = 0,15; 0,23$ m $h_c = 1,22$ m	$0 < u_g < 0,3$ m/s $0,1 < p < 1$ MPa
Behkish a kol. [229]	2006	$\varepsilon_g = 4,94 \cdot 10^{-3} \cdot \left(\frac{\rho_L^{0,415} \rho_g^{0,177}}{\mu_L^{0,174} \sigma_L^{0,27}} \right) u_g^{0,553} \left(\frac{p}{p - p_s} \right)^{0,203} \cdot \left(\frac{d_c}{d_c + 1} \right)^{-0,117} \cdot \Gamma^{0,053} \cdot e^{[-2,231C_V - 0,157(\rho_s d_s) - 0,242X_W]}$ $\Gamma = (K_d N_h d_h^\alpha)$ $\varepsilon_{g, \text{velke bubliny}} = \varepsilon_g^{0,84} \cdot F$ $F = \left(1 - 3,04 \cdot 10^{-6} \cdot \frac{\rho_L^{0,97}}{\mu_L^{0,16}} e^{4,5X_W - 4,59C_V} \right)$ $\varepsilon_g = \varepsilon_{g, \text{velke bubliny}} + \varepsilon_{g, \text{male bubliny}}$ <p>1) if $\varepsilon_g \leq F^{25/4}$... neexistují malé bubliny 2) if $\varepsilon_g > F^{25/4}$... existují malé i velké bubliny</p>	Různé – viz [229] p, ps... tlak v systému, tlak nasycených par K_d ... koeficient distributoru v tabulce za touto tabulkou X_W ... váhová koncentrace primární kapaliny Doplnění v tabulce na konci této tabulky	Různé distributory – viz [224] $d_c = 0,0382 \div 5,5$ m	$0,1 < p < 15$ MPa $0,0035 < u_g < 0,574$ m/s $0 < C_v < 36$ %vol $275 < T < 538$ K $5 < d_p < 300$ μ m $700 < \rho_p < 4000$ kg/m ³ $0,06 < \rho_g < 177,3$ kg/m ³ $633,4 < \rho_L < 1583$ kg/m ³ $0,189 < \mu_L < 399$ mPa s $8,4 < \sigma_L < 75$ mN/m
Maceiras a kol. [121]	2010	$\varepsilon_g = 1,83 \cdot 10^{-9} \cdot Fr^{0,45} Ar^{0,62} Eo^{0,7} \left(\frac{d_{b32}}{d_c} \right)^{-1,3}$	plyn: CO ₂ kapalina: diethanolamine (DEA)	Jeden otvor $d_h = 4$ mm $d_c = 0,09$ m $h_c = 1,03$ m	$0,00077 < u_g < 0,0019$ m/s $0,05 < C_{DEA} < 1$ M
Uysal a kol. [6]	2010	$\varepsilon_g = 0,877 u_g^{0,67}$	plyn: vzduch kapalina: voda	$d_c = 0,16$ m čtverec	



Autoři	Rok	Korelace	Média	Rozměry systému	Rozsah měření
Sasaki a kol. [180]	2016	$\varepsilon_g = \frac{C_1 Fr}{1 + C_2 Fr}, \varepsilon_g = \max[\varepsilon_g(C_1^{R1}, C_2^{R1}, Fr), \varepsilon_g(C_1^{R2}, C_2^{R2}, Fr)]$ <p>$C_1, C_2 \dots$ koeficienty v závislosti na režimu $R_1, R_2 \dots$ režim 1 (přibližně homogenní) a režim 2 (přibližně heterogenní)</p> <p>Doplnění v tabulce pod touto tabulkou</p>	plyn: vzduch kapalina: voda	$h_L^* = \frac{h_L}{d_H} = 1,5 \div 5$ <p>Kruh 45 otvorů $d_h = 4 \text{ mm}$ $d_c = 0,2 \text{ m}$ kruh Čtverec 49 otvorů $d_h = 4 \text{ mm}$ $d_c = 0,2 \text{ m}$ čtverec</p>	$0,25 < u_g < 0,4 \text{ m/s}$ $\rho_{\text{cond}} = 170 \mu\text{S/cm}$
Zedníková a kol. [230]	2018	$\varepsilon_g = 0,765 u_g^{0,603}$	plyn: vzduch kapalina: voda	Perforovaný plech $d_h = 1,6 \text{ mm}$ $d_c = 0,19 \text{ m}$ $h_c = 1 \text{ m}$	$0,02 < u_g < 0,2 \text{ m/s}$ $\rho_L = 997 \text{ kg/m}^3$ $\mu_L = 0,89 \text{ mPa}\cdot\text{s}$ $\sigma_L = 71 \text{ mN/m}$

Doplnění k tabulce 3-3:

Doplnění Bouaifi a kol. [8]

Průměr kolony	Porózní plech		Membrána		Perforovaný plech	
	C_2	x	C_2	x	C_2	x
0,15 m	3,62	0,91	4,25	0,99	3,66	0,83
0,2 m	3,43	1,03	3,12	1,05	2,2	1,06



Doplnění Behkish a kol. [229]

Distributor plynu	K_d	α
Perforovaný plech	1,364	0,017÷0,303
Porézní plech	1,553	0,650
Jedno otvorový	1,205	0,134
Více otvorový	1,364	0,303
Kruhový	1	0,015
Rozvětvený (Spider)	1	0,015
Slinutý plech	1,553	0,650

Doplnění Sasaki a kol. [180]

Režim	Režim R1		Režim R2	
	C1	C2	C1	C2
Kulatá kolona	23,1	80,5	14,6	38,3
Čtvercová kolona	10,6	19,9	7,7	11,4

Doplnění Elgozali a kol. [187]

Proměnná	Průměrné hodnoty	Koalescentní vsádka	Nekoalescentní vsádka
K	$(4,5 \pm 5,9) \cdot 10^6$	$(4,5 \pm 5,9) \cdot 10^6$	$(4,5 \pm 5,9) \cdot 10^6$
a	$0,67 \pm 0,04$	$0,72 \pm 0,01$	$0,44 \pm 0,01$
b	$0,22 \pm 0,02$	$0,14 \pm 0,01$	$0,13 \pm 0,02$
c	$1,95 \pm 0,12$	$1,26 \pm 0,04$	$1,41 \pm 0,20$



4 Přestup tepla v probublávaných kolonách

Ovlivňování teploty v probublávaných kolonách je důležité vzhledem k probíhajícím chemickým (chemické reakce), fyzikálním (absorpce, destilace) a biochemickým procesům. Pro chemické endo- i exotermické reakce je nutné znát míru ohřívání nebo chlazení pro udržení chodu reakce. Stejný problém nastane i při fyzikálních a biochemických procesech, kdy se teplota vsádky zvyšuje nebo snižuje a je potřeba chladit nebo ohřívát, například z důvodu fázové rovnováhy. Dle Gandhi a Joshi [231] je „v probublávaných kolonách důležitý správný návrh teplosměnných ploch rozhodující pro udržení aktivity katalyzátoru, integrity reakcí a kvality produktu vzhledem k tomu, že velké množství procesů je vysoce exotermních a endotermických. Přenos tepla může být ve skutečnosti nejdůležitějším aspektem při definování výkonu v koloně. Proto je důležité porozumět a kvantifikovat přenos tepla pro optimální provoz a minimalizaci nákladů.“ Deckwer [76] napsal, že: „přestup tepla v probublávaných kolonách je obecně 100x vyšší než v případě jednofázového proudu.“ A „většina předchozích studií přenosu tepla v probublávaných kolonách se týkala ustáleného, časově zprůměrovaného přenosu tepla z: 1) objektu do vsádky a ze 2) stěny do vsádky. Znalost okamžitých koeficientů přenosu tepla však poskytuje lepší přehled o hydrodynamice a mechanismu přenosu tepla.“ Já bych přestup tepla doporučil rozdělit spíše na: 1) mezi bublinou plynu a vsádkou a 2) mezi pevným elementem (stěna, sonda a další) a dispergovanou vrstvou.

4.1 Přestup tepla a hmoty v probublávaných kolonách

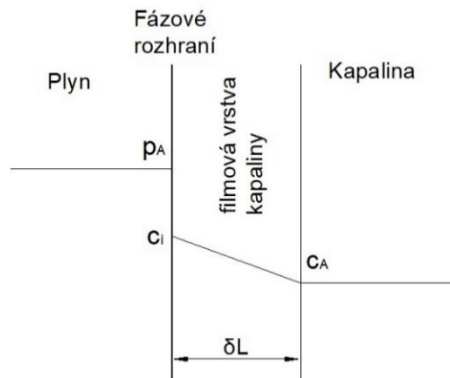
Pro vysvětlení přenosu hmoty, a tepla, jsou nejpoužívanější čtyři teorie, filmová a dvou-filmová (stagnant-film), penetrační (Higbie's penetration theory), teorie obnovy povrchu (surface renewal theory) a teorie mezní vrstvy (boundary layer theory).

4.1.1 Filmová a dvou-filmová teorie

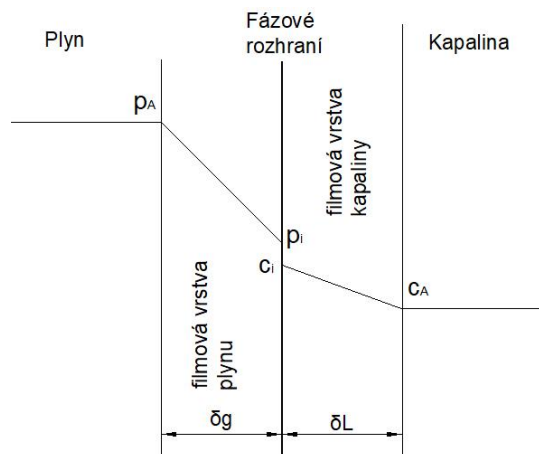
Tato teorie byla poprvé použita Nernstem [232] v roce 1904 a dále rozvinuta do podoby dvou-filmové teorie Lewisem a Whitmanem [233] v roce 1923. Dle Ditla [234]: „Základní myšlenka této teorie spočívá v předpokladu existence fiktivní stagnantní vrstvičky o tloušťce δ na fázovém rozhraní, ve které dochází k transportu hmoty molekulární difúzí. Tloušťka vrstvy je právě taková, že přesně vyjadřuje celkový odpor proti přenosu hmoty mezi fázovým rozhraním a proudící tekutinou.“ Veškeré přenosové jevy se tak dějí právě v této vrstvičce, která je charakterizuje.



Dalšími důležitými předpoklady této teorie jsou dokonalé míchání mimo fázové rozhraní, kde se předpokládají homogenní vlastnosti neměnné v čase, lineární koncentrační profil v mezní vrstvě, okamžité vytvoření mezní vrstvy a ustálený stav. Tato teorie také bere v úvahu pouze difúzi a ne konvekci.



Obr. 4-1: Profily koncentrace a parciálních tlaků na fázovém rozhraní.



Obr. 4-2: Profily koncentrace a parciálních tlaků na fázovém rozhraní pro dvoufilmovou teorii, zdroj: [338].

V případě filmové teorie je součinitel přenosu hmoty úměrný difúznímu koeficientu, D_{AB} , a nepřímo úměrný tloušťce vrstvy, δ_L nebo δ_g , a lze jej vyjádřit vztahem (4-1-1) pro stranu kapaliny a vztahem (4-1-2) pro stranu plynu.

$$k_L = \frac{D_{AB}}{\delta_L} \quad , \quad k_g = \frac{D_{AB}}{\delta_g} \quad (4-1-1, 4-1-2)$$

Pokud bychom bubliny v kapalině zjednodušili na jednoduché koule a přestup by byl stacionární, bylo by možné pro výpočet přestupu tepla využít Laplaceovu rovnici (4-1-3) a pro výpočet tepelného toku rovnici (4-1-6) s okrajovými podmínkami (4-1-4) a (4-1-5) s indexem *in* pro vnitřní stranu a *out* pro vnější.



$$\frac{\partial}{\partial x} \left(r^2 \frac{\partial T}{\partial x} \right) = 0 \quad (4-1-3)$$

$$1. \quad T(r = R_{in}) = T_{Sin} \quad (4-1-4)$$

$$2. \quad T(r = R_{out}) = T_{Sout} \quad (4-1-5)$$

$$\dot{Q} = q(r) \cdot S = q(r) \cdot 4\pi \cdot r^2 = \lambda \cdot \frac{1}{\frac{1}{R_{in}} - \frac{1}{R_{out}}} \cdot (T_{Sin} - T_{Sout}) \quad (4-1-6)$$

4.1.2 Penetrační teorie

Penetrační teorie, uvedená v roce 1935 Higbiem [235] určuje, že koeficient přenosu hmoty je úměrný druhé odmocnině difuzivity. Dle Ditla [234] „Higbie hledal příčinu omezení platnosti filmové teorie v krátké době styku elementů proudící tekutiny s fázovým rozhraním. Předpokládal, že za tak krátkou dobu se nemohou elementy nasytit. Přenos hmoty řešil jako úlohu nestacionární difúze z fázového rozhraní do elementů tekutiny při opět neznáme době kontaktu s druhou fází.“

Předpoklady této teorie jsou: 1) přenos z plynu do kapalného prvku nastává při kontaktu za nepravidelného stavu, 2) mezi plynem a kapalinou existuje rovnováha, 3) každý element kapaliny je v kontaktu s plynem stejnou dobu.

V případě penetrační teorie součinitel přenosu hmoty lze vyjádřit rovnicí (4-1-7), kdy se součinitel přenosu hmoty rovná dvěma odmocninám poměru difúzního koeficientu, D_{AB} , a času kontaktu, t_k , jehož určení je stejně problematické jako stanovení tloušťky vrstev δ_L a δ_G .

$$k_L = 2 \sqrt{\frac{D_{AB}}{\pi \cdot t_k}} \quad (4-1-7)$$

4.1.3 Teorie obnovy povrchu

Ditl [234] o této teorii uvádí: „Danckwerts [261] zdokonalil penetrační teorii předpokladem, že elementy kapaliny jsou ve styku s fázovým rozhraním po rozdílnou dobu měnící se od nuly do nekonečna.“ Tato teorie dělí kapalinu na dvě oblasti – mezifázovou oblast a velkou dokonale míchanou oblast kapaliny.

Předpoklady této teorie jsou: 1) elementy kapaliny v mezifázové oblasti jsou náhodně míchány s elementy z míchané kapaliny, 2) přenos z plynu do kapalného prvku nastává při kontaktu za nepravidelného stavu, 3) v každý okamžik každý element má stejnou možnost být nahrazen novým z míchané kapaliny.



V případě teorie obnovy povrchu lze součinitel přenosu hmoty vyjádřit rovnicí (4-1-8), kdy je součinitel přenosu hmoty úměrný odmocnině difúzního koeficientu, D_{AB} , a míře obnovy povrchu, r_c .

$$k_L \approx \sqrt{D_{AB}r_c} \quad (4-1-8)$$

4.1.4 Teorie izotropní turbulence

Kolmogorovova teorie místní izotropní teorie vychází z práce A. N. Kolmogorova ve 40. letech 20. století [15-18]. Je založena na předpokladu, že turbulence existuje v širokém rozsahu velikostí „vírů“ v tekutinách. Velké turbulence mají rozměr ve stejném měřítku jako ostatní charakteristické rozměry kolony a obsahují převážnou část energie, nicméně disipují jen malé množství energie, zatímco menší turbulence obsahují méně energie, ale mají větší vliv na její rozptylování se viskozitou. Dle Deckwera [76] se tato teorie ukázala vhodnou pro predikci velikostí bublin v míchaných disperzích a přenosu hmoty v systémech kapalina-pevná látka. Dle Deckwera [76] Kašťánek [237] dokázal, že hlavním faktorem pro vytvoření mezifázového povrchu mezi bublinou plynu a kapalinou je míra disipované energie spočtená z Kolmogorovovy teorie. Na probublávané kolony tuto teorii použili Baird a Rice [238].

4.1.5 Porovnání teorií

Srovnání jednotlivých teorií ve vztahu součinitele přenosu hmoty ku difúznímu koeficientu a jejich výhody a nevýhody jsou uvedeny v tabulce 4-1.

Tab. 4-1: Srovnání jednotlivých teorií ve vztahu součinitele přenosu hmoty ku difúznímu koeficientu a jejich výhody a nevýhody.

Teorie	Součinitel přenosu hmoty ku difúznímu koeficientu	Výhody	Nevýhody
Filmová	$k \approx D$	Jednoduchá	Obtížný výpočet tloušťky vrstvy
Penetrační	$k \approx D^{1/2}$	Jednoduchá, obsahuje tok kapaliny	Neznámý kontaktní čas
Obnovy povrchu	$k \approx D^{1/2}$	Dobrý fyzikální popis	Míra obnovy povrchu je obtížně zjistitelná

Dle Morsiho a Bashi [239] difuzivita do značné míry závisí na teplotě, viskozitě, i na složení a povaze kapaliny. Mnoho badatelů vztáhlo součinitel přestupu hmoty, k_L , k difúznímu koeficientu, D_{AB} , ve formě rovnice (4-1-9).

$$k_L = D_{AB}^\alpha \quad (4-1-9)$$



Tab. 4-2: Koeficient α v rovnici $k_L = D_{AB}^\alpha$. (Zdroj: Morsi a Basha [239]).

Autoři	Exponent α v rovnici (4-1-9)
Versteeg a kol. [240]	0,33 – 0,5
Davies a kol. [241]	0,46 – 0,6
Kuthan a Broz [242]	0,51 – 0,64
Kozinski a King [243]	0,5 – 0,6
Linek a kol. [128]	0,46 – 0,66

Hodnota exponentu, $\alpha = 0,5$, odpovídá více laminární oblasti proudění v blízkosti bublin, a ne oblasti turbulentní, kde lze očekávat hodnoty exponentu $\alpha \doteq 0,67$. Z rozptylu hodnot exponentu v tabulce 4-2 vyplývá, že autoři zřejmě nevyhodnocovali samostatně jednotlivé hydrodynamické režimy.

4.2 Vyjádření přestupu tepla

Veškerý přestup tepla v probublávané koloně lze charakterizovat pomocí součinitele přestupu tepla. Vzhledem k různým mechanismům přestupu tepla je nutné rozlišovat o jaký součinitel přestupu tepla se jedná. V probublávaných kolonách lze najít následující přenosy tepla:

- Přestup tepla mezi dispergovaným plynem a kapalinou. Viz část 4.5.
- Přestup tepla mezi probublávanou vrstvou a pevným elementem. Viz část 4.6.
 - Přestup tepla mezi vsádkou a teplonosným elementem nebo sondou.
 - Přestup tepla mezi vsádkou a stěnou kolony, narážkou nebo vnitřní trubkou.
 - Přestup tepla mezi vsádkou a stěnou kolony.
 - Přestup tepla na jednu trubku.
 - Přestup tepla do svazku trubek.
 - Přestup tepla při použití narážek.

Téměř všichni autoři se zaměřují na přestup mezi probublávanou vrstvou a pevnou stěnou. Přestup tepla v probublávané vrstvě mezi kapalinou a plynem je studován jen omezeným množstvím autorů. Těmito autory jsou Guy a kol. [5], Uysal a kol. [6] a Panicker a Fox [7].



Jhawar a Prakash [125] pozorovali, že „ve srovnání s probublávanými kolonami bez vestaveb jsou součinitele přenosu tepla s vnitřními vestavbami (svazky trubek) vyšší a rozdíly se zvyšují se zvyšující se mezivrstvou rychlostí plynu.“ Alabovskii [244] ukázal, že odpor přenosu tepla je zanedbatelný v kapalně fázi oproti odporu v plynné fázi.

Součinitel přestupu tepla lze v bezrozměrné podobě vyjádřit pomocí Nusseltova čísla nebo Stantonova čísla. Závislost Stantonova čísla na bezrozměrných číslech je uvedena rovnicí (4-2-1). Korelace pro Stantonovo číslo od různých autorů jsou uvedeny v tabulce v části 4.9. Stantonovo číslo je bezrozměrné číslo, které udává poměr mezi teplem přeneseným do kapaliny k tepelné kapacitě kapaliny. Stantonovo číslo se nejčastěji používá k charakterizaci přenosu tepla v obvodech s nucenou konvekcí. Stantonovo číslo charakterizuje intenzitu disipace energie v toku plynu nebo kapaliny.

$$St = \frac{Nu}{Re_g Pr_F \frac{d_c}{d_b}} = \frac{\alpha}{c_p \rho_l u_g} \Rightarrow \alpha = St c_p \rho_l u_g \quad (4-2-1)$$

Dle Deckwera [76] je celková rychlost disipace energie v probublávané koloně dána součinem objemového průtoku plynu a tlakové ztráty:

$$P = \dot{V}_g \rho_L g \epsilon_L h_c \quad (4-2-2)$$

Z rovnice 4-2-2 vyplývá, že rychlost disipace energie, ϵ_L , na jednotku hmotnosti kapaliny je dána vztahem 4-2-3:

$$\epsilon_L = u_g g \quad (4-2-3)$$

4.3 Vliv parametrů na přestup tepla

Dle Kantarciho a kol. [1] jsou základními parametry ovlivňujícími přenos tepla hlavně „mezivrstvou rychlost plynu, rozměry kolony, koncentrace a hustota pevných částic, viskozita kapaliny a axiální / radiální umístění sondy pro přenos tepla.“

Dle Gandhiho a Joshiho [231]: „se součinitel přestupu tepla mění se změnou velikosti a tvaru bublin, které jsou zase závislé na typu distributoru plynu, vlastnostech plyn - kapalina, provozním tlaku a teplotě a tím i dalších parametrech.“

Dle Wu a kol. [267]: „Se zvyšujícím se tlakem se koeficient přenosu tepla snižuje v důsledku kombinace účinků snižování velikosti bublin, zvyšování zádrže plynu a zvyšování počtu bublin. Součinitel přestupu tepla při 10 barech byl shledán asi o 6 ÷ 17% nižší než při 1 baru.“



4.3.1 Vliv mimovrstvové rychlosti plynu

Dle Kantarciho a kol. [1] zvýšení mezivrstvové rychlosti podpoří přestup tepla. Prakash a kol. [20], Deckwer a kol. [76] a Saxena a Chen [21, 22] došli k závěru, že mimovrstvová rychlost podporuje turbulenci, která zvýší koeficient přestupu tepla mezi kapalinou a plynem. Proto se pro různé vlastnosti systému a různé provozní podmínky liší měřicí techniky přestupu tepla. Dle Kantarciho a kol. [1] je také rychlost zvyšování koeficientu přestupu tepla výraznější při nízké mezifázové rychlosti plynu, a pozvolnější při vyšších rychlostech plynu. Totéž bylo pozorováno ve studiích zabývajících se měřením zádrže. Dle Wu a kol. [267] se „koeficienty přenosu tepla ve středové oblasti i u stěny zvyšovaly se zvyšující se mimovrstvovou rychlostí plynu a tento nárůst se naopak snižoval při vyšších průtocích plynu.“ Wu toto vysvětluje především změnou hydrodynamiky v systému, kdy pro vysoce heterogenní systém již není nárůst počtu bublin patrný a bubliny mají tendenci se více spojovat.

4.3.2 Vliv zádrže

Tímto vlivem se v literatuře autoři příliš nezabývají. Dle našich zkušeností z experimentální části je vliv zádrže podobný jako vliv mimovrstvové rychlosti.

4.3.3 Vliv vlastností kapaliny

Dle publikovaných studií, např. Deckwer a kol. [2], Saxena a kol. [167] a Prakash a kol. [20], se přestup tepla zvyšuje se zvyšující se hustotou a viskozitou kapaliny.

4.3.4 Vliv rozměrů kolony

Saxena a kol. [168] měřil součinitel přestupu tepla mezi teplotonosnou sondou a vsádkou pro dvě různé kolony o průměrech 0,108 m a 0,305 m. Součinitel přestupu tepla byl zjištěn vyšší pro větší průměr. Saxena toto vysvětluje vyšším mícháním a větší turbulencí dosažených ve větším průměru.

Jhavar a Prakash [4] určili, že „efekt průměru je výraznější ve středu kolony. Nezanedbatelný účinek průměru kolony pro oblast u stěny může souviset s účinkem tlumení turbulence v této oblasti. Pozorované zvýšení koeficientu přenosu tepla ve střední oblasti kolony souvisí se zvýšením rychlosti cirkulace kapaliny při vyšším průměru kolony, což může zase souviset se zvýšenou rychlostí velkých bublin.“



4.3.5 Vliv polohy teploměrné sondy

Tato sonda je popsána v části 4.4.2. Dle Kantarciho a kol. [1] „Poloha sondy pro přenos tepla ve vsádce mění hodnoty koeficientu přenosu tepla. Bylo provedeno několik studií s různým umístěním teploměrné sondy v různých axiálních a radiálních místech v koloně a stanovením odpovídajících hodnot koeficientů přenosu tepla na těchto místech. Ve skutečnosti však rozdíly v měření axiálního přenosu tepla v koloně pramení pouze ze vzdálenosti k distributoru plynu a radiálních rozdílů v distribuci velikosti bublin. V oblasti distributoru jsou velikosti bublin zřetelně menší než velikosti bublin v oblasti dále od distributoru plynu. To je způsobeno skutečností, že vnější tlak kolem bubliny klesá s výškou v koloně. Velké bubliny by tedy byly se vzdáleností od distributoru dominantnější. Protože rychlejší pohyb velkých bublin je účinnější při přenosu tepla ve srovnání s malými bublinami, je možno pozorovat vyšší hodnoty koeficientu přenosu tepla v horních částech kolony, tj. dál od distributoru plynu ve srovnání s oblastí okolo distributoru plynu.“ Prakash a kol. [20] určil: „koeficienty přenosu tepla ve středu kolony jsou vyšší než koeficienty přenosu tepla u stěny, vzhledem ke skutečnosti, že velké bubliny se více shromažďují ve středu kolony.“ Jhavar a Prakash [124] a Wu a kol. [267] udávají jako důvod tohoto rozdílu v převládající existenci velkých bublin o vysoké vzestupné rychlosti ve středu (relativně vysoká turbulentní zóna) kolony a malé velikosti, které mají bubliny o nízké rychlosti (relativně nízká turbulentní zóna) u stěny. K tomu Kantarci a kol. [1] dodává, že uprostřed kolony je i vyšší turbulence než u stěny, a tato turbulence má další přínos pro přenos tepla. Jhavar a Prakash [4] určili rovnici pro různou polohu teplosměrné sondy, viz část 4.5.

4.3.6 Vliv teploty a tlaku

Saxena a kol. [20] provedli experimenty ke studiu vlivu teploty na koeficient přenosu tepla. Bylo zjištěno, že se zvyšující se teplotou roste koeficient přenosu tepla. To lze dle Kantarciho a kol. [1] vysvětlit sníženou viskozitou kapaliny a zvýšenou turbulencí při vyšších teplotách.

Chen a kol. [340] zkoumali vliv provozního tlaku na přenos tepla. Autoři pozorovali, že koeficienty přenosu tepla mírně rostly se zvyšujícím se tlakem. Wu a kol. [267] při experimentu určí, že: „při změně tlaku z 1 na 10 barů se koeficienty přenosu tepla snížily ve středu i u stěny kolony. Pokles koeficientů přenosu tepla ve středu kolony kolísá od 17 % do 8 % a pokles v oblasti u stěny kolísá od 14 % do 6 % se zvyšující se mezivrstvou rychlostí plynu.“



4.4 Způsoby měření přestupu tepla

Měření přestupu tepla vyžaduje zdroj tepla a měření teploty povrchu stěny nebo teplotnosného elementu. K tomu se využívá žhavených drátů („hot wire“), teplotnosných sond nebo vnitřních vestaveb s termočlánkem.

4.4.1 Žhavený drát (hot-wire)

V této metodě jde o ponořený elektricky žhavený drát, kde celkový součinitel přestupu tepla, α , lze spočítat pomocí příkonu dodávaného drátem a teplotního rozdílu mezi drátem a systémem. Výpočet popisuje rovnice (4-4-1), kde I je elektrický proud procházející drátem, U je napětí na drátu, a je mezifázový povrch a ΔT je rozdíl teploty mezi žhaveným drátem a teplotou vsádky.

$$\alpha = \frac{IU}{a\Delta T} \quad (4-4-1)$$

Tuto metodu využívá např. Deckwer a kol. [76] nebo Chen a kol. [135].

4.4.2 Sonda pro měření přestupu tepla

Sonda s rychlou odezvou pro měření přenosu tepla je velice častým měřicím zařízením v literatuře. Sonda umožňuje měření časových změn lokálního přenosu tepla v probublávaných kolonách. Dle Liho a Prakashe [341]: „Sonda pro přenos tepla může také detekovat směr proudění a poskytnout odhad místní rychlosti kapaliny založené na teorii mezní vrstvy.“

Dle Jhawara a Prakashe [4] lze pro sondu odvodit rovnici (4-4-2), kde q je tepelný tok z kapaliny do sondy, T_{povrch} je povrchová teplota sondy, T_L je průměrná teplota okolní kapaliny a N je počet měření v různých místech kolony.

$$\bar{\alpha} = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n \frac{q/a}{T_{povrch} - T_L} \quad (4-4-2)$$

Autory používajícími tuto sondu jsou např. Kantarci a kol. [1], Wu a kol. [267] a Li a Prakash [120, 349].



4.5 Přímý přestup tepla mezi kapalinou a plynem v probublávaných kolonách

Přímému přestupu mezi kapalinou a plynem v probublávaných kolonách se věnuje jen velice malé množství autorů. Pro přímý výpočet přestupu hmoty, či případně simultánního přestupu tepla a hmoty se nejčastěji používají modely z části 3.1 – filmová a penetrační teorie, teorie obnovy povrchu a další z nich odvozené teorie. Nicméně pro samostatný přímý přestup tepla nejsou často používány. Jedním z mála autorů je Krishna [247]. Naopak Guy a kol. [5] a Uysal a kol. [6] používají teorii podobnou teorii prezentované autorem této dizertace Žižka [VL1] (zde v části 7), založenou na entalpické bilanci systému.

Dle Kreitha a Boehma [343] „přímý přestup tepla mezi plynem a kapalinou využívají tato zařízení: vstřikovací kolony, patrové kolony, náplňové kolony a trubkové kontakory“ a dle Guye a kol. [5] „ponořené spalování, odpar z kapaliny do plynu (čištění kapaliny), a dokonce i var.“

Dle Guye a kol. [5] „předchozí autoři (Alabovskii [244], Bird a kol. [245] a Sideman [246]) určili, že odpor přestup tepla vně bubliny je zanedbatelný v porovnání s vnitřním odporem a koeficient je tak mnohem větší.“ Teplotu povrchu bubliny tak Guy a kol. považuje za stejnou jako je teplota kapaliny. Dále určili, že odpory přenosu tepla a hmoty uvnitř bubliny závisí hlavně na velikosti a tvaru bublin a na přítomnosti nebo nepřítomnosti vnitřní cirkulace plynu. Guy a kol. [5] vytvořili model založený na pohybu jedné bubliny v uniformním teplotním poli kapaliny prezentovanou následně.

Během časového intervalu, dt , je množství tepla, q_g , přenášené konvekcí do kapaliny o teplotě kapaliny, T_L , určeno rovnicí (4-5-1). Pokud je odpor vůči přestupu tepla na straně kapaliny zanedbatelný, je T_I teplo na fázovém rozhraní.

$$q_g dt = \alpha_g a V_b (T_g - T_I) dt \quad (4-5-1)$$

Teplo q_{par} získané nebo ztracené v důsledku kondenzace nebo odpařování vody je dáno dle Guye a kol. [5] rovnicí (4-5-2), kde $C_{p,par}$ je měrné teplo vodní páry, l_L je měrné skupenské teplo varu kapaliny, T_{ref} referenční teplota a c je koncentrace par v kapalině.

$$q_{par} dt = V_b (C_{p,par} (T_g - T_{ref}) + l_L) dc \quad (4-5-2)$$



Rovnováhu tepelného toku na fázovém rozhraní lze vyjádřit dle Guye a kol. rovnicí (4-5-3), kde $C_{p,L}$ je měrné teplo kapaliny a α_L je součinitel přestupu tepla vně bublin, tento součinitel je vysoký, proto se předpokládá $T_I = T_L$.

$$\begin{aligned} \alpha_g a (T_g - T_L) dt - (C_{p,par} (T_g - T_{ref}) + l_L) dc &= \\ = \alpha_L a (T_I - T_L) dt - C_{p,L} (T_I - T_{ref}) dc & \end{aligned} \quad (4-5-3)$$

Důležité předpoklady této rovnice Guye a kol. určili jako konstantní velikost bubliny a konečný časový interval. Po integraci získal rovnici (4-5-4).

$$\Delta T_g = \left[\exp \left(-\alpha_g a \Delta t / (\rho \cdot C_{p,g} + c \cdot C_{p,par}) \right) - 1 \right] (T_g - T_L) \quad (4-5-4)$$

Pro součinitel přenosu tepla mezi bublinami a rozhráním, α_g , který je ovlivňován tokem přenosu hmoty odpařováním, N . Guye a kol. navrhli vztahení k součiniteli přenosu tepla při absenci přenosu hmoty, α_g' , pomocí rovnice (4-5-5) užití Treybalem [247].

$$\alpha_g = \frac{N \cdot C_{p,par}}{\left[1 - \exp \left(\frac{-N \cdot C_{p,par}}{\alpha_g'} \right) \right]} \quad (4-5-5)$$

Součinitel, α_g' , v této rovnici lze dle Guye vyjádřit jako funkci, E_t , dle rovnice (4-5-6).

$$\alpha_g' = \frac{-(\rho \cdot C_{p,g} + c \cdot C_{p,par})}{a \Delta t \ln(1 - E_t)} \quad (4-5-6)$$

Guye a kol. vyjádřili účinnosti přenosu tepla v nepřítomnosti přenosu hmoty, E_t , dle rovnice (4-5-7) určené Sidemanem a kol. [62], kde $\Delta T_g'$ je teplotní změna bubliny plynu pouze přenosem tepla bez přenosu hmoty a E_t je účinnost přenosu tepla. Kolísání obsahu par v bublině je podle Guye a kol. dáno účinností přenosu hmoty, E_m , podle rovnice (4-5-8).

$$E_t = \frac{\Delta T_g'}{(T_L - T_g)} \quad (4-5-7)$$

$$E_m = \frac{\Delta c}{(c_I - c)} \quad (4-5-8)$$

Dle Guye a kol. musí být stanovena účinnost přenosu, E_t a E_m . E_t je přímo úměrný střední bezrozměrné teplotě, která by byla získána v nepřítomnosti přenosu hmoty podle rovnice (4-5-7). Účinnost přenosu hmoty a tepla je vyjádřena analogickými výrazy, které závisí na hydrodynamice a typu bubliny. Guye a kol. dále podle rozměrové analýzy určili, že účinnost



přenosu hmoty je funkcí tvaru bubliny a Fourierova čísla, což je poměr doby kontaktu a času difúze. Teplotní Fourierovo číslo, Fo_t , je dáno rovnicí (4-5-9) a hmotnostní Fourierovo číslo, Fo_m , je dáno rovnicí (4-5-10).

$$Fo_t = \frac{4At}{d_b^2} \quad (4-5-9)$$

$$Fo_m = \frac{4D_{AB}t}{d_b^2} \quad (4-5-10)$$

Dále ve své práci Guy a kol. provádějí analýzu účinnosti přenosu pro sférické, elipsoidální a sféricky šálkové tvary bublin s následnými výsledky pro účinnosti přenosu.

Pro sférické bubliny je účinnost přenosu získána analytickým řešením difúzní rovnice uvnitř bubliny podle Sidemana [246] podle rovnice (4-5-11). Je třeba řešit rovnici zvlášť pro teplotní a hmotnostní Fourierovo číslo.

$$E_{t,m} = 1 - 6\pi^{-2} \sum_{n=1}^{\infty} [n^{-2} \exp(-n^2 \pi^2 Fo_{t,m})] \quad (4-5-11)$$

Dle Guye a kol. ukázali Clift a kol. [12], že přenos hmoty a tepla uvnitř elipsoidní bubliny může být popsán pomocí přenosových rovnic vzhledem ke sférické bublině. Průměr bublin d_b musí být však nahrazen ekvivalentním průměrem d_E .

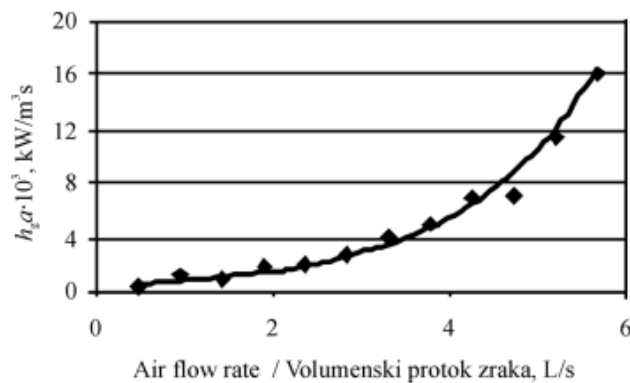
Pro sféricky šálkové tvary bublin Guy a kol. odvodili vztah (4-5-12).

$$E_{t,m} = 1 - 0,333e^{-127,8 \cdot Fo_{t,m}} - 0,626e^{-8,6 \cdot Fo_{t,m}} - 0,041e^{-0,2 \cdot Fo_{t,m}} \quad (4-5-12)$$

K tomu Guy a kol. bez dalších důkazů dodávají, že „analogicky s případem sférických bublin lze efekt vnitřní cirkulace započítat použitím účinné difuzivity 2,5x větší, než je molekulární difuzivita, D_m .“

Dalším autorem, který se problému přestup mezi kapalinou a plynem v probublávaných kolonách jsou Uysal a kol. [6]. Tito autoři prováděli měření, při němž ohřáli vodu v koloně a nechali kolonou proudit chladnější vzduch, který se ohříval. Výsledná závislost objemového součinitele přestupu tepla, αa , (v grafu jako $h_g a$) na průtoku vzduchu, \dot{V}_g , je vidět na obr. 4-3. Uysal a kol. [6] z tohoto grafu pro systémy se zanedbatelným přestupem hmoty získal rovnici (4-5-13).

$$\alpha a = \frac{-u_g \varepsilon_g (\rho_g C_{p,g} + \rho_{L,par} C_{p,par})}{h_c} \quad (4-5-13)$$



Obr. 4-3: Experimentálně zjištěná závislost objemového součinitele přestupu tepla na průtoku vzduchu (zdroj: Uysal a kol. [6]).

4.6 Přestup tepla mezi probublávanou vrstvou a pevným elementem

Kast [248] určil, že „probublávaným plynem je možné výrazně zvýšit přenos tepla z kapaliny na stěnu, zvláště při malých mimovrstvových rychlostech.“ Kolbel a Langemann [249] určili, že hlavní vliv na přestup tepla má mezivrstková rychlost plynu a fyzikální vlastnosti kapaliny, naopak velikost kolony nemá na přestup prakticky žádný vliv. Kolbel a Langemann dále určili, že velikost bubliny nemá žádný vliv na celkový přestup tepla, což je v rozporu s téměř všemi dalšími autory (především Gandhi a Joshi [231]). Konsetov [250] určil celkový přestup tepla mezi probublávanou vrstvou a teplotonosným elementem (trubkou) jako kombinaci příčného (normálového), α_n , a podélného (axiálního), α_p , součinitele přestupu tepla znázorněného vztahem (4-6-1).

$$\alpha = \frac{1}{3}\alpha_n + \frac{2}{3}\alpha_p \quad (4-6-1)$$

Z tohoto zjištění dále Konsetov [250] odvodil rovnice pro přestup mezi probublávanou vrstvou a: a) stěnou kolony a b) stěnou teplotonosného elementu (trubky).

a) Přestup tepla z probublávané vrstvy na stěnu kolony je dán rovnicí (4-6-2).

$$\frac{\alpha}{\lambda} \left(\frac{v^2}{g} \right)^{1/3} Pr^{-1/3} \left(\frac{\mu_w}{\mu} \right)^{0,14} = 0,19 \cdot u_g^{0,22} \quad (4-6-2)$$

b) Přestup tepla z probublávané vrstvy na stěnu teplotonosného elementu je dán rovnicí (4-6-3).

$$\frac{\alpha}{\lambda} \left(\frac{v^2}{g} \right)^{1/3} Pr^{-1/3} \left(\frac{\mu_w}{\mu} \right)^{0,14} = 0,19 \cdot u_g^{0,22} \left(\frac{d_c}{d_p} \right)^{0,33} \quad (4-6-3)$$



Koeficient přestupu tepla se zvyšuje s rostoucí teplotou v důsledku poklesu hodnot fyzikálních parametrů, povrchovou rychlostí průtoku plynu, a velikostí částic, zatímco klesá s viskozitou kapalin a hustotou částic. Avšak existují dva odlišné závěry o vlivu koncentrace pevných částic na součinitel prostupu tepla. To je vysvětlováno vlivem pevných částic na vlastnosti kapaliny, především povrchové napětí, viskozitu a na tvorbu vírů. Měření tepla podle výšky kolony značí, že součinitel přestupu tepla roste s výškou kolony. Právě tak je součinitel prostupu tepla ve středu kolony vyšší než u stěn, což je vysvětlováno tím, že velké bubliny se shromažďují ve středu a jsou mnohem účinnější ve zlepšení přenosu tepla v určitém řezu kolonou.

Pro měření průměrné hodnoty součinitele přestupu tepla Jhavar a Prakash [4] odvodili rovnici 4-4-10, kde r je radiální umístění sondy (index 2 značí vnější průměr a index 1 značí vnitřní průměr) a R je poloměr kolony.

$$\bar{\alpha} = \alpha_{exp} \left[1 - \frac{0,17}{R^{1,4}} \left(\frac{r_2^{3,4} - r_1^{3,4}}{r_2^2 - r_1^2} \right) \right] \quad (4-6-4)$$

Vzhledem k většímu množství provedených experimentů pro zádrž i přestup tepla mezi stěnou kolony nebo teplonosným elementem a probublávanou vrstvou se autoři zaměřují na srovnání všech těchto výsledků jednou rovnicí. Pro to se využívají dva postupy, ANN (Artificial Neural Network – Umělá neuronová síť) [251-253] a SVR (Support Vector Regression - metoda podpůrných vektorů) [254-257]. Jejich výhody a porovnání lze nalézt v Gandhi a kol. [255].

Gandhi a Joshi [231] určili celkem 16 proměnných parametrů, které použil pro celkový SVR model pro koeficient přestupu tepla, α , mimovrstvová rychlost plynu, u_g , mimovrstvová rychlost kapaliny, u_L , typ distributoru plynu, počet otvorů v distributoru plynu, průměr otvorů v distributoru plynu, bezrozměrná radiální poloha sondy pro měření koeficientu přestupu tepla, r/R , kinematická viskozita kapaliny, ν_L , povrchové napětí kapaliny, σ_L hustota kapaliny, ρ_L , tepelná vodivost kapaliny, λ_L , specifická tepelná kapacita kapaliny, c_{pL} , hustota plynu, ρ_g , průměr kolony, d_c , výška náplně v koloně, h_L , tlak, p , a teplota, T . Dle Gandhiho a Joshiho má těchto 16 parametrů vliv na průměrnou velikost bublin, d_b , a vzestupnou rychlost bublin, u_r . Tyto dva parametry mají vliv na radiální rozložení velikosti zádrže a disipace tlaku v kapalině. Dále Gandhi a Joshi určili dle SVR analýzy limitace pro výpočtové rovnice: a) nezohlednění všech parametrů, viz výše; b) data byla vybrána v omezeném rozsahu parametrů; c) byla vyžadována procedura pro potvrzení kvality dat použitých pro vývoj celkových korelací; d) všechny zveřejněné korelace nezohledňují vzájemnou závislost parametrů na koeficientu přestupu tepla. Gandhi a Joshi tento model prezentovali on-line, nicméně model již není dostupný.



4.6.1 Přestup tepla mezi vsádkou a stěnou kolony

Podle Konsetova [250] je nejdůležitějším faktorem určujícím přestup tepla na stěnu kolony turbulentní fluktuace. Konsetov uvedl korelaci pro součinitel přestupu tepla danou rovnicí (4-7-1).

$$\frac{\alpha}{\lambda} \left(\frac{v^2}{g} \right)^{1/3} Pr^{-1/3} \left(\frac{\mu_w}{\mu} \right)^{0,14} = 0,19 u_g^2 \quad (4-7-1)$$

Dle Haniky [258] Calderbank [19] udává jednodušší vztah pro součinitel přestupu tepla z disperze plynu s kapalinou na stěnu dle rovnice (4-7-2).

$$\alpha = 5780 \frac{u_g^{0,22}}{Pr_L^{1,5}} \quad (4-7-2)$$

Dalšími autory věnujícími se přestupu tepla na stěnu kolony jsou Burkel [259], Fair a kol. [173], Tarat a kol. [260], Nishikawa a kol. [261], Steiff a Weinspach [262], Saxena a Vadivel [263], Verma [264], Avdeev a kol. [265-266], Wu a kol. [267], Fazeli a kol. [268], Gandhi a Joshi [255] a Larachi a kol. [269].

4.6.2 Přestup tepla při použití vnitřních vestaveb

V mnoha případech je nutné do probublávané kolony přidat zařízení z procesních, chemických, fyzikálních důvodů. Tyto případy zahrnují vybavení kolony narážkami, chladíciemi nebo topnými hady, distributory jedné fáze nebo zařízení sloužící k odvodu jedné z fází. Tyto zařízení ovlivňují hydrodynamiku a tím ovlivňují operační parametry a celkový výkon kolony.

Konsetov [250] vyjadřuje přestup tepla ze stěny teplotnosného elementu rovnicí (4-8-1).

$$\frac{\alpha}{\lambda} \left(\frac{v^2}{g} \right)^{1/3} Pr^{-1/3} \left(\frac{\mu_w}{\mu} \right)^{0,14} = 0,14 u_g^2 \left(\frac{d_c}{d_p} \right)^{0,33} \quad (4-8-1)$$

Dalšími autory věnujícími se této problematice jsou Larachi a kol. [269] a Jhavar a Prakash [125].

Speciálními případy je přestup tepla z probublávané vrstvy na jednu trubku nebo do svazku trubek. Přestupu tepla z probublávané vrstvy na jednu trubku se věnuje například Avdeev a kol. [265-266] a Burkel [259]. Přestupu tepla do svazku trubek se věnují například Jhavar a Prakash [125], Tarat a kol. [260] a Saxena a Vadivel [263].



4.7 Korelace pro výpočet přestupu tepla mezi probublávanou vrstvou a pevným elementem

Jednotlivé korelace pro určení součinitele přestupu tepla jsou srovnány v tabulce 4-3 srovnané dle data publikace. Tyto korelace jsou často korelovány pomocí Stantonova čísla, které je definováno rovnicí (4-7-1) nebo Nusseltova čísla definovaného rovnicí (4-7-2).

$$St = \frac{\alpha}{c_p \rho_l u_g}, \quad Nu = \frac{\alpha \cdot L}{\lambda} \quad (4-7-1, 4-7-2)$$

Stantonovo číslo, St , je bezrozměrné číslo, které udává poměr přeneseného tepla do tekutiny ku tepelné kapacitě tekutiny. Nusseltovo číslo, Nu , je bezrozměrné číslo, které udává poměr konvektivního přenosu tepla ku konduktivnímu přenosu tepla.

Tab. 4-3: Vybrané vzorce pro vypočtení součinitele přestupu tepla mezi probublávanou vrstvou a pevným elementem (částečně převzato z [1] a [231]).

Autoři	Rok	Korelace	Média	Rozměry systému	Měření
Kast [248]	1962	$St = 0,1(Re Fr Pr^2)^{-0,22}$	Vzduch, voda		Teploměrná sonda
Sokolov a Salamatkin [270], [271]	1962	Homogenní režim: $Nu = 0,25(Ga Pr)^{1/3} \left(\frac{u_g}{u_r}\right)^{1/5}$ $Nu = 0,3Ga^{1/3} Pr^{1/4} \left(\frac{u_g}{u_r}\right)^{1/5}$ Pěnící roztoky (heterogenní režim): $Nu = 0,25(Ga Pr)^{1/3}$ $Nu = 0,3Ga^{1/3} Pr^{1/4}$	Vzduch, voda, glycerol, etylalkohol, tetrachlorid		Teploměrná sonda
Kolbel a Langemann [249]	1964	$St = 0,124(Re Fr Pr^{2,5})^{-0,22}$	Vzduch, voda		Teploměrná sonda
Konsetov [250]	1966	$St = 0,256(Re^{1/2} Fr^{1/3} Pr)^{-2/3}$	Vzduch, voda, Pro stěnu kolony		Na stěnu kolony
Burkel [259]	1972	$St = 0,11(Re Fr Pr^{2,48})^{-0,23}$	Vzduch, voda, metanol, rtuť		Teploměrná sonda



Shaykhtudinov a kol. [272]	1975	$St = 0,11(Re Fr Pr^{2,5})^{-0,22}$	Vzduch, voda, vodný roztok glycerinu		Teploměrná sonda
Hart [273]	1976	$\alpha = 0,125 \left(\frac{u_g^3 \rho_L}{\mu_L g} \right)^{-0,125}$	Vzduch, voda, etylen glykol	$d_c = 0,106$ m $h_L = 0,8$ m jednotvorový $d_h = 0,0063$ m	Teploměrná sonda v centru kolony $0,06 < u_g < 1,58$ m/s $\rho_L = 993$ kg/m ³ $\mu_L = 0,00038$ Pa.s $\sigma_L = 0,0637$ N/m
Steiff a Weinspach [262]	1978	$St = 0,113(Re Fr Pr^{2,5})^{-0,26}$			Teploměrná sonda
Deckwer [76]	1980	$St = 0,1(Re Fr Pr^2)^{-0,25}$	Předchozí autoři dohromady		$u_g < 0,1$ m/s
Joshi a kol. [274]	1980	$\frac{\alpha d_c}{\lambda_L} = 0,48 \left(\frac{d_c^{1,33} g^{0,33} (u_g - \varepsilon_g u_{rise})^{0,33} \rho_L}{\mu_L} \right)^{0,66} \cdot \left(\frac{c_p \mu_L}{\lambda_L} \right)^{0,33}$	Nízké viskozity		
Mersmann a kol. [275]	1980	$\alpha = 0,12 \left(\frac{g^2 \rho_L}{\mu_L} \right)^{\frac{1}{6}} \left(\frac{\rho_L - \rho_g}{\rho_L} \right)^{\frac{1}{3}} (k_L \rho_L C_{pL})^{\frac{1}{2}}$			$ArPr > 106$
Hikita a kol. [177]	1981	$St(Pr)^{2/3} = 0,411 \left(\frac{u_g \mu_L}{\sigma} \right)^{-0,851} \left(\frac{\mu_L^4 g}{\rho_L \sigma_L^3} \right)^{0,308}$	Vzduch, voda, roztok cukru, roztok metanolu, butanol	$d_c = 0,1 \div 0,109$ m $h_L = 1,45 \div 2,3$ m jednotvorový $d_h = 0,009; 0,013; 0,02$ m	Měření na stěně kolony $0,05 < u_g < 0,35$ m/s $0 < u_L < 0,0034$ m/s $976 < \rho_L < 1230$ kg/m ³ $0,1 < \mu_L < 1,5$ mPa.s $0,028 < \sigma_L < 0,074$ N/m
Holcombe a kol. [276]	1983	$St = 0,1(Re Fr Pr^2)^{-0,26} \exp(Re \cdot 2,4 \cdot 10^{-4})$	Dusík - voda		Teploměrná sonda
Zehner a kol. [277]	1986	$\alpha = 0,18(1 - \varepsilon_g) \left[\frac{k_L^2 \rho_L^2 C_{pL} V_f^2}{d_b \left(\frac{\pi}{6\varepsilon_g} \right)^{\frac{1}{3}} \mu_L} \right]^{1/3}$ $V_f = \left[\frac{d_b(\pi/6\varepsilon_g)}{2,5} \left(\frac{\rho_L - \rho_g}{\rho_L} \right) g D V_g \right]^{1/3}, Nu = 350,8 Re^{0,108} \left(\frac{d_p}{d_0} \right)^{0,05}$			$1 < \frac{d_p}{d_0} < 5$



Kawase a Moo-Young [219]	1987	$St = 0,134(Re Fr Pr^{8/3})^{-0,25}$			
Verma [264]	1989	$St \cdot Pr^{0,5} = 0,121(1 - \varepsilon_g) \left(\frac{u_g^3 \rho_L}{\mu_L g} \right)^{-0,25}$	Vzduch-voda		
Jhawar a Prakash [124]	2007	$u_g / \varepsilon_g \leq 0,3 \text{ m/s}$ $\alpha_{st} = 8,65 \left(\frac{u_g}{\varepsilon_g} \right) + 1,32$ $u_g / \varepsilon_g > 0,3 \text{ m/s}$ $\alpha_{st} = 2,0 \left(\frac{u_g}{\varepsilon_g} \right) + 3,3$	Vzduch-voda	Jemný – sintrovaný plech $d_h = 15 \mu\text{m}$ Hrubý- viz [75]	$d_c = 0,15 \text{ m}$ $0,05 < u_g < 0,3 \text{ m/s}$ Teploměrná sonda, různé směry a polohy
Jhawar a Prakash [4]	2011	V centrální části $\frac{\alpha_{st} d_s}{\lambda_L} = a Pr^{0,4} \left(\frac{u_L d_s}{\nu_L} \right)^{0,5}$ $a = 0,7 \dots$ experimentálně zjištěný koeficient $d_s \dots$ průměr teploměrné sondy $u_L = 0,21 \sqrt{g d_c} \left(\frac{u_g^3}{\nu_L g} \right)^{1/8}$ U stěny (založeno na práci Joshi [195]) $\frac{\alpha_w d_c}{\lambda_L} = C \cdot Pr^{0,4} \left(\frac{u_L d_c}{\nu_L} \right)^m \left(\frac{c_p \mu_L}{\lambda_L} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu_L}{\mu_{L, stěna}} \right)^{0,14}$ $C, m \dots$ parametry získané experimentálně $C=0,084, m = 0,8$ V jakémkoliv místě kolony $\alpha(r) = h_{střed} \left[1 - \frac{0,17}{r_c} \left(\frac{r_2^{3,4} - r_1^{3,4}}{r_2^2 - r_1^2} \right) \right]$			Teploměrná sonda, různé směry a polohy



5 Přestup hmoty v probublávaných kolonách

Rešerši o přestupu hmoty a tím i součiniteli přestupu hmoty v probublávaných kolonách jsem provedl z důvodu, že zahrnuje vyjádření mezifázového povrchu, a , tedy parametru, který je zásadní i při vyjádření objemového součinitele přestupu hmoty, $k_L a$, které je důležité pro sledovaný případ přestupu tepla mezi bublinou a kapalinou.

Mechanismy přenosu hmoty na rozhraní bublina-kapalina můžeme vidět na obrázku 2-1 v části 2. Přestup hmoty mezi kapalinou a plynem je charakterizován objemovým součinitelem přestupu hmoty, $k_L a$. Objemový součinitel přestupu hmoty, $k_L a$, sestává ze dvou částí, „ k_L “ a „ a “, kde „ k_L “ je součinitel přestupu hmoty kapalně fáze a „ a “ je specifický mezifázový povrch. Důvodem společné korelace obou neznámých je jejich obtížné experimentální oddělení, které do výsledku může vnášet vysoké nepřesnosti, a skutečnost, že závisí na stejných parametrech.

Různé korelace seřazené v části 5.5 vykazují dle Zedníkové a kol. [230] veliký datový rozptyl. Toto je, dle autorů [278-281], způsobeno různými metodami měření, které mohou být ovlivněny různými předpoklady a zjednodušeními způsobujícími různé chyby ve výsledcích měření objemového součinitele přestupu hmoty. K tomuto dodávám, že v praxi se užívá metoda při nastavování probublávaných kolon, kdy při návrhu lze vyjít z přibližného výpočtu dle dostupných korelací a systém pak upravit na požadované provozní parametry pomocí regulace.

Besagni a kol. [2] uvádí, že „jen málo teoretických korelací bylo publikováno pro předpověď objemového součinitele přestupu hmoty u dvoufázových probublávaných kolon (např. Nedeltchev [282]). Místo toho byly použity a publikovány numerické modely (Wang [283], Krauss [284], Rzehak [285], Vik [286]) nebo predikce založené na matematických korelacích experimentálních dat (Lemoine [287, 288])“.

Katarci a kol. [1] uvádí: „celkový přestup hmoty na jednotku objemu disperze v probublávané vrstvě se řídí součinitelem přestupu hmoty, na straně kapaliny, za předpokladu, že odpor na straně plynu je zanedbatelný.“ Toto potvrzuje i Besagni a kol. [2], s přihlédnutím k práci Deckwera a Schumpeho [289], a dále uvádí: „Při využívání literatury je třeba si všimnout, že probublávané kolony se obvykle používají při pomalých reakcích – obvykle s absorpcí, kde odpor přenosu hmoty na straně plynu může být ve srovnání s kapalinou považován za zanedbatelný“. Maceiras a kol. [121] podporují myšlenku, že „nejlepší



pro přestup hmoty je využívat homogenního režimu, při kterém je vyšší zádrž a mezifázový povrch, který je pro přestup hmoty klíčový.“

Objemový součinitel přestupu hmoty je klíčovým parametrem při charakterizaci a designu míchaných i nemíchaných kolon. Je obtížné určit samostatně součinitel přestupu hmoty, k_L , proto se určuje společně jako objemový součinitel přestupu hmoty tedy součinitel přestupu hmoty násobený specifickým povrchem. Avšak tento součinitel je globální a nezachycuje podstatu přestupu hmoty. Oddělení součinitele přestupu hmoty od specifického povrchu je důležité k lepšímu pochopení děje a k určení parametrů, které mají na přenos hmoty větší vliv. Dle Bouaifiho a kol. [8] získané výsledky ukazují, že „ k_L lze považovat za nezávislé na dispergované energii v objemu kapaliny, P_g/V_L . Je však závislé na distributoru plynu a průměru kolony“. Specifickou dispergovanou energii na jednotku objemu kapaliny Bouaifi a kol. [8] určil podle rovnice (5-1-1).

$$\frac{P_g}{V_L} = \rho_L g u_g \quad (5-1-1)$$

V literatuře se obvykle při experimentech využívá absorpce a desorpce kyslíku z nasycené kapaliny (pitná voda). Při těchto experimentech se měří časová změna koncentrace kyslíku rozpuštěného v kapalině měřená oxometrem. Toto měření využívají například Akita a Yoshida [31], Ozturk a kol. [120] a Letzel a kol. [93].

Přestupu tepla a hmoty při hydrodynamickém režimu plouživých bublin se věnují Elperin a Fominikh [290, 291]. V tomto režimu záleží, jestli se v úplavu za bublinou vytvoří malé bubliny plynu, které zvyšují celkový specifický mezifázový povrch. Dle Goldinga a Maha [342] je přestup hmoty během absorpce při režimu plouživých bublin výrazně vyšší než u homogenního režimu, což je údajně způsobeno dle Elperina a Forminykha [291] dáno úplným zničením mezní vrstvy na zadní hraně bubliny vírem v kapalinovém úplavu, vysokou úroveň turbulence v kapalině způsobené vírem na zadní hraně kapalinového úplavu a malými bublinami vznikajícími v úplavu zvyšujícím mezifázový povrch.

5.1 Vyjádření přestupu hmoty

Objemový součinitel přestupu hmoty, $k_L a$, v probublávané koloně popisuje různě upravená empirická rovnice (5-1-2) dle Shaha a kol. [61].

$$k_L a = C \cdot u_G^\beta, \quad (5-1-2)$$

Lze (např. dle Cho a kol. [293]) odvodit vztah pro $k_L a$ v probublávané newtonské kapalině ve tvaru vztahu (5-1-3).



$$k_L a = k_L \cdot a = \sqrt{\frac{4D_L}{\pi \cdot t_c}} \cdot a = \sqrt{\frac{4D_L}{\pi} \left(\frac{g \cdot u_G \cdot \rho_L}{\mu_L} \right)^{1/4}} a = C' \left(\frac{\rho_L}{\mu_L} \right)^{1/4} u_G^{1/4} \quad (5-1-3)$$

Pomocí Kolmogorovy nebo Calderbankovy teorie (viz část 2.3) jsme schopni určit střední průměr bubliny a odvodit tak rovnici (5-1-4) podle Kolmogorovy teorie a (5-1-5) podle Calderbankovi teorie.

$$k_L a = C \sqrt{D_L} \left(\frac{g^{0,05} \cdot \rho_L^{1,05}}{\mu_L^{0,45} \cdot \sigma^{0,8}} \right) (u_G^{1,45}) \quad (5-1-4)$$

$$k_L a = C \sqrt{D_L} \left(\frac{g^{31/60} \cdot \rho_L^{31/60}}{\mu_L^{31/60} \cdot \sigma^{44/60}} \right) (u_G^{71/60}) \quad (5-1-5)$$

Přestup hmoty v probublávaných kolonách závisí rovněž na hnací síle, která je dána rozdílem nasycené koncentrace kapaliny na povrchu bubliny, c_{sat} , a koncentrací rozpuštěného plynu v kapalině vsádky v daném čase, t , dle rovnice (5-1-6). Z této rovnice po časové integraci v čase $t_1 = t$ od počátečního času $t_0 = 0$ dostaneme rovnici (5-1-7).

$$\frac{dc}{dt} = k_L a (c_{sat} - c) \quad (5-1-6)$$

$$c_1 = c_{sat} (1 - e^{-k_L a t_1}) \quad (5-1-7)$$

Při měření a vyjadřování objemového součinitele přestupu hmoty, $k_L a$, si musíme uvědomit, že stejný koeficient existuje i na straně plynu jako objemový součinitel přestupu hmoty v plynu, $k_g a$. Jelikož se jedná o odpor proti přestupu hmoty, je nutné, aby $k_g a$ neovlivňoval výsledky měření. Toho dosáhneme, pokud je jeho velikost výrazně vyšší než $k_L a$. Chaumat a kol. [172] uvádí, že „účinnost přenosu hmoty vzrůstá se mimovrstvou rychlostí plynu, čím více plynu, tím větší turbulence a tím větší specifický povrch. Účinnost přenosu hmoty je méně citlivá na fyzikální vlastnosti kapaliny a na design kolony než zadrž plynu.“

Většina autorů uvažuje, že se na fázovém rozhraní ustanoví okamžitá rovnováha, a tedy tok hmoty k fázovému rozhraní je dostatečně rychlý. To znamená, že odpor vůči přenosu hmoty uvnitř bublin je ve srovnání s odporem na straně kapaliny zanedbatelný. Proto autoři věnují v případech „čistého“ přenosu hmoty hlavní pozornost součiniteli přestupu hmoty, k_L .

V případě simultánního přestupu tepla a hmoty je situace obdobná přenosu hmoty, ale teplota rozhraní je dána rovností toků fázovým rozhraním. Toky jsou ovlivňovány konvekcí, takže uvnitř bubliny jde o konvekci v plynné fázi, která je však velmi těžko popsitelná, a na straně kapaliny o konvekci, která analogicky ovlivňuje přenos hmoty. V důsledku tak jde o popis problému, kdy je nutné určit je poměr odporů vůči přestupu tepla na obou stranách fázového rozhraní.



5.2 Vliv jednotlivých parametrů na přestup hmoty

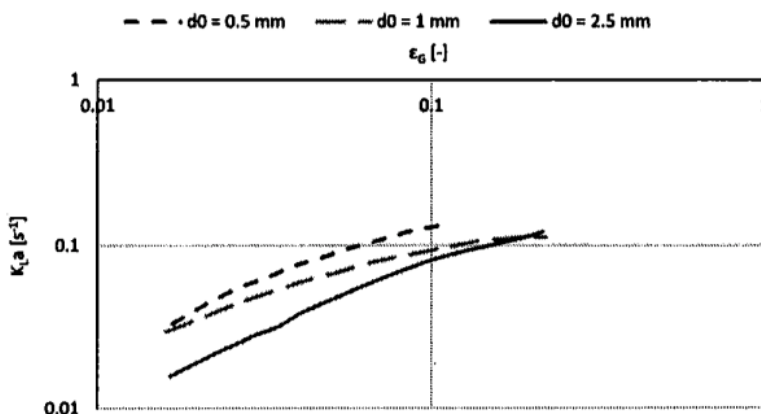
Dle Bouaifiho [8], $k_L a$ závisí především na celkové disipované energii a typu distributoru plynu. Se zvyšující se disipovanou energií se zvyšuje i $k_L a$. Dále Bouaifi [8] „pro stejnou disipovanou energii jsou hodnoty $k_L a$ získané u probublávaných kolon vyšší než hodnoty získané v míchaném reaktoru. Tento rozdíl je vysvětlen vyššími hodnotami mezifázové plochy získanými v probublávaných kolonách“ a „ k_L je nezávislé na disipované energii, ale silně závisí na koeficientu axiální dispergace, který závisí na použitém distributoru plynu“.

5.2.1 Vliv průměru kolony

Dle Akity a Yoshidy [117] je součinitel přestupu hmoty (stejně tak i zádrž, viz část 3.4.2) závislý na průměru kolony jen do průměru 0,15 m. Od tohoto rozměru je vliv průměru kolony jen velmi malý. Schumpe a Deckwer [133, 220] a tvrdí, že průměr kolony má vliv na přestup hmoty do průměru 0,6 m.

5.2.2 Vliv distributoru plynu

Dle Besagniho a kol. [2] má distributor plynu významný vliv na součinitel přestupu tepla. Na obr. 5-1 je vidět vliv velikosti otvoru v distributoru plynu na součinitel přestupu hmoty, $k_L a$, tento graf publikoval Besagni a kol. [2] s daty od Koide a kol. [166]. Objemový součinitel přestupu hmoty je vyšší pro menší otvory a vyšší pro vyšší zádrž. Tento graf je pro distributory plynu s jedním otvorem, dle vlivu zádrže na objemový součinitel přestupu hmoty by se přestup hmoty měl zvýšit při zvýšení počtu otvorů, viz část 2.4.2. Dle Besagniho a kol. [2] „dobrá distribuce bublin v reaktoru zvyšuje účinnost průtoku plynu na přestup hmoty. Hydrodynamika je vysoce ovlivněna designem distributoru plynu v homogenním režimu, nikoliv však v heterogenním režimu (Thorat a Joshi [75], Besagni a kol. [107]). Z těchto pozorování je zřejmé, že pro vysokou účinnost by měly být probublávané kolony provozovány spíše v homogenním režimu než v heterogenním režimu, kde je dispergovaná fáze transportována kolonou ve formě velkých bublin. Tyto „koalescenčně indukované“ bubliny mají nižší dobu zdržení, což vede ke snížení efektivity přenosu hmoty.“ Naopak toto nepotvrzuje Chaumat a kol. [172], kteří nezaznamenali žádný vliv velikosti otvoru na přestup hmoty. Dále Chaumat a kol. vyjádřili poměr „ $k_L a/a$ “ a tvrdí, že „poměr $k_L a/a$ se zvyšuje se zvyšující se mezifázovou rychlostí, což je v rozporu s Higbieho penetrační teorií.“



Obr. 5-1. Vliv velikosti otvoru v distributoru plynu na součinitel přestupu hmoty k_{La} – graf Besagni a kol. [2], data Koide a kol. [166].

5.2.3 Vliv tlaku a teploty

Dle Kantarciho a kol. [1], Vafooulos a kol. [293] studovali přestup hmoty v systému voda-vzduch mezi 0,1 a 1 MPa a nenašli žádný vliv tlaku na zádrž ani objemový součinitel přestupu hmoty. Oproti tomu několik dalších studií ukázalo vliv vyššího tlaku jako pozitivní pro vyšší mezifázový povrch i objemový součinitel přestupu hmoty. Toto bylo publikováno například Dewesem a kol. [294], Behkishem a kol. [295], Wilkinsonem a kol. [296] a Maalejem a kol. [297].

5.2.4 Vliv mezifázové rychlosti plynu

Letzel a kol. [93], Krishna a Van Baten [298], Verma a Rai [299] a Behkish a kol. [295] zjistili, že pro různé kapaliny i plyny se zvyšuje objemový součinitel přestupu hmoty ve stejném poměru jako zádrž. Chaumat a kol. [172] tento vliv potvrzuje a přidává stejnou závislost i pro efektivitu přestupu hmoty.

5.2.5 Vliv vlastností kapaliny

Objemový součinitel přestupu hmoty v sobě obsahuje mezifázovou plochu, která je závislá na koalescenci a rozpadu bublin, které jsou z velké míry závislé na viskozitě systému. Behkish a kol. [295] ukázal, že pro více viskózní vsádky je objemový součinitel přestupu hmoty nižší. Vyšší viskozita vede k vyšší koalescenci, a tedy tvorbě větších bublin, které mají nižší mezifázový povrch mezi kapalinou a bublinami plynu.

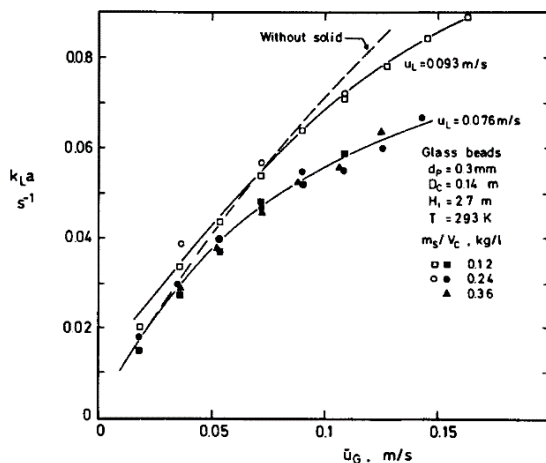


5.2.6 Vliv vlastností plynu

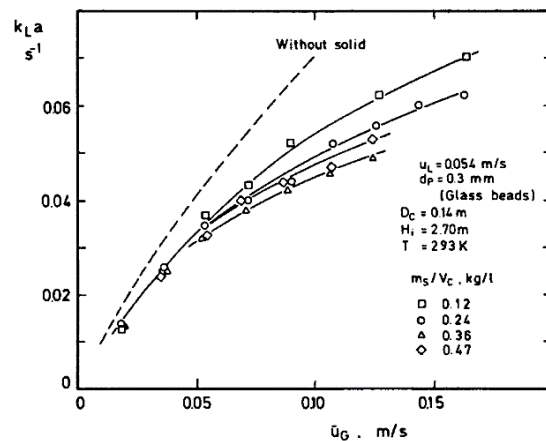
Ozturk a kol. [120] zkoumal vliv hustoty plynu na objemový součinitel přestupu hmoty s několika organickými a anorganickými vsádkami se závěrem, že objemový součinitel přestupu hmoty je vyšší při vyšších hustotách plynu. Dle Kantarciho a kol. [1] existuje proporcionalita mezi objemovým součinitelem přestupu hmoty a mezifázovým povrchem, čím větší povrch, tím větší je i povrch pro přestup hmoty. Z tohoto Kantarci usoudil výhodnější přítomnost malých bublin, které mají větší povrch. Behkish a kol. [295] a Kojima a kol. [191] změřili zvyšování objemového součinitele přestupu hmoty se zvyšujícím se tlakem. Akita a Yoshida [117] a Koide a kol. [166] zjistili zvyšující se objemový součinitel přestupu hmoty se zvyšující se hustotou plynu a zvyšující se viskozitou. Kantarci a kol. [1], Shah a kol. [61], Chaumat a kol. [300] určili, že se snižujícím se povrchovým napětím se zvyšuje koeficient přestupu hmoty.

5.2.7 Vliv obsahu pevných částic

Vlivu typu pevných částic a jejich koncentrace na závislost objemového součinitele přestupu hmoty, $k_L a$, na mimovrstvové rychlosti, u_g , se věnuje například Shah a kol. [61]. Vliv typu části je zobrazen na obr. 5-2 a vliv koncentrace pevných částic je zobrazen na obr. 5-3.



Obr. 5-2. Vliv typu pevných částic na průběh závislosti $k_L a$ vs. u_g , zdroj: Shah a kol. [61], pův. zdroj: Nguyen-Tien a Deckwer [301]



Obr. 5-3. Vliv koncentrace pevných částic na průběh závislosti $k_L a$ vs. u_g , zdroj: Shah a kol. [61], pův. zdroj: Nguyen-Tien a Deckwer [301]



5.3 Metody měření přestupu hmoty

5.3.1 Metoda dynamické změny tlaku

Metoda využívá různé rozpustnosti látek v kapalině při různém tlaku (různé koncentraci). Probublávaná kolona je provozována v ustáleném stavu při měření obsahu rozpuštěného plynu v kapalině, tlak celého systému se poté zvýší o 5÷10 % a opět se systém nechá ustálit a změří se obsah rozpuštěného plynu v kapalině, poté se opět tlak sníží na původní hodnotu a opět se měří obsah rozpuštěného plynu v kapalině. Časová změna koncentrace rozpuštěného plynu v kapalině a celkového tlaku v koloně je zaznamenávána a slouží k predikování přenosu hmoty s objemovým součinitelem přenosu hmoty jako parametrem.

Dle Zedníkové a kol. [230] se „tato metoda jeví jako nejvhodnější metoda pro spolehlivé měření objemového součinitele přestupu hmoty v kapalino-plynových kontaktech. Nevýhodou této metody je však to, že ji lze použít pouze pro absorpci. V přítomnosti chemické/biochemické reakce je třeba v modelech popisujících rychlost přenosu hmoty zvážit faktor zvýšení rychlosti reakce (Garcia-Ochoa a Gomez [278, 302, 303]), zejména při rychlých chemických/biochemických reakcích. V případě pomalejší reakční rychlosti (menší, než je rychlost přenosu hmoty) přenos hmoty reakci neovlivňuje a změřený objemový součinitel přenosu hmoty charakterizuje rychlost přenosu hmoty.“

Tuto metodu rozvinul a využívají ve svých pracích Letzel a kol. [93], Zedníková a kol. [230], Linek a kol. [304, 305]. Nicméně práce Letzela dle Zedníkové a kol. [230] obsahuje výrazné zjednodušení a výsledek tak může obsahovat významné chyby (nebyly brány v úvahu nedokonalost při změně tlaku a současném přenosu kyslíku a dusíku). Zedníková a kol. tuto metodu rozvíjejí pro tyto předpoklady: „(i) účinek nedokonalostí při změně tlaku a (ii) účinek složení plynu (absorpce vzduchu a absorpce čistého kyslíku)“ s tímto výsledkem: „S ohledem na naměřený tlakový profil a jeho použití v teoretickém modelu poskytuje dynamická metoda spolehlivé hodnoty $k_L a$ ve všech rozsazích provozních podmínek.“

5.3.2 Dynamická saturační metoda

Tato metoda je založena na změně koncentrace plynu v kapalině. Je možné původní plyn zcela vytěsnit (např. Akita a Yoshida [117]) nebo použít dva různé s různou koncentrací měřeného plynu (např. Deckwer a kol. [306], Shah a kol. [61]). Obvykle se používají jako „vymývací“ plyn dusík a jako „absorbující“ se plyn vzduch (včetně zvýšeného obsahu kyslíku),



kapalina je obvykle destilovaná nebo pitná voda. Kapalina je probublávána dusíkem, který vytěsňuje molekuly kyslíku. Přívod dusíku je v okamžiku nahrazen vzduchem s obsahem kyslíku. Koncentrace rozpuštěného kyslíku ve vodě je monitorována oxometrem. Takto získané koncentrační profily jsou použité k výpočtu objemového součinitele přestupu hmoty. Metoda vyžaduje vysokou přesnost měření. Dle Zedníková kol. [230] „nevýhoda metody spočívá v tom, že popis míchání fází nemůže být zjednodušen ideálním mícháním, protože může přinést významné chyby. Navíc, při použití vzduchu jako plynné fáze, musí být započítán současný přenos kyslíku i dusíku.“

5.4 Současný přenos tepla a hmoty

Zemánek [307] uvádí diferenciální rovnice pro současné sdílení tepla a hmoty jako rovnici kontinuity (5-4-1), Cauchyovu rovnici přenosu hybnosti (5-4-2), rovnici přenosu energie (5-4-3) a rovnici přenosu hmoty (5-4-4).

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} = \nabla(\rho u) \quad (5-4-1)$$

$$\rho \frac{Du}{Dt} = \rho g - \nabla p + \mu \nabla^2 u \quad (5-4-2)$$

$$\rho \frac{\partial h}{\partial t} + \rho u \nabla h = \rho a_T \nabla^2 h - (h_p - h_g) \nabla \cdot q_{mp} - \nabla(h_p - h_g) \quad (5-4-3)$$

$$\frac{\partial \rho_p}{\partial t} + \nabla(\rho_p u) = \nabla \cdot q_{mp} \quad (5-4-4)$$

Současnému přestupu tepla a hmoty při hydrodynamickém režimu plouživých bublin se věnují Elperin a Fominikh [290-291].



5.5 Korelace pro výpočet součinitele přestupu hmoty

5.5.1 Korelace pro výpočet objemového součinitele přestupu hmoty

Jednotlivé korelace pro výpočet objemového součinitele přestupu hmoty jsou porovnány v tabulce 5-1 dle data publikování.

Tab. 5-1. Vybrané korelace pro vypočtení objemového součinitele přestupu hmoty (částečně převzato z [1], [2], [344] a doplněno)

Autoři	Rok	Korelace	Média	Rozměry systému	Rozsah měření
Fair [173]	1967	$k_L a = 3,31 \frac{D_{AB} \varepsilon_g}{d_b^2} \left(\frac{\mu_L}{\rho D_{AB}} \right)^{1/3} \left(\frac{d_b \rho_L u_g}{\mu_L \varepsilon_g} \right)^{1/2}$			Teoretická rovnice
Akita a Yoshida [117]	1973	$\frac{k_L a d_c^2}{D_{AB}} = 0,6 \cdot \left(\frac{d_c^2 \rho g}{\sigma} \right)^{0,62} \cdot \left(\frac{d_c^3 \rho_L^2 g}{\mu_L^2} \right)^{0,3} \cdot \left(\frac{\mu_L}{\rho D_{AB}} \right)^{0,5} \cdot \varepsilon_g^{1,1}$ Vyjádření pomocí bezrozměrných parametrů: $Sh = 0,6 \cdot Bo^{0,62} \cdot Ga^{0,3} \cdot Sc^{0,5} \cdot \varepsilon_g^{1,1}$	plyn: vzduch, kyslík, helium, oxid uhličitý kapalina: voda, vodný roztok glykolu, vodný roztok metanolu	0,152 < d _c < 0,6 m 0,126 < h _c < 0,35 m	0,003 < u _g < 0,4 m/s 0 < u _L < 0,44 m/s 800 < ρ _L < 1600 kg/m ³ 0,00058 < μ _L < 0,021 Pa.s 0,022 < σ _L < 0,0742 N/m
Nakanoh a Yoshida [308]	1980	$\frac{k_L a d_c^2}{D_{AB}} = 0,09 \cdot \left(\frac{d_c^2 \rho_L g}{\sigma_L} \right)^{0,75} \cdot \left(\frac{d_c^3 \rho_L^2 g}{\mu_L^2} \right)^{0,4} \cdot \left(\frac{\mu_L}{\rho_L D_{AB}} \right)^{0,5} \cdot \left(\frac{v_s}{\sqrt{gD}} \right)^1$ $\frac{k_L a d_c^2}{D_{AB}} = 0,09 \cdot \left(\frac{d_c^2 \rho_L g}{\sigma_L} \right)^{0,75} \cdot \left(\frac{d_c^3 \rho_L^2 g}{\mu_L^2} \right)^{0,4} \cdot \left(\frac{\mu_L}{\rho_L D_{AB}} \right)^{0,5} \cdot \left(\frac{v_s}{\sqrt{gD}} \right)^1 \cdot \left[1 + 0,13 \left(\frac{\lambda v_s (1 - \phi)}{\phi \cdot d_b} \right)^{0,55} \right]$	plyn: vzduch kapalina: voda, roztok sacharózy, elektrolytické roztoky v _s ... zádrž pevné fáze	Trubkový d _h = 3 mm d _c = 0,095m	u _g < 0,1 m/s 995 < ρ _L < 1230 kg/m ³ 0,005 < μ _L < 0,06 Pa.s



Autoři	Rok	Korelace	Média	Rozměry systému	Rozsah měření
Hikita a kol. [177]	1981	$\frac{k_L a u_g}{g} = 14,9 \cdot \left(\frac{\mu_L^4 g}{\rho_L \sigma_L^3} \right)^{-0,248} \cdot \left(\frac{\mu_L}{\rho_L D_{AB}} \right)^{-0,604} \cdot \left(\frac{u_g \mu_L}{\sigma_L} \right)^{1,76} \cdot \left(\frac{\mu_g}{\mu_L} \right)^{0,243}$	plyn: vzduch, kyslík, vodík, metan kapalina: voda, roztok sacharózy, elektrolytické roztoky	$0,1 < d_c < 0,19$ m $0,13 < h_c < 0,22$ m	$0,042 < u_g < 0,38$ m/s $998 < \rho_L < 1230$ kg/m ³ $0,0008 < \mu_L < 0,011$ Pa.s $0,025 < \sigma_L < 0,082$ N/m
Deckwer [76]	1981	$k_L a = 0,00315 u_g^{0,59} \mu_{eff}^{-0,84}$	Roztok celulózy	$d_c = 0,14$ m $h_c = 2,6$ m	$u_g = 0,08$ m/s
Shah a kol. [61]	1982	1) $k_L a = 0,467 u_g^{0,82}$ 2) $k_L a = 1,174 u_g^{0,82}$	plyn: vzduch kapalina: voda	1) Trubkový $d_c = 0,1; 0,15$ m 2) Slinutý plech $d_c = 0,2$ m	$0,002 < u_g < 0,08$ m/s
Deckwer a kol. [306]	1983	$k_L a = 0,0086 u_g^{0,884}$	plyn: vzduch kapalina: voda	Trubkový $d_c = 0,15; 0,2$ m	$0,004 < u_g < 0,1$ m/s
Schumpe [135]	1986	$k_L a = K \cdot u_g^{0,82} \cdot \mu_{eff}^{-0,39}$	K=0,063 pro systém voda/sůl K=0,042 pro systém voda/0,8M Na ₂ SO ₄		
Khudenko a Shpirt [309]	1986	$k_L a = 0,041 K \left(\frac{h_L}{d_b^{0,67}} \right) \left(\frac{d_h}{d_c} \right)^{0,18} \left(\frac{u_g}{h_L} \right)$	K... konstanta závislejší na systému, uvedeno v [149]		
Kawase a Moo-Young [219]	1987	$\frac{k_L a d_c^2}{D_{AB}} = 0,452 \cdot \left(\frac{d_c^2 \rho_L g}{\sigma_L} \right)^{0,6} \cdot \left(\frac{u_g^2}{g D} \right)^{7/60} \cdot \left(\frac{\mu_L}{\rho_L D_{AB}} \right)^{0,5} \cdot \left(\frac{d_c u_g}{v_L} \right)^{0,75}$			
Ozturk a kol. [120]	1987	$\frac{k_L a d_b^2}{D_{AB}} = 0,62 \cdot \left(\frac{d_b^2 \rho_L g}{\sigma_L} \right)^{0,33} \cdot \left(\frac{d_b^2 \rho_L^2 g}{\mu^2} \right) \cdot \left(\frac{\mu_L}{\rho_L D_{AB}} \right)^{0,5} \cdot \left(\frac{u_g}{\sqrt{g d_b}} \right)^{0,68} \cdot \left(\frac{\rho_g}{\rho_L} \right)^{0,04}$	Plyn: vzduch Kapalina: organické kapaliny		
		Po úpravě odpovídá: $Sh = 0,62 Sc^{0,5} Bo^{0,33} Fr^{0,68} (\rho_g / \rho_L)^{0,04}$			



Autoři	Rok	Korelace	Média	Rozměry systému	Rozsah měření
Uchida a kol. dle Garcia-Ochoa [278]	1989	$\frac{k_L a d_c^2}{D_{AB}} = 0,17 \cdot \left(\frac{d_c^2 \rho g}{\sigma_L}\right)^{0,62} \cdot \left(\frac{d_c^3 \rho_L^2 g}{\mu^2}\right)^{0,3} \cdot \left(\frac{\mu_L}{\rho D_{AB}}\right)^{0,5} \cdot \phi^{1,1}$			
Vatai a Tekic [310]	1989	$\frac{k_L a d_c^2}{D_{AB}} = 0,031 \cdot \left(\frac{d_c^2 \rho g}{\sigma_L}\right)^{0,75} \cdot \left(\frac{d_c^3 \rho^2 g}{\mu^2}\right)^{0,4} \cdot \left(\frac{\mu}{\rho D_{AB}}\right)^{0,5} \cdot \left(\frac{u_g}{\sqrt{gD}}\right)^1$			(pseudoplastická tekutina)
Suh a kol. [311]	1989	$\frac{k_L a d_c^2}{D_{AB}} = 0,018 \cdot \left(\frac{\mu_L}{\rho D_L}\right)^{0,5} \cdot \left(\frac{d_c^2 \rho g}{\sigma_L}\right)^{0,2} \cdot \left(\frac{g d_c^3 \rho^2}{\mu_L^2}\right)^{0,62} \cdot \left(\frac{u_g}{gD}\right)^{0,3} \cdot \left[\frac{1}{1 + 0,12(N_i/\tau)}\right]$			(Viskoelastická tekutina)
Salvacion a Murayama [312]	1995	$k_L a = \frac{12,9 S c^{0,5} \varepsilon_g^{1,3}}{M_o^{0,159} B_o^{0,184}} \cdot \left(\frac{g \rho_L D_{AB}}{(1 + 0,62 C_V) \sigma_l}\right) \cdot \left(0,47 + 0,53 \exp\left(-41,4 \frac{\Pi_\infty k_L}{\mu_L u_b} Re_B^{-0,5}\right)\right)$ $\Pi_\infty = -C_B \frac{d\sigma}{dC_B}$	Plyn: kyslík, oxid uhličitý Kapalina: voda, alkoholy, alginát Pevná fáze: polystyren	$h_c = 1,5$ m $d_c = 0,14; 0,218;$ $0,3$ m	$0 < u_g < 0,15$ m/s $0 < C_V < 20$ vol.%
Dewes a kol. [294]	1997	$k_L a = u_g^{0,5} \mu_{eff}^{-0,55} \rho_g^{0,46}$ $K = 0,063$ pro iontové roztoky $K = 0,063$ pro neiontové roztoky $\mu_{eff} = k(2800)^{n-1}$ $k = 1,97 \dots$ index konzistence tekutin $1 \geq n \geq 0,18$	Plyn: vzduch, helium, dusík, fluorid sírový Kapalina: 0.8 M Na2SO4 Pevná fáze: xantan, diatomit, alumina	$h_c = 1,37$ m $d_c = 0,115$ m	$0,007 < u_g < 0,09$ m/s $0,1 < p < 1$ MPa $0 < C_V < 18$ vol.% $d_p = 7, 22$ μ m
Guo a kol. [313]	1997	$k_L a = 4,49 u_g^{0,338} c_s^{0,95} \left(1 - \frac{\rho_L}{\rho_s}\right)^{0,337}$	Plyn: vzduch Kapalina: voda Pevná fáze: sklo, lexan, polystyren	$AR = 22 \div 30,2$ $d_c = 0,06$ m	$0,0025 < u_g < 0,05$ m/s $0,9 < C_V < 2,5$ vol.% $1170 < \rho_s < 2460$ kg/m ³ $d_p = 2,3 \div 3$ mm
Kang a kol. [314]	1999	$k_L a = K \cdot 10^{-3,08} \cdot \left(\frac{d_c u_g \rho g}{\mu_L}\right)^{0,254}$ K je korelační rozměr, často d_c			



Autoři	Rok	Korelace	Média	Rozměry systému	Rozsah měření
Letzel a kol. [93]	1999	$k_L a = 0,5 \varepsilon_g$	Plyn: vzduch Kapalina: voda	Perforovaný plech $d_c = 0,15$ m	$0 < u_g < 0,4$ m/s
Miron a kol. [315]	2000	$k_L a = \frac{0,874}{u_g^{-0,979} - 1}$	Plyn: vzduch Kapalina: voda	Křížový trubkový	$0,003 < u_g < 0,022$ m/s $d_c = 0,193$ m
Chen a Leu [316]	2001	$k_L a = 0,4 u_g^{0,625} u_L^{0,26} \cdot \exp(1,477 \cdot 10^{-5} \cdot h_c)$	Plyn: vzduch Kapalina: voda Pevná fáze: nikl	$h_c = 0,5$ m $d_c = 0,05$ m	$0,02 < u_g < 0,04$ m/s $0,18 < u_L < 0,037$ m/s $C_V = 5,7$ vol.% $\rho_s = 8900$ kg/m ³ $d_p = 177 \div 210$ μm
Yang a kol. [317]	2001	$H_2: \frac{k_L d_{32}}{D_{AB}} = 0,01546 E u^{0,052} Re^{0,076} Sc^{-0,231}$ $CO: \frac{k_L d_{32}}{D_{AB}} = 0,08748 E u^{-0,012} Re^{0,024} Sc^{-0,133}$	Plyn: vodík, oxid uhelnatý Kapalina: parafínový olej Pevná fáze: silikagel	$h_c = 0,48$ m $d_c = 0,037$ m	$293 < T < 523$ K $1 < p < 5$ MPa $5 < C_V < 20$ vol.% $d_p = 134$ μm
Vasconcelos [318]	2003	$k_L a = 6,73 u_g^{1,22}$	Plyn: vzduch Kapalina: voda	Perforovaný plech $d_c = 0,193$ m	$0,003 < u_g < 0,022$ m/s
Lau a kol. [319]	2004	$k_L a = 1,77 \sigma_L^{-0,22} \exp(1,65 u_L - 65,3 \mu_L) \varepsilon_G^{1,2}$	Plyn: vzduch Kapalina: voda	Různé $d_c = 0,045 \div 0,45$ m	$0,003 < u_g < 0,068$ m/s
Vandu a Krishna [320]	2004	$k_L a = 0,48 \varepsilon_g$	Plyn: vzduch Kapalina: voda	Perforovaný, sítový plech $d_c = 0,1 \div 0,38$ m	$u_g \geq 0,08$ m/s
Behkish a kol. [229]	2006	$k_L a = 0,18 \cdot Sc^{0,6} \left(\frac{\rho_i \eta_g}{M w_i} \right)^{-2,84} (\rho_g u_g)^{0,49} \cdot \exp(-2,66 \cdot C_V)$	Plyn: vodík, oxid uhelnatý, dusík, metan Kapalina: Isopar, hexan Pevná fáze: sklo, oxid železitý	$d_c = 0,0382 \div 5,5$ m	$275 < T < 538$ K $0,1 < p < 15$ MPa $0,0035 < u_g < 0,574$ m/s $0 < C_V < 36$ vol.% $700 < \rho_s < 4000$ kg/m ³ $633,4 < \rho_L < 1583$ kg/m ³ $0,189 < \mu_L < 398,8$ kg/m ³ $8,4 < \sigma_L < 75$ mN/m $d_p = 5 \div 300$ μm



Autoři	Rok	Korelace	Média	Rozměry systému	Rozsah měření
Mariano [321]	2009	$k_L a = \sqrt{\frac{4D_L}{\pi}} \left(\frac{g \cdot u_g \cdot \rho_L}{\mu_L} \right)^{1/4} \left(\frac{6u_g}{d_b} \right) \left(\frac{2,14\sigma}{\rho_L \cdot d_b} + 0,505g \cdot d_b \right)^{-0,5}$ <p>malé stabilní bubliny, kdy je $2,14\sigma/\rho_L d_b > 0,505g \cdot d_b$:</p> $k_L a = \frac{6}{\sqrt{2,14}} \sqrt{\frac{4D_L}{\pi}} \left(\frac{g^{1/4} \cdot \rho_L^{3/4}}{\mu_L^{1/4} \cdot \sigma^{0,5}} \right) (u_g^{5/4}) (d_b)^{-0,5}$			
Sehabiague a Morsi [322]	2013	$k_L a = 7,99 \cdot 10^{-9} \cdot \frac{\rho_L^{1,82} \rho_g^{0,27} u_g^{0,387} \Gamma^{0,173}}{\mu_L^{0,25} \sigma_L^{0,976} M u_g^{0,02}} \cdot$ $\cdot \left(\frac{p_T}{p_T - p_S} \right)^{0,242} \left(\frac{d_c}{d_c + 0,3} \right)^{0,1} \cdot \exp(-1,3C_V +$ $+ 0,8C_V^2 - C_V^3 - 1675,7d_p + 0,176X_W)$	Plyn: vodík, dusík Kapalina: organické frakce Fischer Tropschovy syntézy Pevná fáze: alumina, oxid železitý	$d_c = 0,3 \div 3 \text{ m}$	$330 < T < 530 \text{ K}$ $8 < p < 30 \text{ MPa}$ $0,14 < u_g < 0,26 \text{ m/s}$ $0 < C_V < 20 \text{ vol.}\%$ $3218 < \rho_s < 4000 \text{ kg/m}^3$ $631,3 < \rho_L < 779,5 \text{ kg/m}^3$ $0,27 < \mu_L < 9,96 \text{ mPa s}$ $13 < \sigma_L < 27 \text{ mN/m}$ $d_p = 1,5 \div 140 \mu\text{m}$
Zedníková a kol. [230]	2018	$k_L a = 1,144u_g^{0,943} = 1,723\varepsilon_g^{1,561}$	plyn: vzduch kapalina: voda	Perforovaný plech $d_h = 1,6 \text{ mm}$ $d_c = 0,19 \text{ m}$ $h_L = 1 \text{ m}$	$0,02 < u_g < 0,2 \text{ m/s}$ $\rho_L = 997 \text{ kg/m}^3$ $\mu_L = 0,89 \text{ mPa s}$ $\sigma_L = 71 \text{ mN/m}$



5.5.2 Korelace pro výpočet součinitele přestupu hmoty na straně kapaliny

Jednotlivé korelace pro výpočet čistě jen součinitele přestupu hmoty, k_L , jsou seřazeny v tabulce 5-2 dle data publikování.

Tab. 5-2. Vybrané vzorce pro vypočtení součinitele přestupu hmoty (částečně převzato z [1] a doplněno)

Autoři	Rok	Korelace	Média	Rozměry systému	Rozsah měření
Calderbank a Moo-Young [323]	1961	<p>1) Pro velké bubliny v heterogenním režimu</p> $k_L = C \left(\frac{(\rho_L - \rho_g)\mu_L g}{\rho_L^2} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu_L}{\rho_L D_{AB}} \right)^{-1/2}$ <p>2) Pro malé bubliny v homogenním režimu</p> $k_L = C \left(\frac{(\rho_L - \rho_g)\mu_L g}{\rho_L^2} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu_L}{\rho_L D_{AB}} \right)^{-1/3}$ <p>$C = 0,31$ pro $d_p < 1,0$ mm $C = 0,0031$ pro $d_p = 1,0 \div 2,5$ mm $C = 0,31$ pro $d_p > 2,5$ mm</p>	plyn: vzduch, kyslík CO ₂ kapalina: voda, vodný roztok glykolu, roztok ethanolu a vosku	Perforovaný a slinovaný plech	<p>1) $d_b > 2,5$ mm $1000 < \rho_L < 1178$ kg/m³ $0,0006 < \mu_L < 0.0897$ Pa.s</p> <p>2) $d_b < 2,5$ mm $698 < \rho_L < 1160$ kg/m³ $0,00084 < \mu_L < 0.001$ Pa.s</p>
Hughmark [175]	1967	$\frac{k_L d_b}{D_{AB}} = 2 + 0,0187 \left[Sc^{0,339} Re^{0,484} \left(\frac{d_s g^{1/3}}{D_{AB}^{2/3}} \right)^{0,072} \right]^{1,61}$	plyn: vzduch kapalina: voda, roztok Na ₂ CO ₃ , roztok glycerolu, roztok ZnCl ₂ ,	$0,025 < d_c < 1,1$ m	$776 < \rho_L < 1696$ kg/m ³ $0,0009 < \mu_L < 0,152$ Pa.s $0,025 < \sigma_L < 0.076$ N/m
Akita a Yoshida [31]	1974	$k_L = 0,5 \frac{D_{AB}}{d_s} \left(\frac{v_L}{D_{AB}} \right)^{0,5} \left(\frac{g d_s^3}{v_L^2} \right)^{0,25} \left(\frac{g d_s^2 \rho_L}{\sigma} \right)^{0,375}$	plyn: vzduch, kyslík, helium, oxid uhličitý kapalina: voda, vodný roztok glykolu, vodný roztok metanolu	$0,152 < d_c < 0,6$ m $0,126 < h_c < 0,35$ m	$0,003 < u_g < 0,4$ m/s $0 < \mu_L < 0,44$ m/s $800 < \rho_L < 1600$ kg/m ³ $0,00058 < \mu_L < 0.021$ Pa.s $0,022 < \sigma_L < 0.0742$ N/m



Autoři	Rok	Korelace	Média	Rozměry systému	Rozsah měření
Schugerl a kol. [324]	1978	$k_L = 0,5 \frac{D_{AB}}{d_s} \left(\frac{v_L}{D_{AB}}\right)^{0,5} \left(\frac{gd_s^3}{v_L^2}\right)^{0,25} \left(\frac{gd_s^2 \rho_L}{\sigma}\right)^{0,375}$	plyn: vzduch kapalina: alkoholové roztoky, elektrolyty		$0 < u_g < 0,08$ m/s $996 < \rho_L < 1006$ kg/m ³ $0,00089 < \mu_L < 0,001$ Pa.s $0,053 < \sigma_L < 0,073$ N/m
Vazquez a kol. [325]	1997	$k_L = K_4 u_g^{0,5} \sigma_L^{1,35}$ $K_4 \dots$ funkce distributoru plynu	Plyn: oxid uhličitý Kapalina: uhličitán sodný, org. sloučeniny	$h_c = 1,086$ m $d_c = 0,113$ m	$0 < u_g < 0,002$ m/s $0 < C_v < 20$ vol.%
Neme a kol. [326]	1997	$\frac{k_L}{u_g} = 0,103 (ReFrSc^2)^{-0,265}$	Plyn: dusík Kapalina: Roztok NaOH, CMC, uhličitán sodný Pevná fáze: sklo, diatomit, alumina	Náplňová kolona strukturovaná $h_c = 0,75$ m $d_c = 0,05$ m	$0,007 < u_g < 0,09$ m/s $1,3 < C_v < 12,4$ vol.% $2448 < \rho_s < 3965$ kg/m ³ $1026 < \rho_L < 1121$ kg/m ³ $0,99 < \mu_L < 6,27$ mPas $d_p = 44 - 105 \mu\text{m}$
Lemoine a Morsi [327]	2005	$\frac{k_L}{(1 - \varepsilon_g)} = 6,14 \cdot 10^4 \cdot \frac{\rho_L^{0,26} \mu_L^{0,12} \varepsilon_g^{1,21} D_{AB}^{0,5}}{\sigma_L^{0,52} \rho_g^{0,06} u_g^{0,12} d_p^{0,05} T^{0,68}} \cdot \Gamma^{0,11} \left(\frac{d_c}{d_c + 1}\right)^{0,4}$	Plyn: vodík, oxid uhelnatý, dusík, metan Kapalina: Isopar, hexan Pevná fáze: sklo, oxid železitý	$d_c = 0,0382 \div 5,5$ m	$275 < T < 538$ K $0,1 < p < 15$ MPa $0,0035 < u_g < 0,574$ m/s $0 < C_v < 36$ vol.% $700 < \rho_s < 4000$ kg/m ³ $633,4 < \rho_L < 1583$ kg/m ³ $0,189 < \mu_L < 398,8$ kg/m ³ $8,4 < \sigma_L < 75$ mN/m $d_p = 5 \div 300 \mu\text{m}$



6 Analogie mezi přenosem tepla a hmoty – Chilton Colburnova analogie

Chilton-Colburnova analogie (také analogie J-faktoru) je široce užívaná analogie mezi přenosem impulsu (hybnosti), tepla a hmoty. Jejím základním předpokladem je podobnost mezi mechanismy všech těchto přenosů. Pokud je jeden ze součinitelů přenosu znám, analogie nám umožňuje na základě podobnosti predikci dalších součinitelů. Existuje mnoho různých teoretických analogií, například Reynoldsova Friend-Metznerova nebo Prandtlova Taylorova analogie, nicméně Chilton-Colburnova analogie je nejvíce užívána. V tabulce 6-1 jsou uvedené analogické difuzivity pro jednotlivé přenosy.

Tab. 6-1: Charakteristiky difuzivity pro analogii přenosu hybnosti, hmoty a tepla.

Přenos	Charakteristika difuzivity
Hybnosti	ν – součinitel turbulentní difuzivity
Hmoty	D – difúzní součinitel
Tepla	α – součinitel přestupu tepla

Úplnou Chilton-Colburnova analogii lze vyjádřit pomocí rovnice (6-1-1), kdy se j-faktor přenosu hmoty, j_M (někdy také j_D), rovná j-faktoru přenosu tepla, j_H , a polovině odporového součinitele, C_F . J-faktor přenosu hmoty poté lze spočítat podle rovnice (6-1-2) a j-faktor přenosu tepla podle rovnice (6-1-3).

$$j_M = j_H = \frac{C_F}{2} \quad (6-1-1)$$

$$j_M = St_M Sc^{2/3} = \frac{\beta}{u_g} Sc^{2/3} \quad (6-1-2)$$

$$j_H = St_H Pr^{2/3} = \frac{\alpha}{c_p \rho_l u_g} Pr^{2/3} \quad (6-1-3)$$

Chilton-Colburnova analogie byla prokázána v širokém rozsahu pro Sc mezi 0,6 a 3000 a Pr mezi 0,6 a 1000.

Po dosazení z rovnic (6-1-2) a (6-1-3) do rovnice (6-1-1) získáme vztah vyjadřující vazbu α na β danou rovnicí (6-1-4), ze které vyplývá po úpravě ($Le = Sc/Pr$) rovnice (6-1-5).



$$\frac{\beta}{u_g} Sc^{2/3} = \frac{\alpha}{c_p \rho_l u_g} Pr^{2/3} \quad (6-1-4)$$

$$\frac{\alpha}{\beta} = c_p \rho Le^{2/3} \quad (6-1-5)$$

V rovnici (6-1-5) je Le tzv. Lewisovo číslo, které vyjadřuje poměr mezi přestupem tepla a difúzí hmoty. Lze jej vyjádřit jako poměr Schmidtova a Prandtlova čísla nebo součinitele přestupu tepla a difúzního součinitele, dle rovnice (6-1-6).

$$Le = \frac{Sc}{Pr} = \frac{\alpha}{D_{AB}} \quad (6-1-6)$$



7 Závěry 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 více autorů (více než 20). Výsledky těchto prací nejsou přímo převeditelné 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. [5] a Uysal a kol. [6] a v současné době byla publikována práce třetí (Panicker a Fox [7]) 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 využitelných pro další studium problematiky přenosových jevů v probublávaných kolonách i dalších aparátech operujících se systémem plyná disperze – kapalina, a eventuálně i pevná fáze.



8 Cíle 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 série 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.



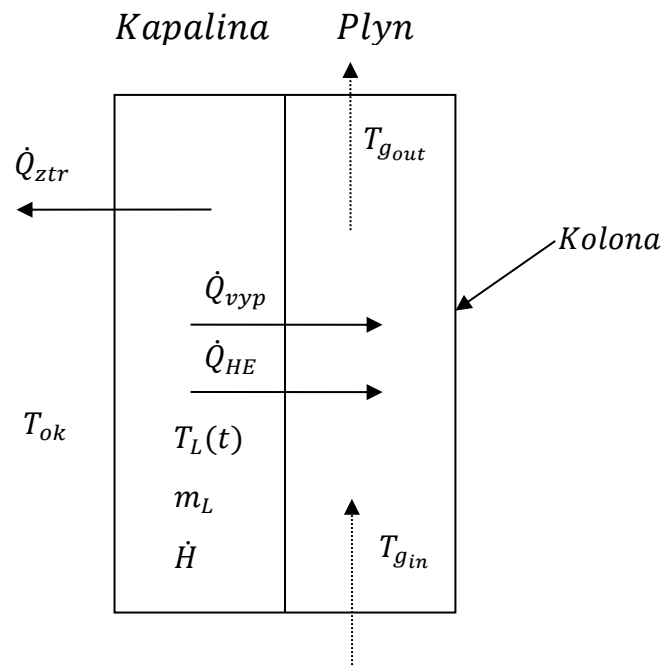
9 Teoretický model přestupu tepla mezi plynem a kapalinou v probublávaných kolonách pro navržený způsob měření – vyhodnocení experimentů

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], ECCE 2015 [VL8], CHISA 2016 [VL6], ICheaP-13 2017 [VL9], WCCE 2017 [VL10] a ICheap-14 2019 [VL11].

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 kapalně 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.

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



Obr. 9-1: Bilanční schéma systému

Za předpokladu optimálního promíchání kapaliny, tj. $T_L(\vec{x}, t) = T_L(t)$, a konstantní měrné tepelné kapacity kapaliny c_{pL} , změna entalpie akumulace vyjadřuje rovnice (9-1-2), kde dT_L/dt je rychlost poklesu (zvyšování) teploty, m_L je hmotnost kapaliny a c_{pL} je měrná tepelná kapacita kapaliny. Změna hmotnosti kapaliny v důsledku odpařování je zanedbána v bilanci entalpické akumulace.

$$\dot{H} = m_L \cdot c_{pL} \cdot \frac{dT_L}{dt} \quad (9-1-2)$$

Tepelný tok z kapaliny do plynu vyjadřuje rovnice (9-1-3), kde α je součinitel přestupu tepla z kapaliny do plynu, S_b je plocha mezi kapalinou a plynem (povrch bublin), T_L je teplota kapaliny a T_g je teplota plynu.

$$\dot{Q}_{HE} = \alpha \cdot S_b \cdot (T_L - T_g) \quad (9-1-3)$$

Za předpokladu konstantního výparného tepla lze tepelný tok v důsledku vypařování vyjádřit rovnicí (9-1-4) jako násobek hmotnostního toku vypařené vody \dot{m}_{vyp} a měrného skupenského tepla vypařování Δh^{vyp} .

$$\dot{Q}_{vyp} = \dot{m}_{vyp} \cdot \Delta h^{vyp} \quad (9-1-4)$$



Tepelnou ztrátu do okolí \dot{Q}_{ztr} lze vyjádřit pomocí vztahu (9-1-5), kde k je součinitel prostupu tepla z kapaliny přes stěnu do okolí, S_p je plocha stěny kolony do výšky kapaliny, která je v kontaktu s okolím a T_{ok} je teplota plynu v okolí.

$$\dot{Q}_{ztr} = k \cdot S_p \cdot (T_L - T_{ok}) \quad (9-1-5)$$

V případě ochlazování kapaliny plynem, tj. $T_L > T_g$, mají členy \dot{Q}_{HE} , \dot{Q}_{vyp} a \dot{Q}_{ztr} záporné znaménko. Dosazením rovnic (9-1-2) až (9-1-5) do rovnice (9-1-1) získáme rovnici (9-1-6), která po úpravě dává rovnici (9-1-7).

$$m_L \cdot c_{pL} \cdot \frac{dT_L}{dt} = -k \cdot S_p \cdot (T_L - T_{ok}) - \dot{m}_{vyp} \cdot \Delta h^{vyp} - \alpha \cdot S_b \cdot (T_L - T_g) \quad (9-1-6)$$

$$\frac{dT_L}{-k \cdot S_p \cdot (T_L - T_{ok}) - \dot{m}_{vyp} \cdot \Delta h^{vyp} - \alpha \cdot S_b \cdot (T_L - T_g)} = \frac{dt}{m_L \cdot c_{pL}} \quad (9-1-7)$$

Rovnici (9-1-7) by bylo možné snadno integrovat za předpokladu, že členy $\dot{m}_{vyp} \cdot \Delta h^{vyp}$, $k \cdot S_p \cdot T_{ok}$ a $\alpha \cdot S_b \cdot T_g$ jsou konstantní. Bohužel členy $\dot{m}_{vyp} \cdot \Delta h^{vyp}$ a T_g se v čase mění. Rovnici (9-1-7) by také šlo lze snadno integrovat, pokud by tyto členy závisely na teplotě kapaliny T_L . V Žižka [VL1] bylo dokázáno, že lze předpokládat, že členy $\dot{m}_{vyp} \cdot \Delta h^{vyp}$ a T_g jsou závislé na teplotě kapaliny T_L ve formě polynomu 2. stupně.

Předpokládaná závislost polynomem 2. stupně je vyjádřena rovnicí (9-1-8) pro T_g a (9-1-9) pro součin $\dot{m}_{vyp} \cdot \Delta h^{vyp}$.

$$T_{g_{stř}} = a_2 T_L^2 + a_1 T_L + a_0 \quad (9-1-8)$$

$$\dot{m}_{vyp} \cdot \Delta h^{vyp} = b_2 T_L^2 + b_1 T_L + b_0 \quad (9-1-9)$$

Stanovení polynomiální parametrů bylo popsáno v diplomové práci Žižka [VL1] a s modifikacemi v Žižka, Šulc a Ditl [VL4-VL8]. Srovnání vypočtených tepelných ztrát zjištěných experimentálně ukázaly, že tepelné ztráty do okolí jsou zanedbatelné (maximálně do 10 % celkových energetických přenosů).

Za předpokladu předchozích závislostí lze rovnice (9-1-8) a (9-1-9) vložit do rovnice (9-1-7) a upravit do tvaru rovnice (9-1-10).

$$\frac{dT_L}{T_L^2(\alpha S_b a_2 - b_2) + T_L(\alpha S_b a_1 - \alpha S_b - b_1) + (\alpha S_b a_0 - b_0)} = \frac{dt}{m_L \cdot c_{pL}} \quad (9-1-10)$$

Zavedením parametrů C_2, C_1, C_0 definovanými rovnicemi (9-1-11), (9-1-12) a (9-1-13) získáme rovnici (9-1-14).



$$C_2 = (\alpha S_b a_2 - b_2) \quad (9-1-11)$$

$$C_1 = (\alpha S_b a_1 - \alpha S_b - b_1) \quad (9-1-12)$$

$$C_0 = (\alpha S_b a_0 - b_0) \quad (9-1-13)$$

$$\frac{dT_L}{T_L^2 C_2 + T_L C_1 + C_0} = \frac{dt}{m_L \cdot c_{pL}} \quad (9-1-14)$$

Integrací levé strany mezi teplotou T_{L_1} a T_{L_0} a pravé strany mezi počátečním časem 0 a časem t a zavedením parametru Δ dle rovnice (9-1-15), získáme rovnici (9-1-16), ze které lze získat parametr Δ a následně vyhodnotit objemový součinitel přestupu tepla, αa , podle rovnice (9-1-17).

$$\Delta = 4C_2 C_0 - C_1^2 \quad (9-1-15)$$

$$\left[\frac{2}{\sqrt{\Delta}} \operatorname{arctg} \frac{2C_2 T_L + C_1}{\sqrt{\Delta}} \right]_{T_{L_0}}^{T_{L_1}} = \frac{t}{m_L \cdot c_{pL}} \quad (9-1-16)$$

Pro vyjádření součinitele přestupu tepla mezi plynem a kapalinou na průtoku vzduchu bylo vycházeno z podobnosti s prostupem hmoty, kde je obvyklé vyjadřovat přestup hmoty objemovým součinitelem prostupu hmoty, $k_L a$, vzhledem k problémům s určením povrchu bubliny S_b . Podobně v tomto případě byl zaveden objemový součinitel přestupu tepla (podobně jako Uysal a kol. [6]) mezi kapalinou a plynem, αa , který lze vyjádřit rovnicí (9-1-17), kde V_L je objem kapalné fáze bez plynu.

$$\alpha a = \frac{\alpha \cdot S_b}{V_L}, \quad (9-1-17)$$



10 Vlastní práce – kapitoly 11 až 14

10.1 Úvod k vlastní práci

Tato práce vznikla na základě požadavku použití přestupu tepla mezi plynem a kapalinou používaných v absorpčních a bělicích kolonách pro výrobu kyseliny dusičné, ale i dalších obdobných použití v průmyslu, specifikovaných v úvodu práce.

Vlastní práci rozdělím na několik částí, kterými jsou:

1. Teoretická část, kde se zaměřím především na posouzení přenosových mechanismů v systému kapalina – plyn, jejich příspěvku k tvorbě bublin a specifického povrchu. Dále odvodím závislost objemového součinitele přestupu tepla na hlavních měřených parametrech v probublávaných kolonách, a stanovení poměru součinitelů přestupu tepla a hmoty uvnitř bubliny.
2. Experimentální část, kde se zaměřím na sestavení měřícího zařízení, pro které bude podrobně vyvinuta a popsána metodika měření a vyhodnocení měření zádrže, ε_g , distribuce velikostí bublin, velikost specifického mezifázového povrchu, a , a stanovení poměru součinitelů přestupu tepla a hmoty uvnitř bubliny, α/β_Y . Měřící zařízení bude použito k provedení experimentálního měření objemového součinitele přestupu tepla, αa , které bude vyhodnoceno na základě vlastní metodiky měření.
3. Část, kde bude provedeno porovnání experimentálních výsledků s vlastní teorií a výsledky jiných autorů. Porovnáno bude měření zádrže, ε_g , vyhodnoceného průměru bublin, d_b , a objemového součinitele přestupu tepla s dvěma nalezenými pracemi.



11 Teoretická část

11.1 Posouzení přenosových mechanismů v systému kapalina-plyn

Posouzení je provedeno na základě provedené rešerše a poznatků školitele, prof. Ditla se systémem „pevné částice-turbulentně proudící kapalina“. 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 fluktuálními rychlostmi obou fází. Určením této rychlosti se zabývalo nejméně 50 autorů, ale problém stále zůstává nedořešen. Ditl a Skřivánek [328] 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, Ditl a Pešava [329] 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 menší oproti charakteristickému rozměru disipujících se vírů sledují těsně pohyb turbulentních vírů, a naopak částice velké vůči charakteristickému rozměru vírů nejsou co do pohybu turbulencí ovlivněny a že je tedy poměr u_T/u_t roven 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 (Ditl a Pešava [329]). 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 mezivrstvovou rychlostí u_g a stoupavou rychlostí bublin je dán mezerovitostí plynu, tedy jeho zádrží ε_g a platí rovnice (11-1-1).

$$u_g = u_{r\infty} \varepsilon_g \quad (11-1-1)$$



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 [330]. Odkazuje se na předchozí, z našeho pohledu nejúplnější, článek publikovaný Colombetem a kol. [331]. Tito autoři tvrdí, že přenos hmoty a tepla uvnitř bubliny plynu závisí na Pécletově čísle Pe_{max} , které lze pro vnitřní stranu bublinky vyjádřit rovnicí (11-1-2), 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.

$$Pe_{max} = \frac{U_{max} \cdot d_b}{D_{AB}} \quad (11-1-2)$$

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 kapalně 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. 11-1.

První důležitou otázkou 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 (11-1-3), kde exponent β leží v rozmezí 0,5 pro laminární režim do 0,33 pro turbulentní pohyb. Exponent α v rovnici (11-1-3) 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 přibližně 1. 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 (11-1-3) poměr vodivostních λ_g/λ_L a Prandtlových čísel Pr_g/Pr_L , který lze spočítat dle hodnot uvedených



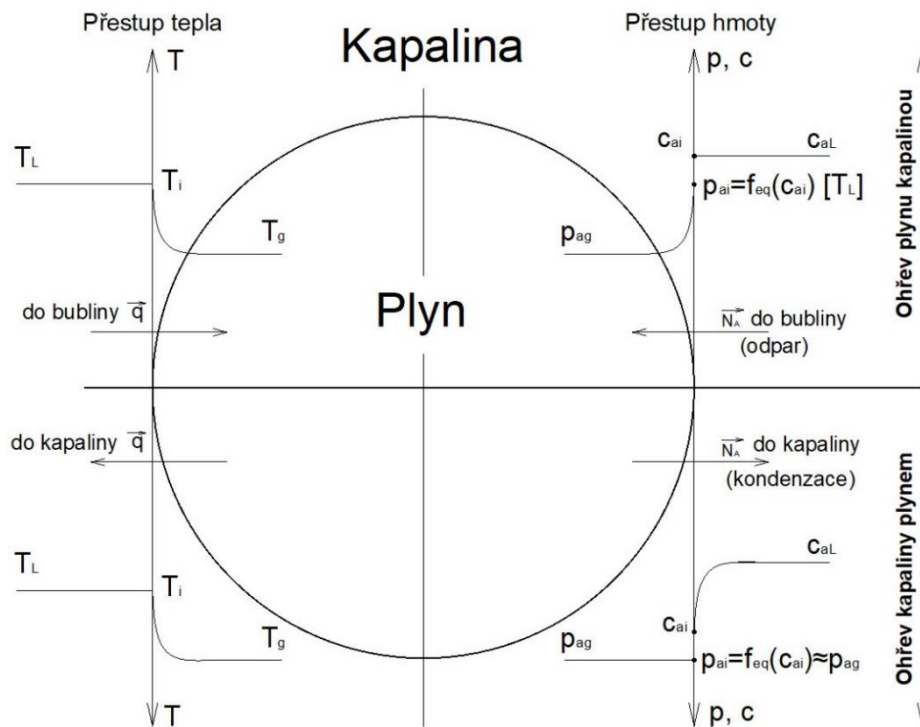
v tabulce 11-1. Z tabulek látkových vlastností vody a vzduchu [332] jsou převzaty potřebné hodnoty vzduchu zobrazené v tabulce 11-1.

$$\frac{\alpha_g}{\alpha_L} = \frac{Nu_g}{Nu_L} = \frac{\lambda_g}{\lambda_L} \left(\frac{Re_g}{Re_L} \right)^\alpha \left(\frac{Pr_g}{Pr_L} \right)^\beta \quad (11-1-3)$$

Tab. 11-1: Látkové vlastnosti vody (zdroj: [332])

Veličina	Hodnota	Jednotky
Pr_g	0,71	-
Pr_L	3,65	-
λ_g	0,0277	W/(m·K)
λ_L	0,6435	W/(m·K)
ν_g (40°C)	$1,702 \cdot 10^{-5}$	m ² /s
ν_L (40°C)	$0,658 \cdot 10^{-6}$	m ² /s

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 11-1 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. 11-1. 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. 11-1 proto toky tepla \vec{q} a hmoty \vec{N}_A směřují do bubliny, ve spodní části bubliny naopak do kapaliny.

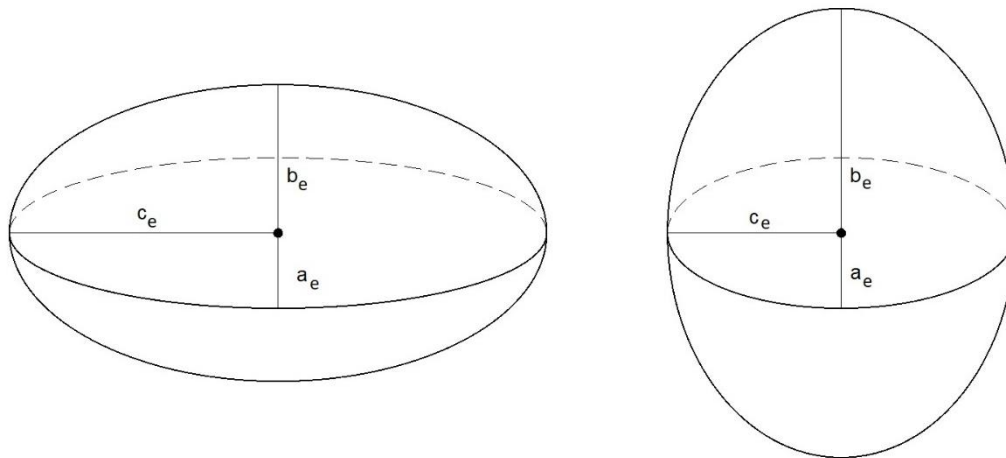
Druhá otázka vyplývá ze skutečnosti, že měřenou hodnotou je objemový součinitel přenosu tepla, αa . V tomto případě se jedná o celkovou hodnotu součinitele prostupu tepla, k_h , tedy na straně kapaliny i na straně plynu. Vzhledem k tomu, že $\alpha_L \gg \alpha_g$, v dalších částech budu uvažovat celkový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

Přibližný poměr součinitele přenosu tepla α ku specifickému povrchu a lze stanovit následujícím způsobem. Hodnoty αa 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 $8 \div 16 \text{ W}/(\text{m} \cdot \text{K})$.



11.2 Příspěvek k tvorbě bublin

Práce zabývající se tvorbou bublin v koloně jsou uvedeny v kapitole 3.1. 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 (viz rovnice(3-1-2)). 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 závislostem 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, jak je vidět na obrázku 3.2. Poměr povrchu elipsoidu se dvěma stejnými poloměry, $S_{elipsoidu}$, ku povrchu kulové bubliny, $S_{kul.bubliny}$, o stejném objemu je tak dán rovnicí (11-2-1).



Obr 11-2: Bublina ve tvaru zploštělého a protáhlého elipsoidu, kdy $a_e = c_e$.

$$\frac{S_{elipsoidu}}{S_{kul.bubliny}} = f(a_e / b_e) = g(Mo, Eo) = h(\rho, \mu, \sigma) \quad (11-2-1)$$

$$V_{elip.} = \frac{4}{3} \pi a_e^2 b_e \quad (11-2-2)$$

$$S_{prot.elipsoidu} = 2\pi a_e^2 \left(1 + \frac{b_e}{\varepsilon_e a_e} \cdot \arcsin(\varepsilon_e) \right), \text{ kde } \varepsilon_e = \sqrt{1 - \frac{a_e^2}{b_e^2}} \quad (11-2-3)$$

$$S_{zplošt.elipsoidu} = 2\pi a_e^2 \left(1 + \frac{b_e^2}{\varepsilon_e a_e^2} \cdot \operatorname{arctanh}(\varepsilon_e) \right), \text{ kde } \varepsilon_e = \sqrt{1 - \frac{b_e^2}{a_e^2}} \quad (11-2-4)$$

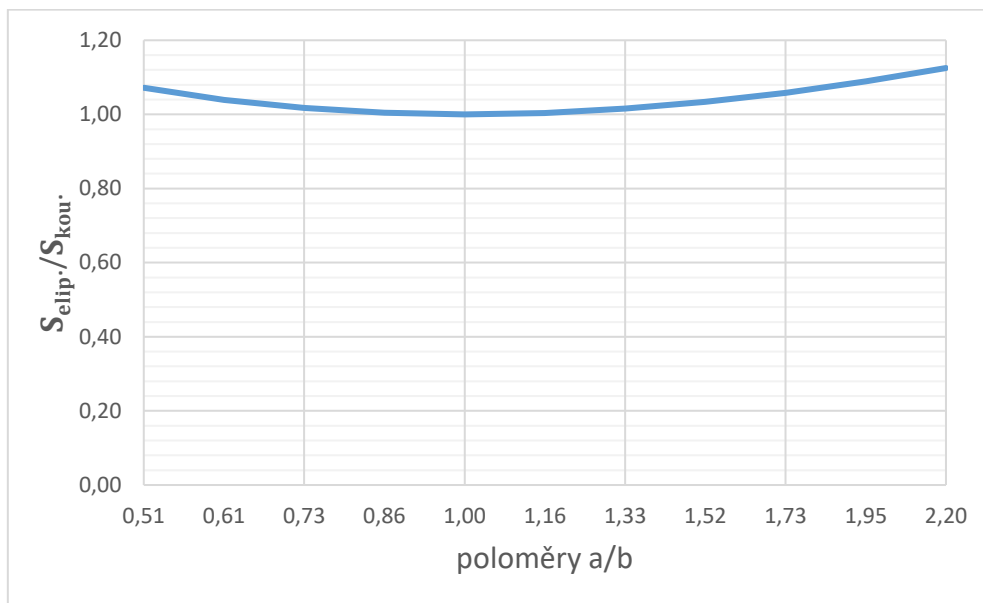


Specifický povrch, a_e , je poměr plochy bublinky k jejímu objemu, detailně je diskutován v části 3.2.3. Objem zploštělého nebo protáhlého elipsoidu zobrazených na obr. 11-2 vypočteme, za předpokladu rovnosti průměrů a_e a c_e , podle vztahů (11-2-3) pro zploštělý, respektive (11-2-4) pro protáhlý elipsoid, 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 11-2 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 bubliny, 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 11.2 a z grafu na obr. 11-3 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 bubliny nevede k velkým odchylkám specifického povrchu v systému.

Tab. 11-2: 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	$V_{elip.}$	$S_{elip.}$	$S_{elip.}/S_{kou.}$
<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. 11-3: Relativní povrch zploštělého a protáhlého elipsoidu vzhledem ke kouli stejného objemu v závislosti na poměru poloos a/b .

11.3 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 mezivrstvou 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 turbulentí

S využitím Kolmogorovy teorie turbulence [15-18] získáme rovnice vyjadřující rozměr bubliny. Tato rovnice je uvedena v knihách o míchání např. Oldshue [333]. Pro jeden fyzikální systém z rovnice vyplývá jednoduchý vztah $d_{dispergované\ částice} = C \cdot \varepsilon_v^{-0,4}$. Hodnota konstanty C se příliš nemění. Platnost hodnoty exponentu -0,4 byla potvrzena pro mnoho fyzikálních i geometrických systémů (míchaná nádoba, statický směšovač, tlakový homogenizátor a další), odvozeno Kolmogorovem [15-18], k nalezení v „Handbook of Industrial Mixing“ [346]. Pro probublávanou kolonu tak předpokládáme platnost úměry (11-3-1).



$$d_b \sim \varepsilon_v^{-0,4} \quad (11-3-1)$$

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 (11-3-2), kde ε_v distributoru je disipovaná energie v distributoru plynu.

$$\varepsilon_v = \frac{\dot{V}_g \cdot \Delta p}{V_L} + \varepsilon_v \text{ distributoru} \quad (11-3-2)$$

Tlaková ztráta, Δp , probublávané kolony je dána změnou potenciální energie proudící směsi, vyjádřenou rovnicí (11-3-3).

$$\Delta p = \rho g h_c \quad (11-3-3)$$

Po dosazení rovnice (11-3-3) do rovnice (11-3-2) a pro vyjádření průtoku plynu, \dot{V}_g , a objemu kapaliny, V_L , jsem získal s úpravami rovnicí (11-3-4).

$$\varepsilon_v = \frac{\dot{V}_g \cdot \Delta p}{V_L} = \frac{u_g S \cdot \rho g h_c}{S h_L} = \frac{u_g \cdot \rho g g}{\varepsilon_L} \quad (11-3-4)$$

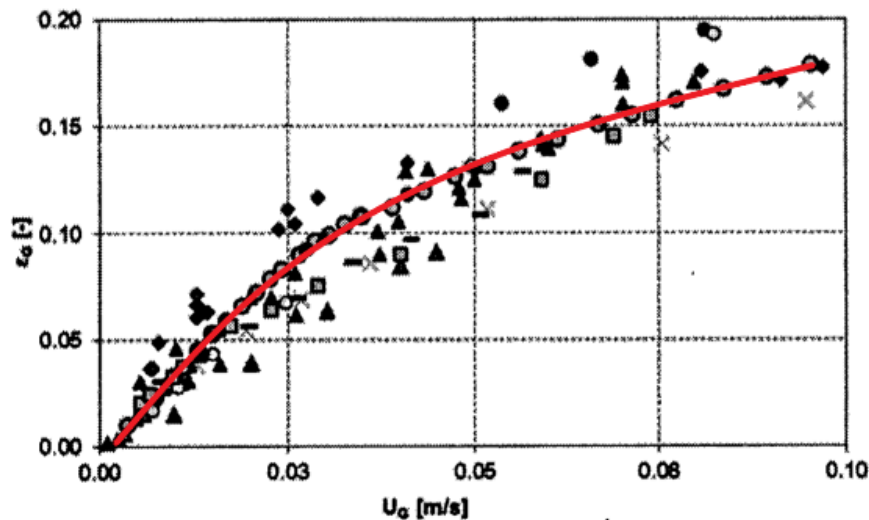
Po zavedení zádrže plynu, ε_g , do rovnice (11-3-2), kdy $\varepsilon_L = 1 - \varepsilon_g$, dostaneme úměru (11-3-5).

$$\varepsilon_v \sim \frac{u_g}{1 - \varepsilon_g} \quad (11-3-5)$$

Závislost zádrže, ε_g , na mezivrstkové rychlosti plynu, u_g , je ve většině případů určována experimentálně. V literatuře nalezené korelace jsou uvedeny v části 3.4.3. V těchto korelacích je závislost zádrže na mezivrstkové 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. [2], 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 (11-3-6a) v rozmezí mimovrstvové rychlosti od 0,01 do 0,1 m/s. Pro nízké hodnoty měření mezivrstkové rychlosti plynu, při kterých probíhala moje měření, přibližně u_g mezi 0 a 0,03 m/s, lze vztah linearizovat rovnicí (11-3-6b). V rovnici (11-3-6a) je konstanta $\alpha_1 = 0,65$, což přibližně odpovídá i konstantám dalších autorů, uvedených v tab. 11-3.

$$\varepsilon_g = 0,876 u_g^{0,65}, \quad \varepsilon_g = 2,9 u_g \quad (11-3-6a,b)$$



Obr. 11-4: Experimentálně zjištěné závislosti zádrže na mezivrstvé rychlosti s proloženou křivkou (zdroj: Besagni a kol. [2]), 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 mimovrstvé rychlosti z části 3.4.

Autoři	Korelace
Hikita a Kikukawa [202]	$\varepsilon_g = 0,505 u_g^{0,47} \left(\frac{72}{\sigma}\right)^{2/3} \left(\frac{1}{\mu_L}\right)^{0,05}$
Begovich a Watson [127]	$\varepsilon_g = (1,612) u_g^{0,720} d_p^{0,168} d_c^{-0,125}$
Joshi a Sharma [57]	$\varepsilon_g = \frac{u_g}{0,3 + 2u_g}$
Godbole a kol. [134]	$\varepsilon_g = 0,319 u_g^{0,476} \mu_L^{-0,058}$
Bouaifi a kol. [8]	$\varepsilon_g = 3,66 u_g^{0,83}$
Elgozali a kol. [187]	$\varepsilon_g = 5,2 \cdot u_g^{0,67} \cdot \nu_L^{0,14} \cdot \chi^{1,95}$
Urseanu a kol. [228]	$\varepsilon_g = 0,21 u_g^{0,58} \mu_L^{-0,12} \rho_g^{[0,3 \exp(-9\mu_L)]}$
Uysal a kol. [6]	$\varepsilon_g = 0,877 u_g^{0,67}$
Zedníková a kol. [230]	$\varepsilon_g = 0,765 u_g^{0,603}$

Dosažením rovnic (11-3-6a,b) do úměry (11-3-5), získáme vztah mezi disipovanou energií a mimovrstvou rychlostí danou rovnicemi (11-3-7a,b).

$$\varepsilon_v \sim \frac{u_g}{1 - 0,876 u_g^{0,65}}, \quad \varepsilon_v \sim \frac{u_g}{1 - 2,9 u_g} \quad (11-3-7a,b)$$



Dosazením úměr (11-3-7a,b) do rovnice (11-3-1) získáme kvalitativní závislost pro velikosti bublin na mimovrstvové rychlosti danou úměrami (11-3-8a,b), a po úpravě (11-3-9a,b).

$$d_b \sim \left(\frac{u_g}{1 - 0,876u_g^{0,65}} \right)^{-0,4}, \quad d_b \sim \left(\frac{u_g}{1 - 2,9u_g} \right)^{-0,4} \quad (11-3-8a,b)$$

$$d_b \sim u_g^{-0,4} \cdot (1 - 0,876u_g^{0,65})^{0,4}, \quad d_b \sim u_g^{-0,4} \cdot (1 - 2,9u_g)^{0,4} \quad (11-3-9a,b)$$

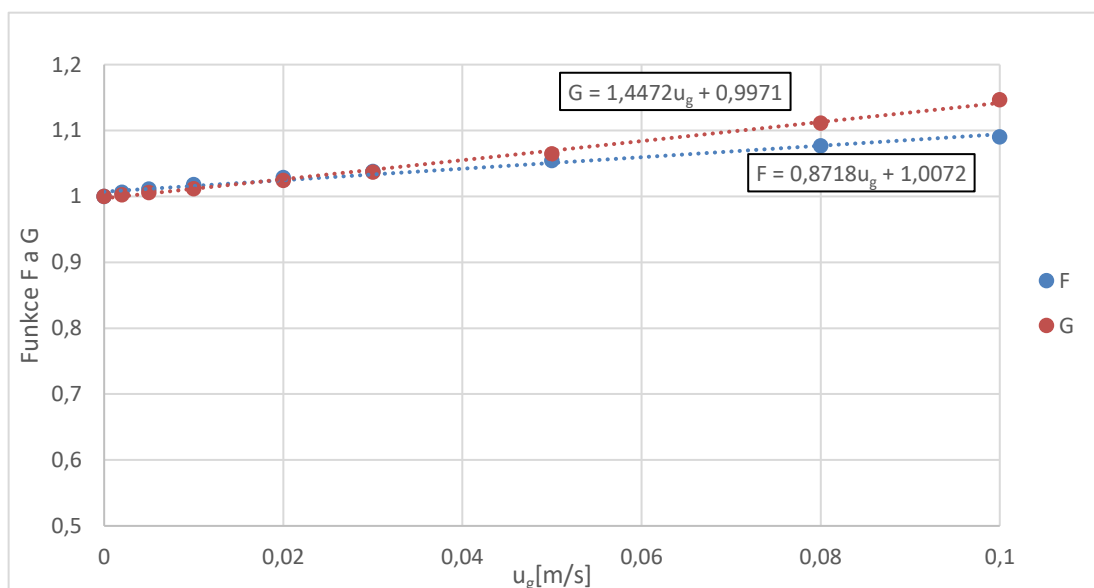
Pro další postup je nutné znát úměru mezi specifickým povrchem a průměrem bubliny. Tuto úměru popisuje rovnice (3-2-4) a lze ji obecně vyjádřit úměrou $a \sim 1/d_b$.

Poté již můžeme dosazením úměry (11-3-9a,b) do úměry (11-3-8a,b) získat úměru mezi specifickým povrchem, a , a mimovrstvovou rychlostí, u_g , danou úměrou (11-3-10a,b).

$$a \sim u_g^{0,4} \cdot (1 - 0,876u_g^{0,65})^{-0,4}, \quad a \sim u_g^{0,4} \cdot (1 - 2,9u_g)^{-0,4} \quad (11-3-10a,b)$$

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 (11-3-11a,b). Závislost funkce F a G na mimovrstvové rychlosti je zobrazena v grafu na obrázku 11-5.

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



Obr. 11-5: Funkce F a G v závislosti na mimovrstvové rychlosti pro různé mimovrstvové rychlosti



Pro porovnání výsledné úměry využijí vztahy z části 3.2.3. Vztah (3-2-8) dle Akita a Yoshida [31] a vztah (3-2-9) dle Besagni a kol. [33]. Vztah (3-2-8) má úměru danou vztahem (11-3-12) a vztah (3-2-9) má úměru danou vztahem (11-3-13).

$$\text{Ze vztahu (3-2-8) Akity a Yoshidy [31] vyplývá: } a \sim (u_g^2)^{1/4} \varepsilon_g \quad (11-3-12)$$

$$\text{Ze vztahu (3-2-9) Besagni a kol. [33] vyplývá: } a \sim (u_g^2)^{1/4} \varepsilon_g^{0,6136} \quad (11-3-13)$$

Po dosazení úměry za zádrž, ε_g , danou úměrou (11-3-5) „ $\varepsilon_v \sim u_g/1 - \varepsilon_g$ “ získáme úměru (11-3-14) a (11-3-15).

$$a \sim u_g^{0,5} u_g^{0,65} \sim u_g^{1,15} \quad (11-3-14)$$

$$a \sim u_g^{0,5} (u_g^{0,65})^{0,6136} \sim u_g^{0,9} \quad (11-3-15)$$

11.4 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 (11-4-1), kde Nusseltovo a Reynoldsovo číslo lze vyjádřit dle rovnic (11-4-2) a (11-4-3).

$$Nu = C_2 Re^{\alpha_1} Pr^{\frac{1}{3}} \quad (11-4-1)$$

$$Nu = \frac{\alpha \cdot d_b}{\lambda}, Re = \frac{u_{r\infty} \cdot d_b}{\nu_L} \quad (11-4-2, 11-4-3)$$

Pro zkoumaný systém voda-vzduch snadno odvodíme rovnice (11-4-4) a po úpravě (11-4-5) a (11-4-6).

$$\frac{\alpha \cdot d_b}{\lambda} = C_2 \left(\frac{u_{r\infty} \cdot d_b}{\nu_L} \right)^{\alpha_1} Pr^{\frac{1}{3}} \quad (11-4-4)$$

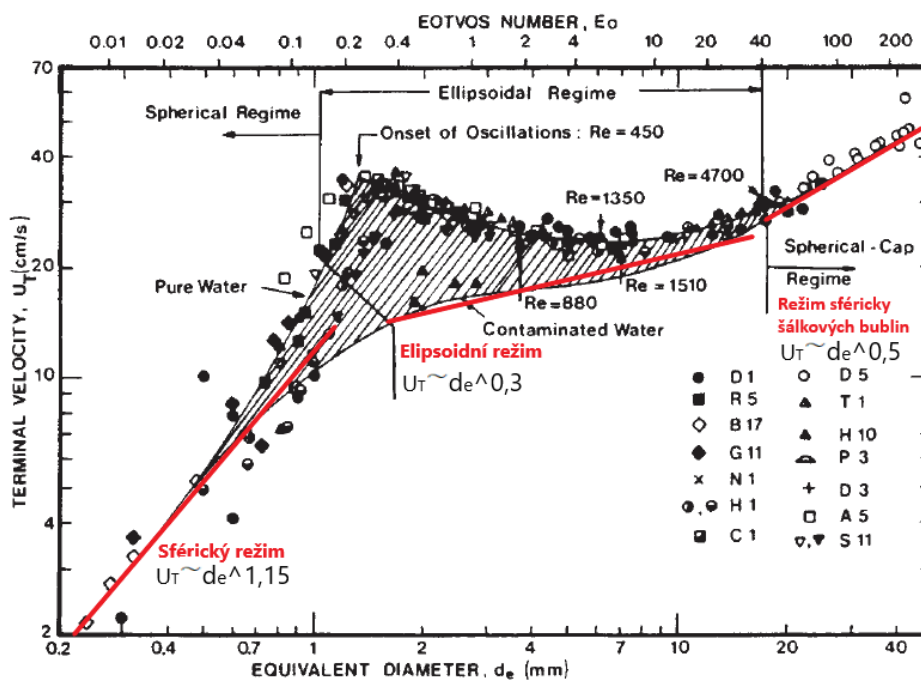
$$\alpha \sim d_b^{-1} u_{r\infty}^{\alpha_1} d_b^{\alpha_1} \quad (11-4-5)$$

$$\alpha \sim u_{r\infty}^{\alpha_1} d_b^{\alpha_1 - 1} \quad (11-4-6)$$



Závislost terminální stoupavé rychlosti bubliny ($u_T = u_{r\infty}, d_b = d_e$) na ekvivalentním průměru ukazuje obrázek 11-6. 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 11-4 a rovnice (11-4-7) vyjadřuje úměru mezi terminální stoupavou rychlostí bubliny, $u_{r\infty}$, k průměru bubliny, d_b , na koeficient gama, γ .

$$u_{r\infty} \sim d_b^\gamma \quad (11-4-7)$$



Obr. 11-6: Závislost terminální stoupavé rychlosti na ekvivalentním průměru a Eötvösově čísle pro čistou a kontaminovanou vodu při 20°C. (Zdroj: Perry [334], pův. zdroj: Clift a kol. [12])

Po dosažení za terminální stoupavou rychlost bubliny, $u_{r\infty}$, do rovnice (11-4-6) jsem vyjádřil alfa úměrné průměru bubliny dle rovnice (11-4-8).

$$\alpha \sim d_b^{\alpha_1 \gamma} \cdot d_b^{\alpha_1 - 1} \sim d_b^{\alpha_1 \gamma + \alpha_1 - 1} \quad (11-4-8)$$

Zavedením exponentu ω dle rovnice (11-4-9) získáme rovnici pro alfa úměrné průměru bubliny, d_b , na exponent omega, ω , dle rovnice (11-4-10).

$$\omega = \alpha_1 \gamma + \alpha_1 - 1 \quad (11-4-9)$$

$$\alpha \sim d_b^\omega \quad (11-4-10)$$

Hodnoty exponentu omega, ω , jsou vypočteny v tabulce 11-4, kde za hodnotu exponentu α_1 uvažuji hodnotu 0,56, což odpovídá mírně turbulentní oblasti.



Tab. 11-4: Zavedené koeficienty v závislosti na tvaru bubliny

Tvar bubliny	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

11.5 Přestup tepla mezi bublinami plynu a kapalinou

Nyní spojíme vztahy odvozené pro specifický povrch a součinitel přestupu tepla do výsledné rovnice. Spojíme tedy vztahy (11-3-9a,b), (11-3-11a,b) a (11-4-10) do vztahu (11-5-1) a vyjádříme 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 (11-5-2) a konečně do tvaru (11-5-3).

$$\alpha a \sim u_g^{0,4} (1 - 0,876u_g^{0,65})^{-0,4} \cdot (u_g^{-0,4} \cdot (1 - 0,876u_g^{0,65})^{0,4})^\omega \quad (11-5-1a)$$

$$\alpha a \sim u_g^{0,4} (1 - 2,9u_g)^{-0,4} \cdot (u_g^{-0,4} \cdot (1 - 2,9u_g)^{0,4})^\omega \quad (11-5-1b)$$

$$\alpha a \sim u_g^{0,4(1-\omega)} \cdot F(u_g)^{0,4} [F(u_g)]^{-\omega}, \quad \alpha a \sim u_g^{0,4(1-\omega)} \cdot G(u_g)^{0,4} [G(u_g)]^{-\omega} \quad (11-5-2a,b)$$

$$\alpha a \sim u_g^{0,4(1-\omega)} \cdot F(u_g)^{1-\omega}, \quad \alpha a \sim u_g^{0,4(1-\omega)} \cdot G(u_g)^{1-\omega} \quad (11-5-3a,b)$$

Pro elipsoidní bubliny, v jejichž oblasti tvorby jsem měřil, získáme po dosazení z tab. 11-4 za exponent $(1-\omega)$ rovnici (11-5-4), 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 11-5. Pro provedená měření tedy přibližně platí rovnice (11-5-5).

$$\alpha a \sim u_g^{0,5} \cdot F(u_g)^{1,25} \quad (11-5-4)$$

$$\alpha a \sim u_g^{0,5} \quad (11-5-5)$$



11.6 Stanovení poměru α/β_Y uvnitř bubliny

Poměr součinitele přestupu tepla ku součiniteli přestupu hmoty, α/β_Y , je výhodné znát pro výpočty simultánního přestupu tepla a hmoty fázovým rozhraním. Výpočet je popsán a například Ditl [234] uvádí odvození základních rovnic, vysvětluje pojem Ackermanův faktor a uvádí rozpracování rovnic pro psychrometrii, kondenzaci z inertu a chladící věže. Pro psychrometrii uvádí rovnici (11-6-1) pro výpočet α/β_Y , která však byla získána z experimentů, kde probíhala sublimace do různých plynů. Autory jsou Bedingfield a Drew [335]. Pro vzduch lze původní rovnici (11-6-1) upravit do tvaru (11-6-2), kde C a δ jsou konstanty.

$$\frac{\alpha}{\beta_Y} = 0,294Sc^{0,56} \quad (11-6-1)$$

$$\frac{\alpha}{\beta_Y} = C \cdot Sc^\delta \quad (11-6-1)$$

Při vyhodnocení svých experimentů jsem se pokusil tuto metodiku využít, avšak výpočty neodpovídali experimentům. Proto jsem navrhl metodiku vyhodnocení, ze které je možné stanovit poměry α/β_Y tak, jak je uvedeno v části 12.4.6.

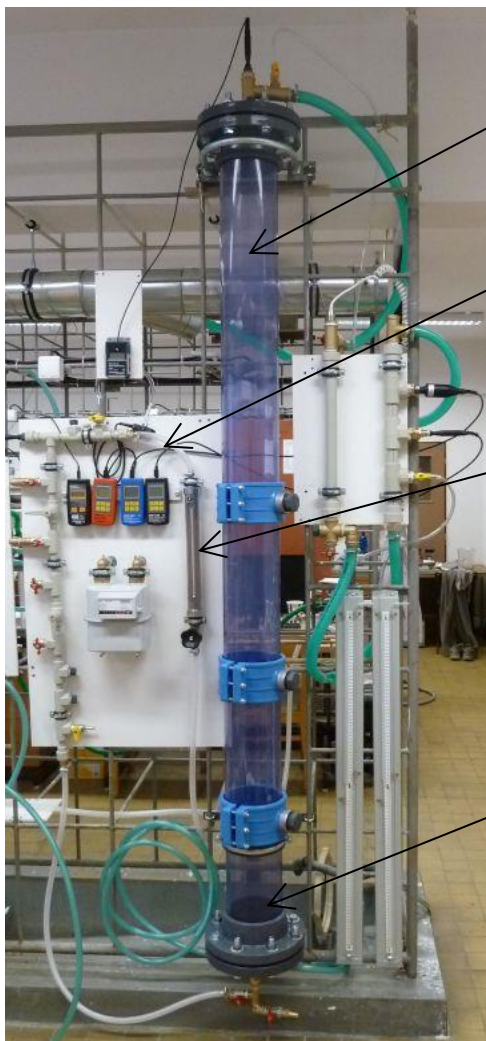


12 Experimentální část

12.1 Popis měřícího zařízení

Chování probublávaných kolon je zkoumáno na modelových zařízeních, které jsou zmenšením kolon průmyslových. Modelové kolony jsou poměrně jednoduchá a finančně nenáročná zařízení. Měřící zařízení je vždy tvořeno tubusem (obvykle válcovým, ale i čtvercovým nebo obdélníkovým) o různých průměrech a výškách, často s instalovanými vestavbami. Do měřícího zařízení, kolony, je plyn vháněn přes distributor plynu, distributoru plynu. Distributorů plynu je velké množství a liší se geometrií i celkovým designem. Při mých experimentech jsem testoval dva rozdílné distributory plynu. Navržené měřící zařízení zahrnuje měření průtoku plynu na vstupu do kolony, obvykle měřené rotametrem, termočlánky pro měření teploty plynu i kapaliny a vlhkoměry na vstupu a výstupu plynu z kolony, měření času a fotografický aparát pro snímání bublin.

Fotografie a popis měřené soustavy jsou na obrázku 12-1. Měřící 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 12-2. V této práci byly využity 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 měřící pásky na boku kolony. Měřící páska je použita k odměření výšky hladiny i výšky probublávané vrstvy.



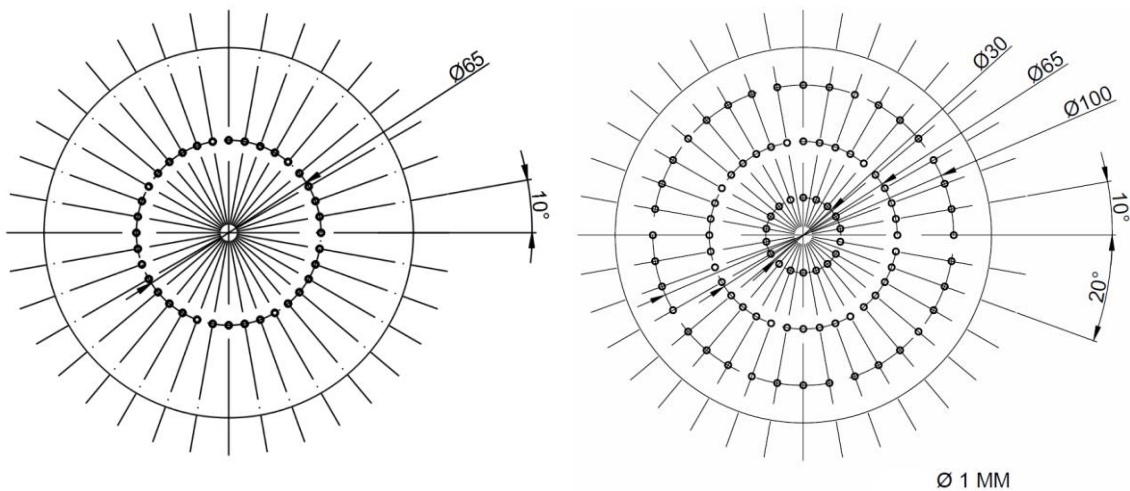
Kolona (válcová nádoba)

Přístroje a sondy pro sledování a regulaci procesu

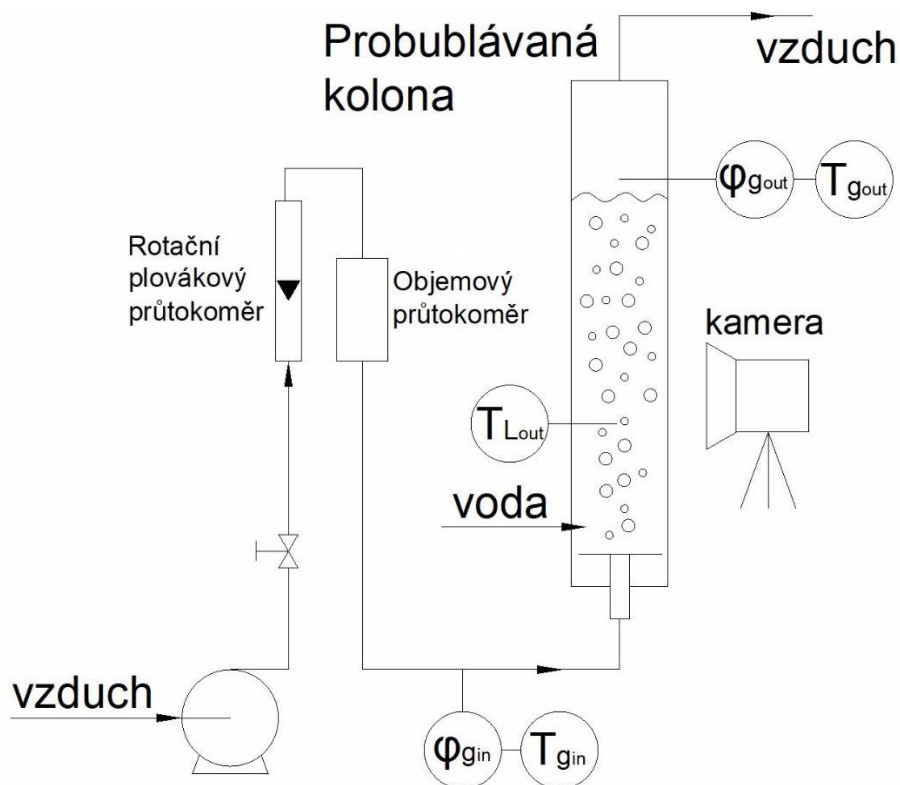
Přívod vzduchu (regulovaný rotametrem, měřený integrálně)

Distributor plynu (aerátor)

Obr. 12-1: Měřicí soustava.



Obr. 12-2: Schéma vzorů použitých distributorů plynu (aerátorů): SC (vlevo) a CC3 (vpravo).



Obr. 12-3: Schéma měřícího zařízení.



Obr. 12-4: Foto měřících zařízení.



Obr. 12-5: Foto probublávané vrstvy a měřící milimetrové pásky.



12.2 Metodika měření

12.2.1 Vlastní metodika měření na základě teoretického modelu

Experimentální měření bylo provedeno na koloně popsané v části 12.1. Experimenty byly provedeny pro mezivrstvou rychlost 0,01 až 0,1 m/s. Jako kapalná fáze byla použita pitná voda, jako měřený plyn byl použit bezolejnatý vzduch tlakovaný kompresorem vzduchu. Vzduch je dispergován do kolony distributory SC a CC3 popsanými v části 12.1. Výška kapalně fáze na začátku měření byla alternativně 0,5; 0,6; 0,85 a 0,95 m. Kolona byla naplněna teplou vodou ($\approx 50\text{ }^\circ\text{C}$). Vsádka byla probublávána vzduchem majícím nižší teplotu ($\approx 25\text{ }^\circ\text{C}$). Vzduch procházející vsádkou kapaliny se tedy zahříval a kapalina byla chlazena, tj. teplota kapaliny se s časem snižovala. Teplota výstupního plynu se s časem měnila v závislosti na přenosu tepla. Přenos tepla byl doprovázen současným odpařováním kapaliny, které bylo zohledněno při vyhodnocení součinitele přenosu tepla. Následující experimentální soubory dat byly získány v diskrétní formě: 1) teplota vsádky kapaliny, T_L , 2) teplota vstupního vzduchu, $T_{g_{in}}$, 3) teplota výstupního vzduchu na výstupu z kolony, $T_{g_{out}}$, 4) tlak vstupního vzduchu, $p_{g_{in}}$, 5) relativní vlhkost vstupního vzduchu, $\varphi_{g_{in}}$, a 6) relativní vlhkost výstupního vzduchu, $\varphi_{g_{out}}$. Doba měření byla 20 minut. Teplota přiváděného vzduchu je prakticky konstantní. Relativní vlhkost plynu výstupního plynu je 100 % pro výšky hladiny od přibližně 0,2 m, jak je ověřeno v části 12.2.2. Dle předpokladu, tepelné ztráty do okolí jsou zanedbatelné. Kapalná fáze je považována za zcela teplotně homogenní. Tento předpoklad je testován experimentálně v části 12.2.2. Předpokládá se, že se bubliny plynu pohybují rovnoměrnou stoupavou rychlostí, u_r , v homogenním teplotním poli. Tok tepla a hmoty mezi bublinami vzduchu a kapalinou závisí na transportních vlastnostech obou fází, na velikosti bublin, na hnacích silách tepla a hmoty a na odporech tepla a hmoty v každé fázi. Ohřívání plynu v bublinách se děje za současného přenosu hmoty. Transportní vlastnosti jsou závislé na teplotě a obsahu páry, v tomto případě se proto použijí průměrné hodnoty v malém časovém intervalu, jak potvrzuje i Guy a kol. [5].

Stejná měření byla provedena i pro nekoalescentní vsádku s $0,3\text{ mol/dm}^3\text{ Na}_2\text{SO}_4$. Toto měření bylo publikováno v Žižka, Šulc a Ditl [VL3]. Pro ověření teoretických předpokladů této dizertační práce je uvedeno jen měření s koalescentní vsádkou (voda-vzduch).



12.2.2 Ověření experimentálních předpokladů

12.2.2.1 Homogenita teploty vsádky

Předpoklad homogenity teplotního rozložení v koloně byl testován při nejvyšší výšce hladiny 950 mm. Pro tuto výšku hladiny je měřící zařízení schopné měření teploty na více místech současně a zároveň se předpokládá nejvyšší nehomogenita teploty ve vsádce. Měření bylo provedeno pro systém pitná voda – vzduch s SC distributorem plynu pro teplotu kapaliny ve vsádce přibližně 50 °C a délku měření 20 minut tak, aby nejvíce odpovídal experimentům. Byly použity dva různé průtoky plynu dle provedených měření, tj. výška rotametru 20 mm, respektive 60 mm, které odpovídají průtoku plynu přibližně 0,16 dm³/s, respektive 0,54 dm³/s a mimovrstvové rychlosti 0,01 m/s, respektive 0,03 m/s. Měření teploty bylo provedeno ve výšce 250 mm ($T_L = 250$ mm) a 750 mm ($T_L = 750$ mm) od distributoru plynu. Měření bylo prováděno po 2 minutách do celkové doby měření 20 minut. Naměřené hodnoty jsou uvedeny v tabulce 12-1. Pro každé měření byl určen rozdíl teplot ΔT podle rovnice (12-2-1). Průměrná teplotní nehomogenita $\Delta T_{celková}$ byla vypočítána dle rovnice (12-2-2). Při obou měřeních při zvolených průtocích plynu byla pro každé měření zvlášť $\Delta T_{celková}$ vypočtena **0,191 °C**.

$$\Delta T = T_{L(250mm)} - T_{L(750mm)} \quad (12-2-1)$$

$$\Delta T_{celková} = \frac{\sum_{i=2}^n \Delta T}{n} \quad (12-2-2)$$

Průměrná teplotní nehomogenita $\Delta T_{celková}$ je tedy minimální, což potvrzuje předpoklad teplotní homogenity celé vsádky. Při navrženém dynamickém experimentu popsaném v části 6 jde o získání teplotního gradientu dT/dt při snižování teploty vsádky. Na teplotní gradient má tedy nehomogenita vsádky jen velice omezený vliv.

Tab. 12-1: Teplotní rozdíl pro měření teplotní homogenity probublávané vsádky (vlevo výška rotametru 20 mm, vpravo 60 mm)

čas[min]	$T_{L(250mm)}$ [°C]	$T_{L(750mm)}$ [°C]	ΔT	čas[min]	$T_{L(250mm)}$ [°C]	$T_{L(750mm)}$ [°C]	ΔT
0	49,5	49,3	0,2	0	49,6	49,5	0,1
2	49,3	49,1	0,2	2	49,3	49,1	0,2
4	49	48,8	0,2	4	49	48,8	0,2
6	48,9	48,7	0,2	6	48,6	48,4	0,2
8	48,8	48,6	0,2	8	48,1	48	0,1
10	48,6	48,4	0,2	10	47,8	47,6	0,2
12	48,4	48,2	0,2	12	47,5	47,2	0,3
14	48,1	48	0,1	14	47,4	47,2	0,2
16	47,9	47,7	0,2	16	47,1	46,9	0,2
18	47,7	47,5	0,2	18	46,7	46,5	0,2
20	47,4	47,2	0,2	20	46,4	46,2	0,2



12.2.2.2 Vlhkost plynu na výstupu z kolony

Předpoklad výstupu nasyceného plynu pro všechny měřené výšky vsádky v koloně byl testován při různých výškách hladiny od 20 mm do 300 mm. Měření bylo provedeno pro systém pitná voda - vzduch s SC distributorem plynu pro teplotu kapaliny ve vsádce přibližně 50 °C a délku odečtení hodnoty na vlhkoměru přibližně jedné minuty, kdy systém dostal do ustáleného stavu. Byl použit nejvyšší průtok plynu dle provedených měření, tj. výška rotametru 60 mm, který odpovídá průtoku plynu přibližně 0,54 dm³/s a mimovrstvové rychlosti 0,03 m/s. Výslední měření jsou vidět v tabulce 12-2. Jak je vidět, vzduch je plně nasycen již při výšce hladiny přibližně **140 mm**.

Tab. 12-2: Relativní vlhkosti plynu na vstupu a výstupu z kolony pro různé výšky hladiny

Výška probublávané vrstvy [mm]	Relativní vlhkost na vstupu φ_{in} [%]	Relativní vlhkost na výstupu φ_{out} [%]
20	16,6	32,5
40	16,6	52,6
60	16,7	64,2
80	16,8	79,8
100	16,7	83,1
120	16,7	98,1
140	16,8	100
160	16,9	100
200	16,9	100
250	17	100
300	16,9	100

12.3 Metodika vyhodnocení

Měření pro určení vlivu designu distributoru plynu (aerátoru) na experimentální výsledky bylo provedeno na zařízení popsaném v části 12.1 pro oba navržené distributory plynu SC a CC3. Jak bylo uvedeno v rešerši (část 3.3.4), distributoru plynu má významný vliv na operační vlastnosti v probublávané koloně. Dle mých zkušeností při experimentech je nutné distributor plynu volit především z důvodu dostatečného nebo naopak nedostatečného probublávání, kdy distributor plynu již nezvládá průtok plynu nebo naopak část distributoru plynu zůstane neprobublávána. O tomto problému se žádný z autorů z provedené rešerše nezmiňuje. V mém experimentu jsem jako minimální hodnotu zvolil přibližnou mimovrstvovou rychlost 0,01 m/s z důvodu plného probublávání u obou použitých distributoru plynu a 0,03 m/s z důvodu zachování homogenního bublinového režimu.



12.3.1 Teorie výpočtu objemového součinitele přestupu tepla $\alpha\alpha$ z naměřených dat

Tato teorie již byla prezentována a publikována v Žižka [VL1]. Zde jsou uvedeny jen základy pro pochopení problematiky. Průměrný průtok \bar{V} byl vypočten jako rozdíl hodnot na plynoměru na konci, V_{kon} , a na začátku měření, $V_{poč}$, za celkový čas, Δt , dle rovnice (12-3-1). Zadrž při měření přestupu tepla byla vypočtena z měření výšky hladiny, probublávané vzduchem, h_R , a čisté kapaliny bez plynu, h_L , dle rovnice (12-3-2).

$$\bar{V} = \frac{V_{kon} - V_{poč}}{\Delta t} \quad (12-3-1)$$

$$\varepsilon_g = \frac{h_R - h_L}{h_R} \quad (12-3-2)$$

Pro vypočtení celkového objemu odpařené vody z vsádky V_{odp} a následně hmotnosti odpařené vody z vsádky m_{odp} , respektive látkového množství, je potřeba znát objem kapaliny, respektive protože průřez kolou se nemění, stačí znát výšku hladiny před měřením, h_L , a po měření, h_{Lkon} . Tento rozdíl je vynásoben průřezem kolony, S_{kol} , a je získán objem odpařené kapaliny, V_{odp} , dle vztahu (12-3-3). Hmotnost odpařené vody byla spočtena vynásobením objemu odpařené kapaliny hustotou vody ρ_{H_2O} dle rovnice (12-3-4) při střední teplotě kapaliny. Odpařené látkové množství pak lze spočítat z hmotnosti odpařené vody, kterou je nutné vynásobit molární hmotností vody dle rovnice (12-3-5).

$$V_{odp} = (h_L - h_{Lkon}) \cdot S_{kol} \quad (12-3-3)$$

$$m_{odp} = V_{odp} \cdot \rho_{H_2O} \quad (12-3-4)$$

$$n_{odp} = m_{odp} \cdot M_{H_2O} \quad (12-3-5)$$

Parciální tlaky vodních par se spočtou dle vztahu (12-1-6), kde relativní vlhkost, φ , byla přímo měřena a tlak par vstupujícího a vystupujícího plynu a tlak par při teplotě kapaliny byly spočteny z Antoineovy rovnice (12-1-7). Konstanty Antoineovy rovnice [332] jsou uvedeny v tabulce 12-3.

$$p_{H_2O} = \varphi \cdot p''_{H_2O} \quad (12-3-6)$$

$$\log p'' = A - \frac{B}{C + T} \quad [p''] = bar \quad (12-3-7)$$

Tab. 12-3: Konstanty Antoineovy rovnice pro vodu

273 – 303K		304 – 333K	
A	5,40221	A	5,20389
B	1838,675	B	1733,926
C	-31,737	C	-39,485

Střední logaritmičtý tlakový rozdíl byl spočten dle vztahu (12-3-8), kde p''_{in} je tlak sytých par plynu na vstupu do kolony T_{gin} , $p_{H_2O_{in}}$ je parciální tlak vodní páry v plynu na vstupu do



kolony, p''_{out} je tlak sytých par plynu na výstupu z kolony T_{gout} , $p_{H_2O out}$ je parciální tlak vodní páry v plynu na výstupu z kolony, p''_{H_2O} je tlak sytých par při teplotě kapaliny T_L , p_{H_2O} je parciální tlak vodní páry při teplotě kapaliny a Δp_{ln} je střední logaritmický rozdíl tlaků.

$$\Delta p_{ln} = \frac{(p''_{H_2O} - p_{H_2O in}) - (p''_{H_2O} - p_{H_2O out})}{\ln \left(\frac{p''_{H_2O} - p_{H_2O in}}{p''_{H_2O} - p_{H_2O out}} \right)} \quad (12-3-8)$$

Molový tok vodní páry v daném čase se vypočte dle vztahu (12-3-9). Hodnotu součinu βS_b jsem odhadl tak, aby hodnota součtu odpaření v jednotlivých časových úsecích byla rovna celkovému odparu experimentálně zjištěnému. Střední hodnotu molového toku vodní páry, $\dot{n}_{stř}$, byla vypočtena dle vztahu (12-3-10).

$$\dot{n}_{vyp} = \beta S_b \cdot \Delta p_{ln} \quad (12-3-9)$$

$$\dot{n}_{stř} = \frac{\dot{n}_{i-1} + \dot{n}_i}{2} \quad (12-3-10)$$

Celkový odpar v daném časovém intervalu, Δn , se určí dle vztahu (12-3-11). Hmotnostní tok vypařování vody, \dot{m}_{vyp} , lze získat vynásobením molového, \dot{n}_{vyp} , molovou hmotností vody, M_{H_2O} , podle rovnice (21-3-12).

$$\Delta n = \dot{n}_{stř} \cdot \Delta t \quad (12-3-11)$$

$$\dot{m}_{vyp} = M_{H_2O} \cdot \dot{n}_{vyp} \quad (12-3-12)$$

Měrné skupenské teplo vypařování, Δh_L^{vyp} , bylo spočteno podle rovnice (12-3-3) s konstantami pro výpočet měrného skupenského tepla vypařování dle tabulky 12-4.

$$\Delta h_L^{vyp} = A \cdot \left(1 - \frac{T_L}{T_K} \right)^\beta \quad (12-3-13)$$

Tab. 12-4: Konstanty pro výpočet měrného skupenského tepla vypařování pro vodu

A	3126,18
β	0,38
T_K	647,3

Tepelný tok odvedený výparem byl vypočten dle vztahu (12-3-14).

$$\dot{Q}_{vyp} = \dot{m}_{vyp} \cdot \Delta h^{vyp} \quad (12-3-14)$$

Střední teplota plynu, $T_{gstř}$, byla vypočtena dle vztahu (12-13-15), kde střední logaritmický rozdíl teplot, ΔT_{ln} , byl vypočten dle vztahu (12-3-16).

$$T_{gstř} = T_L - \Delta T_{ln} \quad (12-3-15)$$

$$\Delta T_{ln} = \frac{(T_L - T_{gin}) - (T_L - T_{gout})}{\ln \frac{T_L - T_{gin}}{T_L - T_{gout}}} \quad (12--16)$$

Pro výpočet objemového součinitele přestupu tepla mezi kapalinou a plynem, αa , je potřeba integrovat rovnici (7-1-3), která má tvar rovnice (12-3-17).



$$\frac{dT_L}{T_L^2 C_2 + T_L C_1 + C_0} = \frac{dt}{m_L \cdot c_{p_l}} \quad (12-3-17)$$

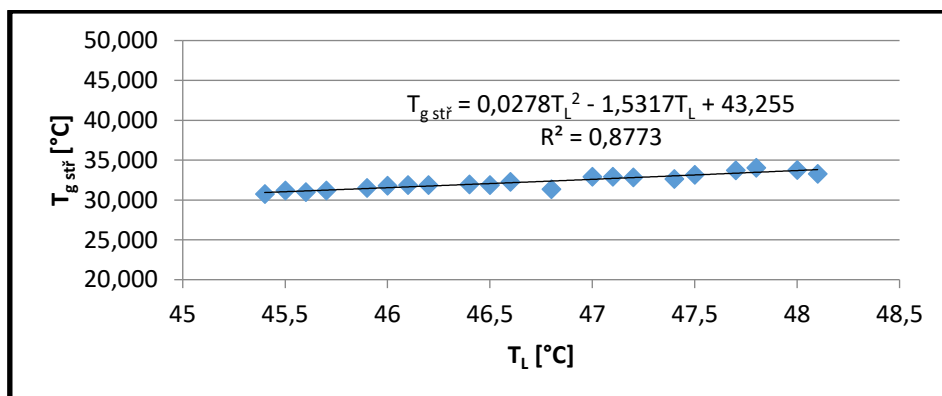
Hmotnost kapaliny, m_L , byla vypočtena z objemu kapalně fáze, V_L , a hustoty, ρ_{H_2O} , při průměrné teplotě kapaliny podle rovnice (12-3-19).

$$m_L = V_L \cdot \rho_{H_2O} = h_L \cdot S_{kol} \cdot \rho_{H_2O} \quad (12-3-18)$$

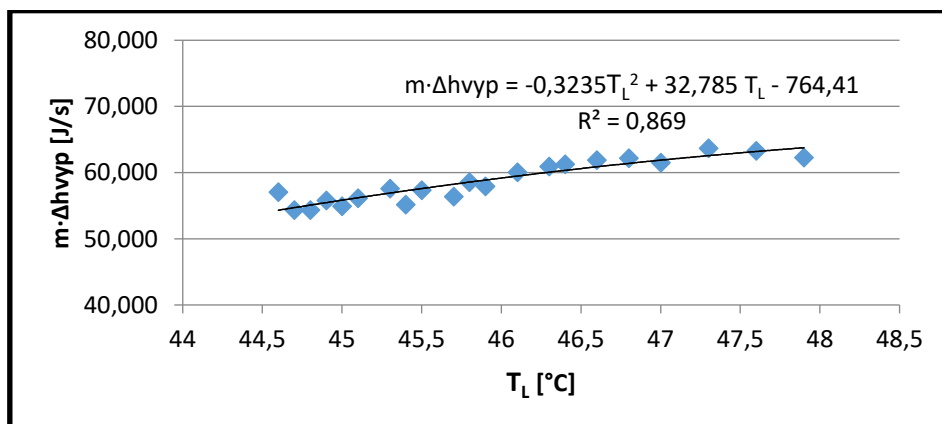
Pro integraci rovnice (12-3-17), která je stejná jako (9-1-14) je nutné znát závislost střední teploty plynu, $T_{g_{stř}}$, a součinu $\dot{m}_{vyp} \cdot \Delta h^{vyp}$ na teplotě kapaliny. Obě závislosti byly popsány polynomem 2. stupně ve tvaru (12-3-19) a (12-3-20), které jsou stejné jako (9-1-8) a (9-1-9). Srovnání experimentálních bodů a polynomické závislosti střední teploty plynu, $T_{g_{stř}}$, a členu $\dot{m}_{vyp} \cdot \Delta h^{vyp}$ na teplotě kapaliny je prezentováno graficky na obrázku 12-6 a 12-7. Popsání polynomem je v tomto případě dostatečné, experimentální hodnoty odpovídají polynomu 2. stupně a předpoklad popsání závislosti střední teploty plynu na teplotě kapaliny je splněn.

$$T_{g_{stř}} = f_1(T_L) = a_2 T_L^2 + a_1 T_L + a_0 \quad (21-3-19)$$

$$\dot{m}_{vyp} \cdot \Delta h^{vyp} = b_2 T_L^2 + b_1 T_L + b_0 \quad (21-3-20)$$



Obr. 12-6: Závislost teploty kapaliny na střední teplotě plynu



Obr. 12-7: Závislost teploty kapaliny na členu $\dot{m}_{vyp} \cdot \Delta h^{vyp}$



V další fázi je nutné nejprve vyhodnotit součin αS_b , ze kterého lze dále získat hledaný objemový součinitel přestupu tepla, αa . Součin αS_b se získá vyhodnocením experimentálních dat pomocí rovnice (12-3-21). Tento součin nelze získat přímo regresí, ale lze jej získat iterační metodou, tak aby byla splněna rovnice (12-3-21) pro experimentální data.

$$\int_{T_{L1}}^{T_{L2}} \frac{dT_L}{T_L^2 C_2 + T_L C_1 + C_0} = \int_0^t \frac{dt}{m_L \cdot c_{pl}} \quad (12-3-21)$$

Levou stranu označím Y podle vztahu (21-2-22) a pravou stranu X podle vztahu (21-3-23).

$$\int_{T_{L1}}^{T_{L2}} \frac{dT_L}{T_L^2 C_2 + T_L C_1 + C_0} = Y \quad (12-3-22)$$

$$\int_0^t \frac{dt}{m_L \cdot c_{pl}} = X \quad (12-3-23)$$

Integrací pravé strany X lze získat rovnici (12-3-24).

$$\int_0^t \frac{dt}{m_L \cdot c_{pl}} = \frac{t}{m_L \cdot c_{pl}} \quad (12-3-24)$$

Integrací levé strany lze získat vztahy (podrobněji viz Rektorys [336]).

$$\int_{T_{L1}}^{T_{L2}} \frac{dT_L}{T_L^2 C_2 + T_L C_1 + C_0} = \left[\frac{1}{\sqrt{-\Delta}} \ln \left| \frac{2C_2 T_L + C_1 - \sqrt{-\Delta}}{2C_2 T_L + C_1 + \sqrt{-\Delta}} \right| \right]_{T_{L1}}^{T_{L2}} \quad \text{pro } \Delta < 0 \quad (12-3-25)$$

$$\int_{T_{L1}}^{T_{L2}} \frac{dT_L}{T_L^2 C_2 + T_L C_1 + C_0} = \left[\frac{2}{\sqrt{\Delta}} \arctg \frac{2C_2 T_L + C_1}{\sqrt{\Delta}} \right]_{T_{L1}}^{T_{L2}} \quad \text{pro } \Delta > 0 \quad (12-3-26)$$

$$\Delta = 4C_2 C_0 - C_1^2 \quad (12-3-27)$$

Určujícím pro řešení je hodnota Δ . Parametry C_2 , C_1 a C_0 jsou dány rovnicemi (12-3-28), (12-3-29) a (12-3-30).

$$C_2 = (\alpha S_b a_2 - b_2) \quad (12-3-28)$$

$$C_1 = (\alpha S_b a_1 - \alpha S_b - b_1) \quad (12-3-29)$$

$$C_0 = (\alpha S_b a_0 - b_0) \quad (12-3-30)$$

Objemový součinitel přestupu tepla mezi kapalinou a plynem, αa , lze poté vyjádřit rovnicí (12-3-31).

$$\alpha a = \frac{\alpha \cdot S_b}{V_L} \quad (12-3-31)$$



12.4 Experimentální výsledky a jejich vyhodnocení

12.4.1 Provedená experimentální měření

V této části jsou uvedeny experimentálně naměřené výsledky a výpočty pro ukázkou a pochopení problému. Veškeré naměřené a vypočtené hodnoty lze nalézt v příloze 21.2 a na přiloženém CD. Použité konstanty ve výpočtech jsou uvedeny v tabulce 12-5.

Tab. 12-5: Použité hodnoty pro výpočty (zdroj: [332])

Veličina	Hodnota	Jednotky
d_c	0,15	m
g	9,81	m/s^2
$\rho_L (40^\circ C)$	992,2	kg/m^3
σ_L	0,06956	N/m
ν_L	$0,658 \cdot 10^{-6}$	m^2/s
M_{H_2O}	18,015	$kg/kmol$
c_{pL}	4180	$J/(kg \cdot K)$
D_{AB}	$24,9 \cdot 10^{-6}$	m^2/s

Dále zde přidávám přibližný výpočet Reynoldsova čísla v proudící směsi vzduch-voda. Předpokládáme, že v kapalině proudí čistý vzduch. Tento výpočet je čistě teoretický a pro ilustraci, pro rozdělení na lineární a turbulentní oblast se spíše doporučuje řídit se hydrodynamickými režimy v části 3.3.

Pro vysoké hodnoty zádrže plynu, kde $\varepsilon_g \rightarrow 1$ předpokládáme, že proudí pouze plyn. Reynoldsovo číslo je dáno rovnicí (12-4-1), která lze za použití rovnice (11-1-1) dále upravit do tvaru (12-4-2). Orientační Reynoldsovo číslo pro přibližně experimentálně měřené hodnoty je vypočteno v tabulce 12-6. Reynoldsovo číslo je zhruba 3 000. Kritické Reynoldsovo číslo přestupu z laminární do turbulentní oblasti není přesně známo.

$$Re = \frac{u_r d_b}{\nu_L} \quad (12-4-1)$$

$$Re = \frac{u_g d_b}{\varepsilon_g \nu_L} \quad (12-4-2)$$

Tab. 12-6: Přibližné vypočtené hodnoty Reynoldsova čísla, Re .

u_g [m/s]	\bar{d}_b [mm]	ε_g [-]	ν_L [m^2/s]	Re [-]
0,01	4	0,02	$0,658 \cdot 10^{-6}$	3 040
0,02	4	0,04	$0,658 \cdot 10^{-6}$	3 040



12.4.2 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. 12-6 a 12-7 potvrzují. Experimentálně zjištěné závislosti zádrže na mimovrstvové rychlosti pro SC a CC3 distributor plynu jsou vyjádřeny rovnicemi (12-4-3) a (12-4-4) a grafy na obr. 12-6 a 12-7. 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 části 3.4.2. Z grafů na obr. 12-8 a 12-9 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.

$$SC: \varepsilon_g = 2,005 \cdot u_g + 0,0027 \quad (12-4-3)$$

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

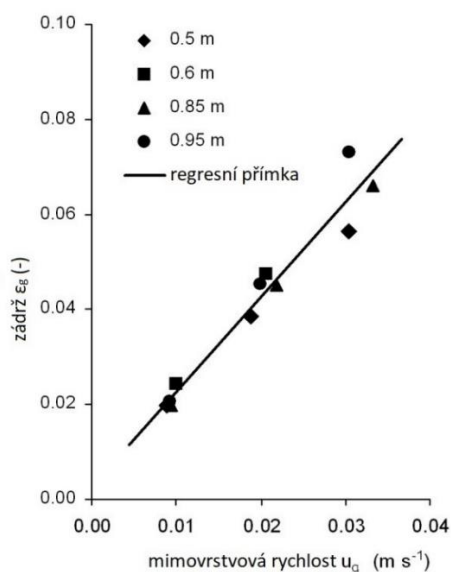
$$CC3: \varepsilon_g = 1,992 \cdot u_g + 0,0027 \quad (12-4-4)$$

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

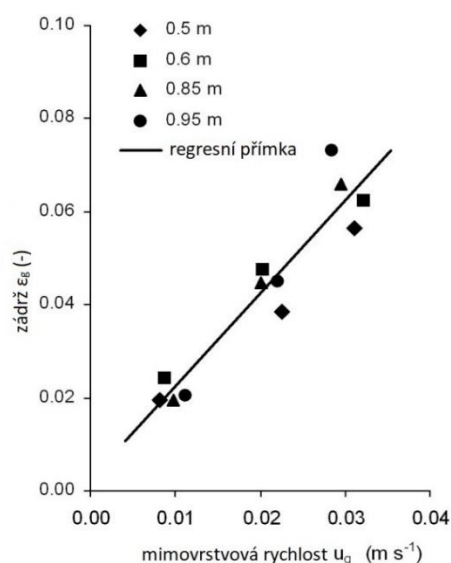
Test významnosti při použití Studentova t- rozdělení prokazuje, že rozdíl mezi korelacemi je nevýznamný a rovnice lze nahradit jednou korelací (12-4-5)

$$\varepsilon_g = 1,9994 \cdot u_g \quad (12-4-5)$$

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



Obr. 12-8: Závislosti zádrže na mimovrstvové rychlosti pro SC distributor plynu.



Obr. 12-9: Závislosti zádrže na mimovrstvové rychlosti pro CC3 distributor plynu.



12.4.3 Distribuce velikostí bublin a srovnání experimentů s literaturou

Běžná fotografická metoda byla použita ke změření průměru bublin. Měření bylo provedeno na zařízení popsaném v části 12.1 pro oba distributory plynu SC a CC3. Distribuce bublin byla stanovena z 2D optického zobrazování kamerou/fotoaparátem, který má rozlišení 4160 x 2340 pixelů. Kolona byla podsvícena 500 W halogenovými světly z různých stran. Konzistentní a homogenní světlo zjednodušilo zpracování obrazu. Musím zde kriticky namítnout, že měření bublin v jedné výšce kolony není zcela dostatečné především pro vysoce koalescentní vsádky, kdy dochází k časté koalescenci a rozpadu bublin. V takovém případě malá část kolony nemůže zcela vypovídat o distribuci bublin v celé koloně. Nicméně autoři měří systém vzduch – voda jen v jedné části bez větších rozdílů v distribuci bublin. V našem případě byly průměry bublin srovnány v různých výškách bez výrazných změn v důsledku rozpadu nebo koalescence bublin. Bylo pořízeno několik sérií fotografií a dva průměry, „ a_e “ a „ b_e “, na sebe kolmé, byly zaznamenány, tak aby celkový počet takto naměřených bublin byl minimálně 200

Objem bubliny byl poté spočítán podle rovnice (12-4-5) jako objem elipsoidu.

$$V_b = \frac{4}{3}\pi \left(\frac{a_e}{2}\right)^2 \left(\frac{b_e}{2}\right) \quad (12-4-5)$$

Z rovnice (12-4-5) střední ekvivalentní průměr spočítáme podle rovnice (12-4-6).

$$d_b = \left(\frac{6V}{\pi}\right)^{1/3} \quad (12-4-6)$$

V našem experimentu bylo změřeno 200 náhodných bublin, více než mají ve své práci např. Akita a Yoshida [31], Camarasa a kol. [42], Polli a kol. [43], Tse a kol. [44], Buchholz a Schugerl [45]. Besagni a kol. [2] tvrdí, že „měření většiny autorů se pohybuje mezi 50 a 300 naměřenými bublinami.“ Naopak Lübbert [337] doporučuje minimální hodnotu 500 všech naměřených bublin pro jednu podmínku měření.

Měření průměru bublin bylo provedeno jen pro mimovrstvovou rychlost 0,01 a 0,02 m/s. Pro mimovrstvovou rychlost 0,03 m/s již byla kolona zaplněna větším množstvím bublin a nebylo již možné touto metodou s dostatečnou přesností průměr bublin změřit.

Aritmetický průměr bublin \bar{d}_b byl vypočten pomocí aritmetického průměru jednotlivých bublin dle následující rovnice (12-4-7), kde d_i je průměr bubliny i a n je celkový počet bublin.

$$\bar{d}_b = \frac{\sum_{i=1}^n d_{bi}}{n} \quad (12-4-7)$$



Sauterův střední průměr byl vypočten dle rovnice (12-4-8).

$$d_{32} = \frac{\sum_{i=1}^n d_{bi}^3}{\sum_{i=1}^n d_{bi}^2} \quad (12-4-8)$$

Experimentálně zjištěné a dále přepočtené výsledky měření pro aritmetický průměr a Sauterův průměr bublin jsou uvedeny v tabulce 12-7. Tyto hodnoty odpovídají tvrzením uvedeným v části 3.1.1, kdy Sauterův střední průměr je větší než aritmetický průměr bublin.

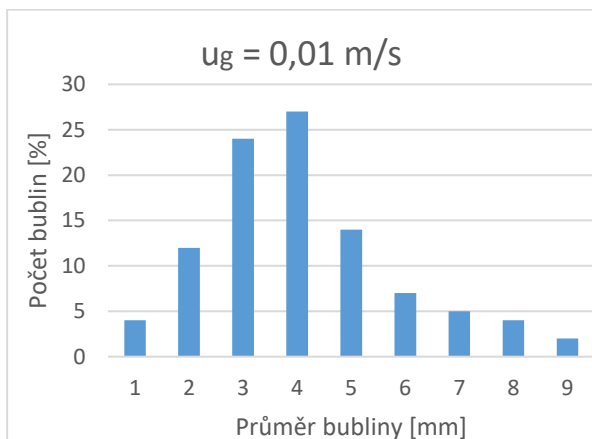
Tab. 12-7: Aritmetický a Sauterův průměr měřených bublin

Výška hladiny kapaliny h_L [mm]	Mimovrstvová rychlost u_g [m/s]	Aerátor SC		Aerátor CC3	
		\bar{d}_b [mm]	d_{32} [mm]	\bar{d}_b [mm]	d_{32} [mm]
500	0,01	4,15	5,79	3,75	5,14
	0,02	3,96	5,44	3,39	4,77
600	0,01	4,18	5,88	3,75	5,19
	0,02	4,05	5,56	3,49	5,05
850	0,01	4,24	5,96	3,74	5,32
	0,02	3,93	5,71	3,39	5,03
950	0,01	4,06	5,52	3,77	5,21
	0,02	3,90	5,28	3,36	4,78

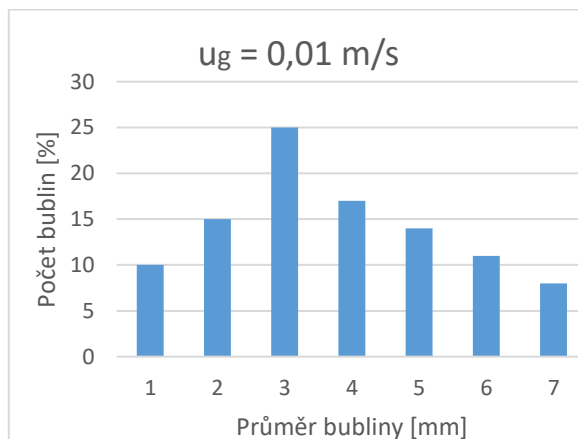
Zastoupení jednotlivých velikostí bublin bylo naměřeno v diskretní formě. Grafy popisující procentuální zastoupení jednotlivých velikostí bublin při výšce hladiny 500 mm pro oba aerátory je vidět na obr. 12-10 pro aerátor SC a $u_g = 0,01 \text{ m/s}$, na obr. 12-11 pro aerátor SC a $u_g = 0,02 \text{ m/s}$, na obr. 12-12 pro aerátor CC3 a $u_g = 0,01 \text{ m/s}$ a na obr. 12-13 pro aerátor CC3 a $u_g = 0,02 \text{ m/s}$. Všechny zbylé grafy pro všechny výšky hladiny jsou uvedeny v příloze v části 21.2. Z těchto výsledků je zřejmé, že distributor plynu CC3, s více děrami, má tendenci k mírnému zmenšení velikosti bublin, tedy k většímu rozdispergování plynu a podporuje tak homogenní bublinový režim. To potvrzuje výsledky z literatury komentované v části 3.1.2 a 3.4.2.



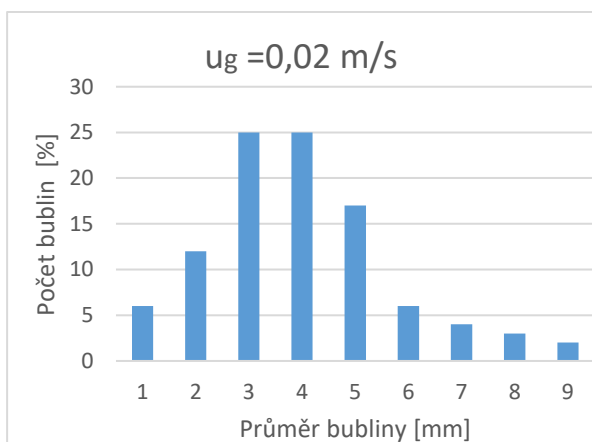
Pro $u_g = 0,1 \text{ m/s}$ a SC distributor je $\bar{d}_b = 4,16 \text{ mm}$ a pro CC3 distributor plynu $\bar{d}_b = 3,75 \text{ mm}$. Pro $u_g = 0,2 \text{ m/s}$ a SC distributor je $\bar{d}_b = 3,96 \text{ mm}$ a pro CC3 distributor plynu $\bar{d}_b = 3,41 \text{ mm}$.



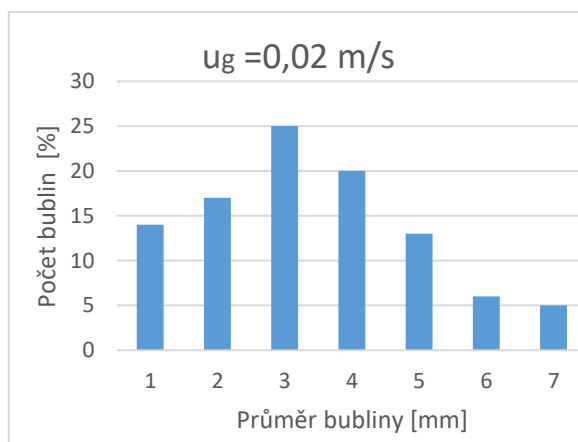
Obr. 12-10: Distribuce velikostí bublin v koloně - procentuální zastoupení jednotlivých velikostí bublin pro aerátor SC a $u_g = 0,01 \text{ m/s}$



Obr. 12-12: Distribuce velikostí bublin v koloně - procentuální zastoupení jednotlivých velikostí bublin pro aerátor CC3 a $u_g = 0,01 \text{ m/s}$



Obr. 12-11: Distribuce velikostí bublin v koloně - procentuální zastoupení jednotlivých velikostí bublin pro aerátor SC a $u_g = 0,02 \text{ m/s}$



Obr. 12-13: Distribuce velikostí bublin v koloně - procentuální zastoupení jednotlivých velikostí bublin pro aerátor CC3 a $u_g = 0,02 \text{ m/s}$



12.4.4 Specifický povrch

Specifický průměr byl poté spočten podle vhodně zvolených korelací z části 3.1.3., zobrazených v tabulce 12-8 s použitými hodnotami z tabulky 12-3. Výsledky jsou uvedeny v tabulce 12-9 pro SC distributor plynu a 12-10 pro CC3 distributor plynu. Jak je vidět, hodnoty získané odvozeným vztahem více či méně odpovídají hodnotám dle Akita Yoshida [31]. Nicméně hodnoty dle Besagni a kol. [33], který pro vyhodnocení použil velké množství dat dle různých autorů, jsou výrazně nižší. Rozdíl oproti korelaci dle Akita a Yoshida je především v členu zádrže, který je dle Akita a Yoshida $\varepsilon_g^{1,13}$ a dle Besagni a kol $\varepsilon_g^{0,6136}$. Ostatní členy nemají na hodnotu výrazný vliv. Dle mého názoru je vzhledem k vysokému rozdílu oproti odvozenému vztahu pro kulové bubliny vliv zádrže Besagnim a podhodnocen především pro menší průtoky plynu.

Tab. 12-8: Výpočet specifického průměru dle korelací různých autorů.

Autoři	Korelace
Odvozený vztah pro kulové bubliny	$a = \frac{6\varepsilon_g}{\bar{d}_b}$
Akita a Yoshida [31]	$a = \frac{1}{3d_c} \left(\frac{gd_c^2 \rho_L}{\sigma} \right)^{0,5} \left(\frac{gd_c^3}{v_L^2} \right)^{0,1} \varepsilon_g^{1,13}$
Besagni a kol. [33]	$a = \frac{0,23}{d_c} AR^{-0,3} \left(\frac{gd_c^2 \rho_L}{\sigma} \right)^{0,5} \cdot \left(\frac{gd_c^3}{v_L^2} \right)^{0,12} \left(\frac{u_g^2}{gd_c} \right)^{1/4} \varepsilon_g^{0,6136}$

Tab. 12-9: Experimentálně zjištěné a vypočtené hodnoty pro SC distributor plynu.

Veličina	Experimentálně zjištěné a vypočtené hodnoty							
AR [-]	3,3	3,3	4,0	4,0	5,7	5,7	6,3	6,3
u_g [m/s]	0,009	0,019	0,010	0,021	0,009	0,022	0,009	0,020
ε_g [-]	0,020	0,038	0,024	0,048	0,020	0,044	0,021	0,045
\bar{d}_b [mm]	4,15	3,96	4,18	4,05	4,24	3,93	4,06	3,9
Odvozený vztah a [1/m]	28,4	58,3	35,0	70,5	27,8	67,2	30,5	69,6
Akita a Yoshida [31] a [1/m]	30,0	58,8	37,3	72,8	30,0	67,2	31,5	69,1
Besagni a kol. [33] a [1/m]	9,26	20,45	10,68	23,16	8,16	20,45	8,05	19,17



Tab. 12-10: Experimentálně zjištěné a vypočtené hodnoty pro CC3 distributor plynu.

Veličina	Experimentálně zjištěné a vypočtené hodnoty							
$AR [-]$	3,3	3,3	4,0	4,0	5,7	5,7	6,3	6,3
$u_g [m/s]$	0,008	0,022	0,009	0,020	0,010	0,020	0,011	0,022
$\varepsilon_g [-]$	0,020	0,038	0,024	0,048	0,020	0,045	0,021	0,045
$\bar{d}_b [mm]$	3,75	3,39	3,75	3,49	3,74	3,39	3,77	3,36
<i>Odvozený vztah</i>								
$a [1/m]$	31,4	68,1	39,0	81,9	31,5	79,5	32,8	80,8
<i>Akita a Yoshida [31]</i>								
$a [1/m]$	30,0	58,8	37,3	72,8	30,0	68,7	31,5	69,1
<i>Besagni a kol. [33]</i>								
$a [1/m]$	8,89	22,37	9,98	22,89	8,33	19,86	8,86	20,21

12.4.5 Experimentální měření přestupu tepla mezi plynem a kapalinou

Experimenty pro měření přestupu tepla mezi kapalinou a plynem byly provedeny v měřícím zařízení popsaném v části 12.1. Objemový součinitel přestupu tepla, αa , byl vypočten dle teoretického modelu přestupu tepla a hmoty prezentovaného v části 7 a publikovaného v Žižka [VL1] a Žižka, Šulc a Ditl [VL3, VL5- VL7]. Výsledky měření objemového součinitele přestupu tepla, αa , jsou zobrazeny na obr. 12-14 pro SC distributor plynu a 12-15 pro CC3 distributor plynu a korelovány rovnicemi (12-4-9) pro SC distributor plynu a (12-4-10) pro CC3 distributor plynu.

$$SC: \alpha a = 2594,3 \cdot u_g^{0,3921} \quad (12-4-9)$$

$(R^2 = 0,646; \text{sm. odch } 77,79; \text{konf. int. } 49,43)$

$$CC3: \alpha a = 2504,2 \cdot u_g^{0,3916} \quad (12-4-10)$$

$(R^2 = 0,5846; \text{sm. odch } 87,19; \text{konf. int. } 58,57)$

Test významnosti při použití Studentova T- rozdělení prokazuje, že rozdíl mezi korelacemi je nevýznamný a rovnice lze nahradit jednou korelací (12-4-11).

$$\alpha a = 2524,2 \cdot u_g^{0,389} \quad (12-4-11)$$

$(R^2 = 0,6153; \text{sm. odch } 83,04; \text{konf. int. } 35,91)$

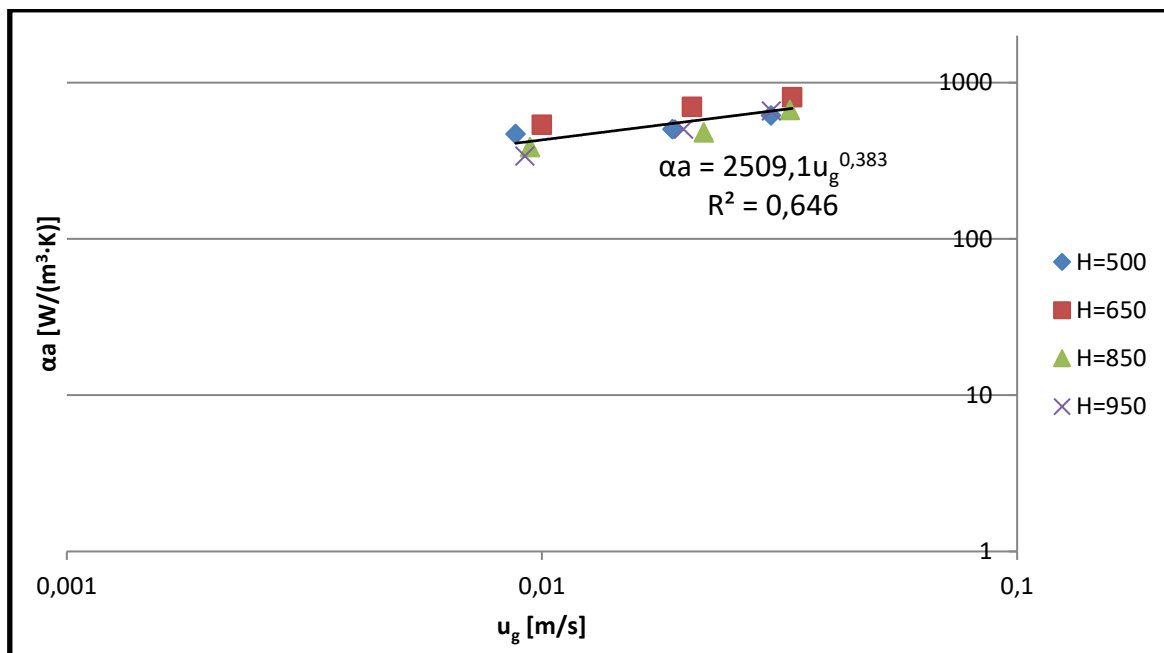


Tab. 12-11: Experimentální měření objemového součinitele přestupu tepla pro různé výšky kapaliny pro SC aerátor.

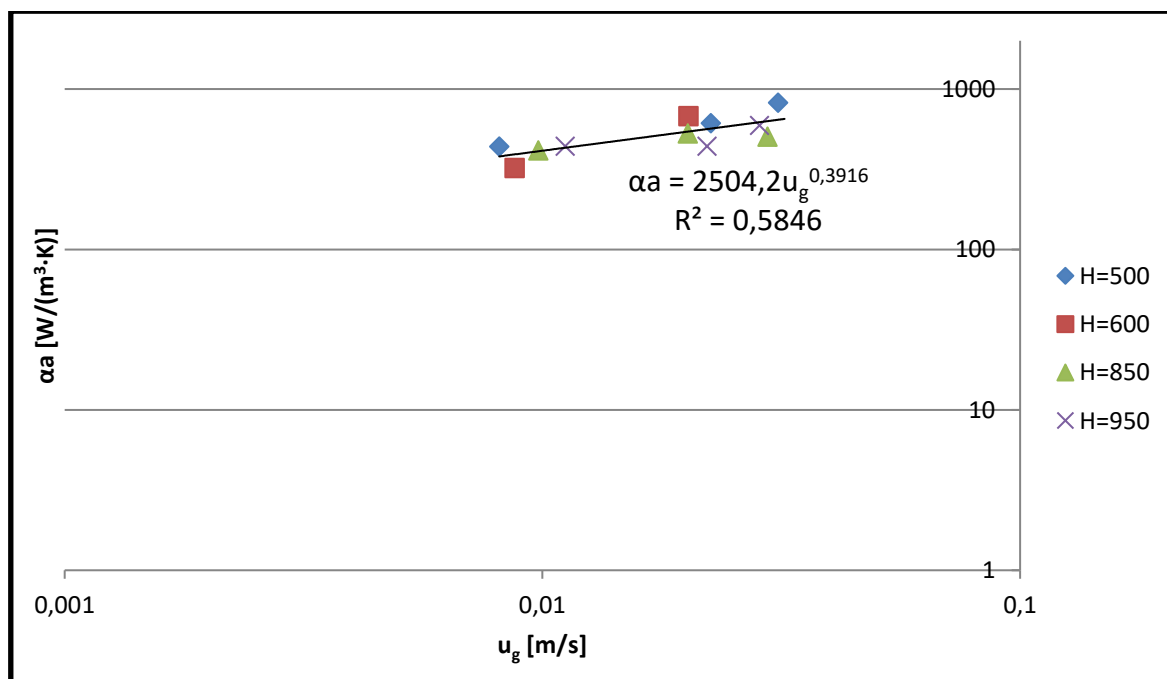
Výška kapaliny h_L [mm]	Zádrž ε_g [-]	Průtok plynu \dot{V}_g [dm ³ /s]	Mimovrst. rychlost naměřená u_g [m/s]	Obj. součinitel přestupu tepla αa [W/(m ³ ·K)]
500	0,01961	0,15554	0,0088	470,8
	0,03846	0,33258	0,01882	504,1
	0,05660	0,53667	0,03037	618,0
600	0,02440	0,1765	0,00999	538,2
	0,04762	0,36583	0,0207	702,0
	0,06250	0,59425	0,0336	810,9
850	0,01961	0,16667	0,00943	387,5
	0,04494	0,3875	0,02193	481,7
	0,06593	0,58792	0,03327	668,7
950	0,02062	0,16258	0,0092	338,8
	0,04536	0,35108	0,01987	503,8
	0,07317	0,53708	0,03039	659,1

Tab. 12-12: Experimentální měření objemového součinitele přestupu tepla pro různé výšky kapaliny pro CC3 aerátor.

Výška kapaliny h_L [mm]	Zádrž ε_g [-]	Průtok plynu \dot{V}_g [dm ³ /s]	Mimovrst. rychlost naměřená u_g [m/s]	Obj. součinitel přestupu tepla αa [W·m ⁻³ ·K ⁻¹]
500	0,01961	0,1435	0,00812	439,1
	0,03846	0,3975	0,02249	613,1
	0,05660	0,5502	0,03113	822,8
600	0,02439	0,1544	0,00874	322,6
	0,04762	0,3573	0,02022	677,8
<i>Měření teploty kapaliny je ovlivněno hladinou, hodnoty neuvažují</i>				
850	0,01961	0,1733	0,00980	414,7
	0,04494	0,3557	0,02013	528,8
	0,06593	0,5225	0,02957	506,8
950	0,02062	0,1971	0,01115	441,3
	0,04523	0,3907	0,02211	440,8
	0,07317	0,5032	0,02847	593,2



Obr. 12-14: Experimentálně zjištěná závislost objemového součinitele přenosu tepla, α_a , na mimovrstvové rychlosti, u_g , a vyhodnocená závislost v mocinné formě pro distributor plynu SC.



Obr. 12-15: Experimentálně zjištěná závislost objemového součinitele přenosu tepla, α_a , na mimovrstvové rychlosti, u_g , a vyhodnocená závislost v mocinné formě pro distributor plynu CC3.



12.4.6 Stanovení poměru α/β_Y uvnitř bubliny

Stanovení poměru α/β_Y uvnitř bubliny umožňuje navržený způsob vyhodnocení měření. V rovnici (11-6-1) a dále v rovnici (12-4-24) součinitel přestupu hmoty, β_Y odpovídá hnací síle, dané rozdílem relativních molových podílů. Při vyhodnocení měření byl součinitel přestupu hmoty, β (k_L) vypočten z hnací síly dané rozdílem parciálních tlaků. Proto je nutné vypočtené hodnoty z naměřených dat přepočítat na hodnotu podílu α/β_Y pro hnací sílu podle rozdílu těchto parciálních tlaků. Platí vztah (12-4-12), kde Y_{AS} je relativní molový podíl vody na fázovém rozhraní, Y_{AG} je relativní molový podíl v proudícím plynu a Δp je rozdíl mezi tenzí par vodní páry a středním logaritmickým tlakem par v bublině.

$$\frac{\alpha}{\beta_Y} \cdot (Y_{AS} - Y_{AG}) = \frac{\alpha}{\beta} \cdot \Delta p \quad (12-4-12)$$

Relativní molové podíly lze vyjádřit vztahy (12-4-13) a (12-4-14). Kde y_{AS} a y_{AG} jsou molové podíly vody, na fázovém rozhraní a v proudícím plynu, které lze vyjádřit rovnicemi (12-4-15) a (12-4-16).

$$Y_{AS} = \frac{y_{AS}}{1 - y_{AS}} \quad (12-4-13)$$

$$Y_{AG} = \frac{y_{AG}}{1 - y_{AG}} \quad (12-4-14)$$

$$y_{AS} = \frac{p_{H_2O}}{p} \quad (12-4-15)$$

$$y_{AG} = \frac{p''_{H_2O} - \Delta p_{ln}}{p} \quad (12-4-16)$$

V tabulce 11-3 je uvedeno porovnání hodnot α/β_Y vypočteného podle vzorce (11-5-1) a experimentálně zjištěného pro různé výšky hladiny a průtoky. Tyto hodnoty si odpovídají, a mají přibližně stejný pokles. Použité hodnoty pro výpočty jsou uvedeny v tabulce 12-13.

Tab. 12-13: Použité hodnoty pro výpočty při 40 °C (zdroj: [332]).

Veličina	Hodnota	Jednotky
D_{AB}	$27,5 \cdot 10^{-6}$	m^2/s
ν_L	$16,97 \cdot 10^{-6}$	m^2/s
Sc	0,617	-



Tab. 12-14: Porovnání hodnot α/β_Y vypočteného podle vzorce (11-6-1) a experimentálně zjištěného.

h_c	u_g	$(Y_{AS} - Y_{AG})$	α/β (11-6-1)	α/β experim. SC distr
500	0,0088	0,07581	17,009	22,179
500	0,0188	0,05033	11,292	10,614
500	0,0304	0,03206	7,192	6,300
600	0,0100	0,08390	18,823	32,907
600	0,0207	0,05063	11,359	17,308
600	0,0336	0,03996	8,965	12,215
850	0,0094	0,06979	15,659	29,066
850	0,0219	0,04926	11,053	17,049
850	0,0333	0,03247	7,284	11,788
950	0,0092	0,07000	15,705	35,215
950	0,0199	0,06057	13,590	17,825
950	0,0304	0,03954	8,871	12,344

Tab. 12-15: Porovnání hodnot α/β_Y vypočteného podle vzorce (11-6-1) a experimentálně zjištěného.

h_c	u_g	$(Y_{AS} - Y_{AG})$	α/β (11-6-1)	α/β experim. CC3 distr
500	0,0088	0,07003	15,711	22,421
500	0,0188	0,04693	10,528	9,124
500	0,0304	0,02683	6,019	4,694
600	0,0100	0,06587	14,779	7,951
600	0,0207	0,04483	10,058	7,680
600		<i>Měření teploty kapaliny je ovlivněno hladinou, hodnoty neuvažují</i>		
850	0,0094	0,09223	20,693	26,584
850	0,0219	0,05796	13,004	10,952
850	0,0333	0,04916	11,029	6,642
950	0,0092	0,08199	18,396	21,063
950	0,0199	0,06781	15,214	11,992
950	0,0304	0,03456	7,753	5,845

Z tabulky 12-14 je vidět, že hodnoty α/β_Y vypočtené dle rovnice (11-6-1) jsou rovnoměrně posunuty oproti experimentálním hodnotám. Z toho důvodu lze exponent 0,56 nad Schmidovým číslem akceptovat a posunutí kompenzovat.

Touto hodnotou vynásobíme pravou stranu rovnice (11-5-1) a získáme rovnici (12-4-17) pro SC distributor plynu a (12-4-18) pro CC3 distributor plynu. Tato rovnice tak prezentuje



podíl součinitele přestupu tepla ku součiniteli přestupu hmoty mezi bublinou plynu a kapalinou v probublávaných kolonách pro homogenní režim.

$$SC \text{ distributor plynu: } \frac{\alpha}{\beta_Y} = 0,434 Sc^{0,56} \quad (12-4-17)$$

$$CC3 \text{ distributor plynu: } \frac{\alpha}{\beta_Y} = 0,388 Sc^{0,56} \quad (12-4-18)$$

Směrodatné odchylky a konfidenční intervaly vypočtené pro tento případ jsou uvedeny v rovnicích (12-4-19) a (12-4-20). Směrodatné odchylky a konfidenční intervaly jsou v tomto případě vypočteny na základě experimentálních dat a nikoliv z porovnání s teoreticky vypočtenými hodnotami.

$$SC \text{ distributor plynu: sm. odchylka } 0,3602, \text{ konf. interval } 0,2289 \quad (12-4-19)$$

$$SC \text{ distributor plynu: sm. odchylka } 0,4874, \text{ konf. interval } 0,3097 \quad (12-4-20)$$

V psychrometrii se využívá Chilton-Colburnova analogie (viz část 6), ze které po zavedení Nusseltova, Nu , a Sherwoodova čísla, Sh získáme rovnici (12-4-23).

$$Sh = C_1 Re^{\alpha_1} Sc^{\beta_1} \quad (12-4-21)$$

$$Nu = C_2 Re^{\alpha_1} Pr^{\beta_1} \quad (12-4-22)$$

V turbulentní oblasti je $\beta = 1/3$, tedy po úpravě dostaneme rovnici (12-4-23), kde Le je Lewisovo číslo, které vyjadřuje poměr teplotní a hmotnostní difuzivity, který lze vyjádřit poměrem Schmidtova čísla a Prandtlova čísla dle vztahu (12-4-24).

$$\frac{\alpha}{\beta} = c_p \rho Le^{2/3} \quad (12-4-23)$$

$$Le = \frac{Sc}{Pr} = \frac{\alpha}{D_{AB}} \quad (12-4-24)$$

Pro $Pr = konst.$, platí rovnice (12-4-25) a tedy i (12-4-26).

$$\frac{\alpha}{\beta} = B \cdot Sc^{2/3} \quad (12-4-25)$$

Bedingfield a Drew [335] provedli měření poměru α/β_Y v širokém rozsahu Schmidtových čísel při obtékání válců, zhotovených z tuhých látek sublimujících do obtékajícího prostředí. Pro obtékání vzduchem stanovili rovnici (11-6-1), $\alpha/\beta_Y = 0,294 Sc^{0,56}$.

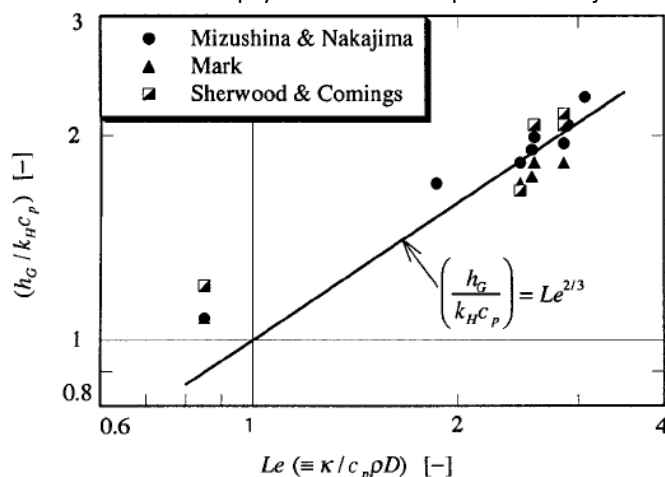


Tab. 12-16: Použité hodnoty pro výpočty při 40 °C (zdroj: [332]).

Veličina	Hodnota	Jednotky
D_{AB}	$27,5 \cdot 10^{-6}$	m^2/s
ν_L	$16,97 \cdot 10^{-6}$	m^2/s
c_p	1,1	$kJ/(kg \cdot K)$
ρ_g	1,2	kg/m^3
Sc	0,617	-
Pr	0,71	-
Le	0,87	-

Ditl [234] doporučuje pro psychrometr hodnotu poměru $\alpha/\beta_Y = 1,09 kJ/(kg \cdot K)$, což je v dobré shodě s hodnotami zobrazenými na následujícím obrázku 12-6.

Obr. 12-16: Porovnání psychrometrického poměru Zdroj: Asano[339].



Přijmeme-li hodnotu exponentu nad Prandtlovým číslem 0,56, která je v rozmezí mezi hodnotami exponentů ověřenými pro turbulentní obtékání $\beta_1 = 1 - 1/3 = 2/3$ a hodnotou ověřenou i teoreticky pro laminární obtékání $\beta_1 = 1 - 1/2 = 1/2$, můžeme zobecnit na rovnici (12-4-26)

$$\frac{\alpha}{\beta_Y} = 0,294 Le^{0,56} \quad (12-4-26)$$

Na základě zkušeností školitele, exponent závisí na mechanismu děje, zde hlavně na hydrodynamickém režimu a konstanta B posouvající závislost, závisí na geometrickém uspořádání a na fyzikálním systému.

Získané rovnice (12-4-16) a (12-4-17) platí pro simultánní přestup tepla a hmoty uvnitř bubliny, tedy v oblasti, kde je naprostý nedostatek poznatků podobného charakteru.

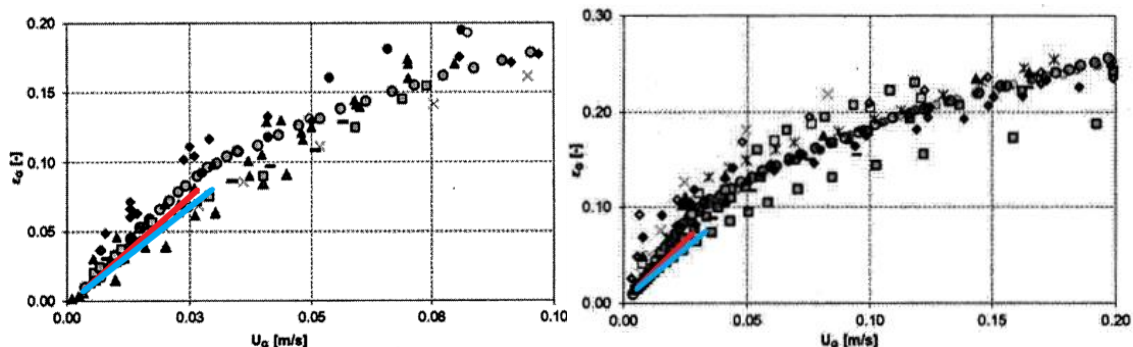


13 Porovnání experimentálních výsledků s vlastní teorií a výsledky jiných autorů

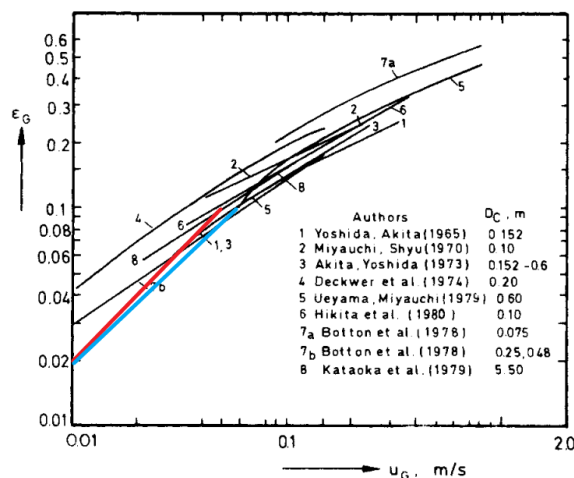
13.1 Porovnání výsledků měření zádrže

V teoretické části v kapitole 11.3 jsem využil závislost zádrže na mimovrstvové rychlosti získané z grafu sestaveného Besagnim a kol. [2], který dává dohromady měření mnoha autorů pro různé distributory plynu a velikosti zařízení. V této části bych rád mnou naměřenou závislost porovnal s dvěma grafy od tohoto autora a dalším hromadným dle Shaha a kol. [61].

Na obrázku 13-1 je vidět porovnání s grafy získanými od Besagniho a kol. [2] a na obrázku 13-2 je vidět porovnání s grafem od Shaha a kol. [61]. Jak je vidět, experimentální výsledky přibližně odpovídají i těmto grafům v oblasti, kde lze závislost velice dobře linearizovat a kde se tedy předpokládá homogenní hydrodynamický režim.



Obr 13-1: Experimentálně zjištěné závislosti zádrže na mezivrstevové rychlosti, červeně zakreslená závislost pro SC distributor plynu, modře pro CC3 distributor plynu (zdroj: Besagni a kol. [2]).



Obr. 13-2: Experimentálně zjištěná zádrž jako funkce mimovrstvové rychlosti červeně zakreslená závislost pro SC distributor plynu, modře pro CC3 distributor plynu (zdroj: Shah a kol. [61]).



13.2 Porovnání výsledků měření velikosti bublin

Porovnání výsledků měření velikosti bublin bylo provedeno na základě rovnic uvedených v části 3.1 za použití hodnot uvedených v tabulce 13-1. Průměrné hodnoty naměřených a dále vypočtených průměrů bublin jsou uvedeny v tabulce 13-2. Hodnoty jsou aritmetickým průměrem naměřených průměrů bublin pro různé výšky hladiny v koloně. Porovnání velikosti bublin s korelacemi z části 3.1 je uvedeno v tabulce 13-3. Je zde uveden procentuální rozdíl vůči experimentálně zjištěným hodnotám. Jak je vidět, pro některé korelace nejsou splněny rozsahy výpočtu a pro některé korelace je zde významný rozdíl vypočtených a naměřených hodnot, až o 100%. Pro většinu hodnot však rozdíl naměřených a vypočtených hodnot nepřekračuje 20% (viz tabulka 13.3).

Tab. 13-1: Použité hodnoty pro výpočty při 40 °C (zdroj: [332])

Veličina	Hodnota	Jednotky
d_h	1	mm
d_c	0,15	m
ρ_g	1,14	kg/m ³
ρ_L	992	kg/m ³
μ_g	$0,2 \cdot 10^{-6}$	kg/(m·s)
μ_L	0,000653	Pa·s
σ	0,06956	N/m

Tab. 13-2: 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. 13-3: Vypočtené hodnoty průměrů bublin

Autoři	Korelace	Vypočtené hodnoty		Rozdíl vůči experimentálně 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]	$d_b = 0,18 d_h^{0,48} Re_h^{0,32}$ $Re_h = \frac{4\dot{V}_g \rho_g}{\pi d_h \mu_g} = \frac{u_g d_c^2 \rho_g}{d_h \mu_g}$ <p>podmínka $Re_h < 2000$</p>	$Re_h = 12825$ 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 Vogelwohl [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%



13.3 Porovnání výsledků měření objemového součinitele přestupu tepla

13.3.1 Porovnání s vlastním teoretickým rozbohem

Experimentálně byla zjištěna hodnota exponentu v závislosti objemového součinitele přestupu tepla, αa , na mimovrstvové rychlosti, u_g , „0,389“, viz rovnice (13-3-1), která odpovídá rovnici (12-4-11). V části 11-5-5 byla teoreticky odvezena závislost (13-3-2) s exponentem „0,5“. Pro můj rozsah měření s elipsoidními bublinami rovnice (11-5-5), což pokládám za dobrou shodu.

$$\alpha a = 2524,2 \cdot u_g^{0,389} \quad (13-3-1)$$

$$\alpha a \sim u_g^{0,5} \quad (13-3-2)$$

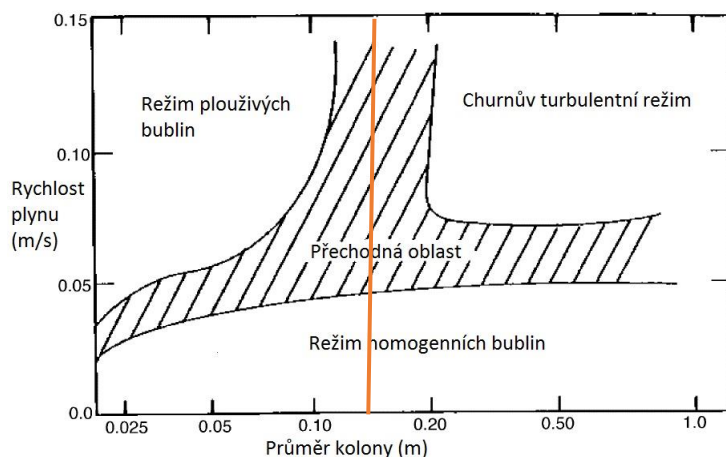
13.3.2 Porovnání s prací Uysal a kol. [6]

Teorie dle Uysala a kol. [6] je popsána v části 4.5. Uysal pro systémy se zanedbatelným přestupem hmoty určili rovnici (14-3-1).

$$\alpha a = \frac{-u_g \varepsilon_g (\rho_g C_{p,g} + \rho_{l,par} C_{p,par})}{h_c} \quad (14-3-1)$$

Po intenzivním zkoumání jsem došel k závěru, že práce Uysal a kol. [6] obsahuje tyto závažné chyby:

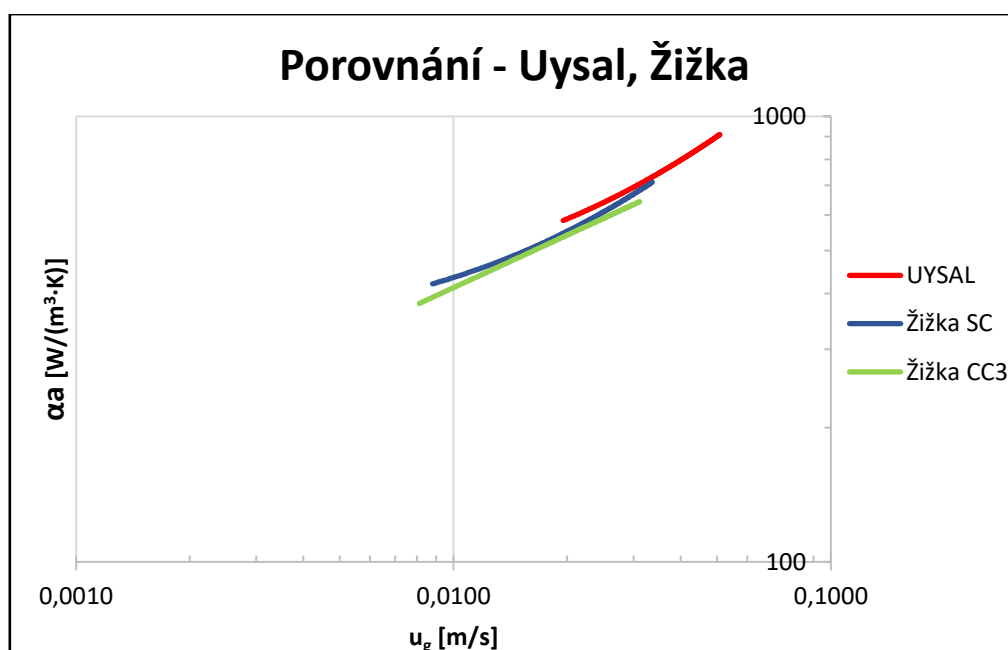
- Uysal zde naprosto ignoruje různé hydrodynamické režimy, které mají pro vyhodnocení a měření velký vliv.
- Výsledky jsou vyhodnoceny i v oblasti, kde nejsou splněny podmínky dvoufázového toku a není tak možné mluvit o probublávání kapaliny plynem, viz další body.
- Průtok plynu je v mezích přibližně 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. [76], který je vidět na obrázku 14-1, kde červenou čarou je přibližně znázorněn průměr měřené kolony.



Obr. 13-3: Diagram pro určení hydrodynamického režimu v probublávané koloně dle Deckwer a kol. [76]. (Převzato z Deckwer a kol. [76], 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.

Pro porovnání tak využiji jen hodnoty do maximální hodnoty mimovrstvové rychlosti 0,05 m/s a porovnáám je s měřením pro SC distributor plynu, který je geometricky podobný použitému Uysalem. Porovnání je vidět na obr. 13-4. Dle tohoto grafu se výsledky velice dobře překrývají.



Obr. 13-4: Porovnání mých experimentálních hodnot s hodnotami dle Uysal a kol. [6]



13.3.3 Porovnání s prací Guy a kol. [5]

Teorie dle Guye a kol. [5] je popsána v části 4.5. Guy vychází při výpočtu z teplotního a hmotnostního Fourierova čísla dle rovnic (13-3-1) a (14-3-2).

$$Fo_t = \frac{4At}{d_b^4} \tag{13-3-1}$$

$$Fo_m = \frac{4D_{AB}t}{d_b^4} \tag{13-3-2}$$

$$E_t = 1 - 6\pi^{-2} \sum_{n=1}^{\infty} [n^{-2} \exp(-n^2\pi^2 Fo_t)] \tag{13-3-3}$$

$$E_m = 1 - 6\pi^{-2} \sum_{n=1}^{\infty} [n^{-2} \exp(-n^2\pi^2 Fo_m)] \tag{13-3-4}$$

Tab. 13-4: Použité hodnoty pro výpočty při 40 °C (zdroj: [332])

Veličina	Hodnota	Jednotky
d_b	4	mm
A	$0,152 \cdot 10^{-6}$	m^2/s
t	≈ 1	s
D_{AB}	$24,9 \cdot 10^{-6}$	m^2/s
Fo_t	2 375	
Fo_m	389 000	
E_t	$\rightarrow 1$	
E_m	$\rightarrow 1$	

Závěrem konstatuji, že se mi nepodařilo výsledky s touto prací porovnat, neboť po dosazení experimentálních dat do práce Guy a kol. [5] byly výsledky zcela mimo obvyklé hodnoty.



14 Závěry a doporučení

14.1 Závěry

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. [5] a Uysal a kol. [6]. V poslední době byla publikována i třetí publikace obsahující CFD výzkum, jejíž autory jsou Panicker a Fox [7]. 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. [56, 105], Růžička a kol. [194]), 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. 12-8 pro SC distributor plynu a 12-9 pro CC3 distributor plynu a korelovány rovnicemi (12-4-1) pro SC distributor plynu a (12-4-2) pro CC3 distributor plynu. Výsledky měření objemového součinitele přestupu tepla, αa , jsou zobrazeny na obr. 12-14 pro SC distributor plynu a 12-15 pro CC3 distributor plynu a korelovány rovnicemi (12-4-9) pro SC distributor plynu a (12-4-10) pro CC3 distributor plynu.
6. Výsledky měření zádrže byly porovnány s publikovanými výsledky. Obr. 13-1 a obr. 13-2 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. [6]. Výsledky jsou v až neuvěřitelné shodě, jak je vidět na obrázku 13-4., přestože jsem došel k závěru, že práce Uysal a kol. [6] 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 části 12.4.3 a v části 20.1 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 rozdistribuovat, což odpovídá předpokladům
9. Měření jak zádrže, tak i objemového součinitele přestupu tepla byla provedena se dvěma distributory plynu, SC a CC3, které jsou popsány v části 12.1. Vliv designu distributoru plynu na objemový distributor plynu 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%. Naměřené průměry bublin jsou uvedeny v tabulce 12-7.
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. 11-3 a tab. 11-1) ukázala, že pro malý rozptyl 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 v části 11. 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 11.1). Tento případ nebyl zatím podrobně teoreticky sledován. Moje úvahy jsem opřel o práci Colombeta a kol. [339], 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 [335]) 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 (30.9.2020) podle <https://www.researchgate.net> celkem 4.
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 rešerši problematiky, přináší řadu nových teoretických poznatků, má průkaznou experimentální část a dosažené výsledky umožňují výpočet kontaktorů plyn-kapalina. Vytyčené cíle práce, prezentované v části 7 byly splněny, ale rovněž vyplynulo, že výzkum v této oblasti zdaleka není ukončen a některá doporučení pro další výzkum jsou uvedena v další kapitole.

14.2 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.

15 Poděkování za podporu této práce

Tato práce byla podpořena Grantovou agenturou Českého Vysokého Učení Technického v Praze, granty č. SGS14/061/OHK2/1T/12, SGS15/069/OHK2/1T/12 a SGS16/149/OHK2/2T/12.



16 Seznam symbolů, značek a zkratek

Latinská písmena

a	specifický mezifázový povrch	[1/m]
a_e	poloměr eliptické bubliny	[m]
a_T	tepelná vodivost	[W/(m·K)]
A, B	plocha v průmětu do roviny v rovnici (3-1-11)	[m]
AR	poměr výšky kapaliny ku průměru kolony (aspect ratio) [-] $AR = h_L/d_c$	
b_e	poloměr eliptické bubliny	[m]
B	koeficient dle Reilly a kol. [100] v rovnici (3-3-2)	[-]
C	konstanta	[-]
c	koncentrace	[mol/m ²]
c_e	poloměr eliptické bubliny	[m]
c_p	měrná tepelná kapacita	[J/(kg·K)]
d	průměr	[m]
D	difúzní součinitel	[m ² /s]
E	účinnost přenosu	[-]
f	korekční číslo	[-]
g	tíhové zrychlení	[m/s ²]
h	výška kapalné fáze	[m]
h	měrná entalpie v části 5	[J/kg]
Δh^{vyp}	měrné skupenské teplo vypařování	[kJ/kg]
\dot{H}	změna entalpie	[J/s]
I	elektrický proud	[A]
k	součinitel přestupu hmoty	[m/s]
L	charakteristický rozměr	[m]
m	hmotnost	[kg]
m	index dle Richardson-Zaki [102] v rovnici (3-3-4)	[-]
\dot{m}	hmotnostní tok	[kg/s]
n	počet	[-]
N	hustota toku hmoty (na fázovém rozhraní)	[mol·m ² /s]
\dot{n}	molární rychlost vypařování	[mol/s]
p	tlak	[Pa]
P	příkon, dispergovaná energie za jednotku času	[W]
q	hustota tepelného toku	[J/m]
r, R	poloměr	[m]



R	koeficient determinace - hodnota spolehlivosti	
\dot{Q}	tepelný výkon	[J/s]
S	průřez nebo plocha	[m ²]
t	čas	[min, s]
T	teplota	[°C/K]
u	mimovrstvová rychlost	[m/s]
U	elektrické napětí	[V]
V	objem	[m ³]
\dot{V}	objemový průtok	[m ³ /s]
y	molový podíl	[-]
Y	relativní molový podíl	[kmol A/(kmol B)]

Řecká písmena

α	součinitel přestupu tepla	[W/(m·K)]
α_T	tepelná difuzivita	[m ² /s]
β	součinitel přenosu hmoty	[mol(Pa·m ² ·s)]
β_Y	součinitel přenosu hmoty pro hnací sílu ΔY	[mol(A,B)/(m ² ·s)]
β_T	součinitel teplotní roztažnosti	[1/K]
γ	úhel, pomocný koeficient v části 11	[°/rad]
δ	tloušťka vrstvy	[m]
Δ	rozdíl	[-]
ε_v	disipovaná energie	[W/kg]
ε	zádrž	[-]
θ	proporcionální disperzní koeficient	[-]
ρ	hustota	[kg/m ³]
σ	povrchové napětí	[N/m]
λ	součinitel tepelné vodivosti	[W/(m·K)]
ν	kinematická viskozita	[m ² /s]
μ	dynamická viskozita kapaliny	[Pa·s]
φ	relativní vlhkost plynu	[-]
ω	koeficient v části 11	[-]

Bezrozměrná čísla

Ar	Archimédovo číslo	$Ar = \frac{g d_c^3 \rho_L (\rho_L - \rho_g)}{\mu_L^2}$	[-]
Bo, Eo	Bondovo nebo Eötvösovo číslo	$Bo = Eo = \frac{g \Delta \rho \cdot L^2}{\sigma}$	[-]



Fo	Fourierovo číslo teplotní obecně	$FO = \frac{\alpha_T t}{L^2}$	[-]
	Fourierovo číslo teplotní dle Guy a kol. [5]	$FO_t = \frac{4\alpha_T t}{d_b^2}$	[-]
	Fourierovo číslo hmotnostní obecně	$FO = \frac{D_{AB} t}{L^2}$	[-]
	Fourierovo číslo hmotnostní dle Guy a kol. [5]	$FO_m = \frac{4D_{AB} t}{d_b^2}$	[-]
Fr	Froudeho číslo	$Fr = \frac{u_g}{\sqrt{gh_L}}$	[-]
Ga	Galileovo číslo	$Ga = \frac{gL^3}{\nu_L^2}$	[-]
j	tzv. Chilton Colburnův j-faktor		[-]
Le	Lewisovo číslo	$Le = \frac{a}{D_{AB}} = \frac{Sc}{Pr}$	[-]
Mo	Mortonovo číslo	$MO = \frac{g(\rho_L - \rho_g)\mu_L^4}{\rho_L^2 \sigma^3}$	[-]
Nu	Nusseltovo číslo	$Nu = \frac{\alpha \cdot L}{\lambda}$	[-]
Pr	Prandtlovo číslo	$Pr = \frac{c_p \nu}{\alpha} = \frac{\nu}{a}$	[-]
Ra	Rayleighovo číslo	$Ra = \frac{\beta_T g \Delta T h^3}{\lambda \nu}$	[-]
	kritické Rayleighovo číslo dle [29]	$Ra_c^\infty = \frac{g \varepsilon_g h^3}{\nu D}$	[-]
Re	Reynoldsovo číslo	$Re = \frac{\rho_L u_r d_b}{\mu_L} = \frac{\rho_L u_g d_b}{\mu_L \varepsilon_g}$	[-]
Sc	Schmidtovo číslo	$Sc = \frac{\nu}{D_{AB}}$	[-]
St	Stantonovo číslo	$St = \frac{\alpha}{c_p \rho_L u_g}$	[-]
We	Weberovo číslo	$We = \frac{d_b \rho_L u_r^2}{\sigma}$	[-]

Spodní indexy

AB	mezi látkou A a B
AG	v proudu plynu
AS	na fázovém rozhraní
b	bublina plynu
c	kolona
cr	kritický
d	odpor
D	odporový součinitel
e	elipsa, eliptický
eff	efektivní



<i>exp</i>	experimentálně zjištěné
<i>F</i>	součinitel odporu
<i>g</i>	plyn
<i>h</i>	otvor, díra
<i>H</i>	přestup tepla
<i>HE</i>	přenos tepla
<i>i</i>	číselný index/setrvačná síla v rovnici (3-1-15)
<i>I</i>	fázové rozhraní
<i>in</i>	vstup do systému
<i>k</i>	kontakt
<i>K</i>	referenční (pro teplotu v rovnici (12-1-13))
<i>kol</i>	kolona
<i>kon</i>	na konci, koncové
<i>L</i>	kapalina
<i>ln</i>	logaritmický (přirozený logaritmus)
<i>m</i>	hmotnost/hybnost v rovnici (3-1-15)
<i>M</i>	přenos hmoty
<i>max</i>	maximální
<i>min</i>	minimální
<i>mf</i>	modus
<i>n</i>	normální (normálový)
<i>odp</i>	odpar
<i>ok</i>	okolí
<i>out</i>	výstup ze systému
<i>p</i>	částice, podélný (axiální) směr
<i>par</i>	pára
<i>poč</i>	počáteční, na začátku
<i>povrch</i>	povrch
<i>př</i>	přechod
<i>R</i>	probublávaná vrstva
<i>r</i>	stoupavá, relativní
<i>ref</i>	referenční
<i>trans</i>	přechodové
<i>s</i>	pevná fáze/povrchové napětí v rovnici (3-1-15)
<i>sat</i>	nasycení
<i>sl</i>	suspenze
<i>st</i>	ve středu/v centrální části



$stř$	střední
t	tepelná
t	mezní rychlost usazování v části 11
T	v turbulentním poli
v	virtuální
vyp	vypaření
w	v blízkosti stěny, na stěně
Y	odpovídající hnací síle vyjádřené pomocí relativních molových zlomků
ztr	ztráty
∞	terminální, konečný, v ustáleném stavu

Horní indexy

α, β	proměnné exponenty
$\bar{\quad}, \sim$	průměrný
*	bezrozměrná veličina
vyp	výparné



17 Seznam literatury

17.1 Seznam použité literatury

- [1] KANTARCI, Nigar, Fahir BORAK a Kutlu O. ULGEN. Bubble column reactors. *Process Biochemistry* [online]. 2005, 40(7), 2263-2283. DOI: 10.1016/j.procbio.2004.10.004. ISSN 13595113. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0032959204004418>
- [2] 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>
- [3] RŮŽIČKA, M.C. On stability of a bubble column. *Chemical Engineering Research and Design* [online]. 2013, 91(2), 191-203. DOI: 10.1016/j.cherd.2012.07.011. ISSN 02638762. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0263876212002961>
- [4] JHAWAR, A.K. a A. PRAKASH. Influence of bubble column diameter on local heat transfer and related hydrodynamics. *Chemical Engineering Research and Design* [online]. 2011, 89(10), 1996-2002. DOI: 10.1016/j.cherd.2010.11.019. ISSN 02638762. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0263876210003606>
- [5] 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>
- [6] 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>
- [7] 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](https://www.researchgate.net/publication/342515123_Computational_study_of_the_effect_of_homogeneous_and_heterogeneous_bubbly_flows_on_bulk_gas-liquid_heat_transfer)
- [8] 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>
- [9] SCHÄFER, R, C MERTEN a G EIGENBERGER. Bubble size distributions in a bubble column reactor under industrial conditions. *Experimental Thermal and Fluid Science* [online]. 2002, 26(6-7), 595-604. DOI: 10.1016/S0894-1777(02)00189-9. ISSN 08941777. Dostupné z:
<https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0894177702001899>
- [10] OHNUKI, A. a H. AKIMOTO. An experimental study on developing air-water two-phase flow along a large vertical pipe: effect of air injection method. *International Journal of Multiphase Flow* [online]. 1996, 22(6), 1143-1154. DOI: 10.1016/0301-9322(96)00039-0. ISSN 03019322. Dostupné z:
<https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/0301932296000390>
- [11] KRULL, Benjamin, Silvio TSCHISGALE a Jochen FRÖHLICH. An immersed boundary method for complex-shaped bubbles represented by spherical harmonic functions. *9th International Conference on Multiphase Flow (ICMF)*. Florencie, Italy. 2016.
- [12] CLIFT, Roland, John R. GRACE a Martin E. WEBER. *Bubbles, Drops and Particles*. Academic Press, New York. 1978. ISBN: 012176950X, 9780121769505.
- [13] Characterization of Bubble Size Distributions within a Bubble Column. *Fluids* [online]. 2018, 3(1). DOI: 10.3390/fluids3010013. ISSN 2311-5521. Dostupné z:
<http://www.mdpi.com/2311-5521/3/1/13>
- [14] GARCÍA-SALAS, Sergio, M.E. ROSALES PEÑA ALFARO, R. MICHAEL PORTER a Frederic THALASSO. Measurement of local specific interfacial area in bubble columns via a non-isokinetic withdrawal method coupled to electro-optical detector. *Chemical Engineering Science* [online]. 2008, 63(4), 1029-1038. DOI: 10.1016/j.ces.2007.11.003. ISSN 00092509. Dostupné z:
<https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0009250907008500>
- [15] 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>
- [16] KOLMOGOROV, A.N. On the degeneration of isotropic turbulence in an incompressible viscous fluids, *Dokl. Akad. Nauk. SSSR* 31, 1941, 538-541.
- [17] KOLMOGOROV, A.N. Dissipation of energy in isotropic turbulence. *Dokl. Akad. Nauk. SSSR*, 32, 1941, 19-21.
- [18] KOLMOGOROV, A.N. Equations of turbulent motion in an incompressible fluid. *Izv. Akad. Nauk. SSSR ser. 6*, 1942, 56-58.



- [19] Calderbank, P. Physical Rate Processes in Industrial Fermentation. Part 1. The Interfacial Area in Gas-liquid Contacting with Mechanical Agitation. *Trans. Inst. Chem. Eng.* 36, 1958, 443-463.
- [20] GADDIS, E.S. a A. VOGELPOHL. Bubble formation in quiescent liquids under constant flow conditions. *Chemical Engineering Science* [online]. 1986, 41(1), 97-105. DOI: 10.1016/0009-2509(86)85202-2. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/0009250986852022>
- [21] DAVIDSON, J. F. and SCHULER, B.O.G. Bubble formation at an orifice in an inviscid liquid, *Trans. Inst. Chem. Engrs.* 38, 144, 1960.
- [22] VAN KREVELEN, D. W., and HOFTIJZER, P. J., *Chem. Eng. Prog.* 46, 29-35, 1950.
- [23] DAVIDSON J. F. a H. HARRISON. Fluidised Particles. *Cambridge University Press*, Cambridge 1963. ISBN 0521047897, 9780521047890.
- [24] KUMAR, R. a N.K. KULLOOR. The Formation of Bubbles and Drops. *Advances in Chemical Engineering Volume 8* [online]. Elsevier, 1970, 1970, s. 255-368. *Advances in Chemical Engineering*. DOI: 10.1016/S0065-2377(08)60186-6. ISBN 9780120085088. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0065237708601866>
- [25] WICHTERLE, Kamil, Kateřina SMUTNÁ a Marek VEČEŘ. Shape and rising velocity of bubbles. *In: 36th International Conference of Slovak Society of Chemical Engineering*. Bratislava: Slovak Society of Chemical Engineering, 2009. s. 090-1-090-12. ISBN 978-80-227-3072-3.
- [26] KUMAR, S., R.A. KUMAR, P. MUNSHI a A. KHANNA. Gas Hold-up in Three Phase Co-current Bubble Columns. *Procedia Engineering* [online]. 20th CHISA, Prague, Czech Republic. 2012, 42, 782-794. DOI: 10.1016/j.proeng.2012.07.470. ISSN 18777058. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S1877705812028779>
- [27] RŮŽIČKA, M.C., J. DRAHOŠ, M. FIALOVÁ a N.H. THOMAS. Effect of bubble column dimensions on flow regime transition. *Chemical Engineering Science* [online]. 2001, 56(21-22), 6117-6124. DOI: 10.1016/S0009-2509(01)00215-9. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0009250901002159>
- [28] SHNIP, A.I., R.V. KOLHATKAR, D. SWAMY a J.B. JOSHI. Criteria for the transition from the homogeneous to the heterogeneous regime in two-dimensional bubble column reactors. *International Journal of Multiphase Flow* [online]. 1992, 18(5), 705-726. DOI: 10.1016/0301-9322(92)90040-N. ISSN 03019322. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/030193229290040N>
- [29] RŮŽIČKA, M.C a N.H THOMAS. Convective instability of bubbly layers: Analogy with thermal convection. *Journal of Fluid Mechanics*, submitted for publication 2001. Publikováno jako [30]



- [30] RŮŽIČKA, M.C a N.H THOMAS. Buoyancy-driven instability of bubbly layers: analogy with thermal convection. *International Journal of Multiphase Flow* [online]. 2003, 29(2), 249-270. DOI: 10.1016/S0301-9322(02)00150-7. ISSN 03019322. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0301932202001507>
- [31] 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>
- [32] LI, H. a A. PRAKASH. Heat Transfer and Hydrodynamics in a Three-Phase Slurry Bubble Column. *Industrial & Engineering Chemistry Research* [online]. 1997, 36(11), 4688-4694. DOI: 10.1021/ie9701635. ISSN 0888-5885. Dostupné z: <https://pubs.acs.org/doi/10.1021/ie9701635>
- [33] 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>
- [34] LUO, Xukun, D. J. LEE, Raymond LAU, Guoqiang YANG a Liang-Shih FAN. Maximum stable bubble size and gas holdup in high-pressure slurry bubble columns. *AIChE Journal* [online]. 1999, 45(4), 665-680. DOI: 10.1002/aic.690450402. ISSN 00011541. Dostupné z: <http://doi.wiley.com/10.1002/aic.690450402>
- [35] FAN, L.-S., G.Q. YANG, D.J. LEE, K. TSUCHIYA a X. LUO. Some aspects of high-pressure phenomena of bubbles in liquids and liquid–solid suspensions. *Chemical Engineering Science* [online]. 1999, 54(21), 4681-4709. DOI: 10.1016/S0009-2509(99)00348-6. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0009250999003486>
- [36] IDOGAWA, Kiyoshi, Koji IKEDA, Takashi FUKUDA a Shigeharu MOROOKA. Effects of gas and liquid properties on the behavior of bubbles in a bubble column under high pressure. *KAGAKU KOGAKU RONBUNSHU* [online]. 1985, 11(4), 432-437. DOI: 10.1252/kakoronbunshu.11.432. ISSN 1349-9203. Dostupné z: <http://joi.ilc.iist.go.jp/JST.Journalarchive/kakoronbunshu1975/11.432?from=CrossRef>
- [37] IDOGAWA, K., K. IKEDA, T. FUKUDA a S. MOROOKA. FORMATION AND FLOW OF GAS BUBBLES IN A PRESSURIZED BUBBLE COLUMN WITH A SINGLE ORIFICE OR NOZZLE GAS DISTRIBUTOR. *Chemical Engineering Communications* [online]. 2010, 59(1-6), 201-212. DOI: 10.1080/00986448708911995. ISSN 0098-6445. Dostupné z: <https://www.tandfonline.com/doi/full/10.1080/00986448708911995>



- [38] WILKINSON, Peter M. a Laurent L. VAN DIERENDONCK. A theoretical model for the influence of gas properties and pressure on single-bubble formation at an orifice. *Chemical Engineering Science* [online]. 1994, 49(9), 1429-1438. DOI: 10.1016/0009-2509(93)E0024-7. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/0009250993E00247>
- [39] LIN, T.-J., K. TSUCHIYA a L.-S. FAN. Bubble flow characteristics in bubble columns at elevated pressure and temperature. *AIChE Journal* [online]. 1998, 44(3), 545-560. DOI: 10.1002/aic.690440306. ISSN 00011541. Dostupné z: <http://doi.wiley.com/10.1002/aic.690440306>
- [40] POHORECKI, Ryszard, Władysław MONIUK a Artur ZDRÓJKOWSKI. Hydrodynamics of a bubble column under elevated pressure. *Chemical Engineering Science* [online]. 1999, 54(21), 5187-5193. DOI: 10.1016/S0009-2509(99)00238-9. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0009250999002389>
- [41] LAAKKONEN, Marko, Markus HONKANEN, Pentti SAARENINNE a Juhani AITTAMAA. Local bubble size distributions, gas-liquid interfacial areas and gas holdups in a stirred vessel with particle image velocimetry. *Chemical Engineering Journal* [online]. 2005, 109(1-3), 37-47. DOI: 10.1016/j.cej.2005.03.002. ISSN 13858947. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S1385894705000811>
- [42] CAMARASA, E, C VIAL, S PONCIN, G WILD, N MIDOUX a J BOUILLARD. Influence of coalescence behaviour of the liquid and of gas sparging on hydrodynamics and bubble characteristics in a bubble column. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification* [online]. 1999, 38(4-6), 329-344. DOI: 10.1016/S0255-2701(99)00024-0. ISSN 02552701. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0255270199000240>
- [43] POLLI, Mattia, Marco Di STANISLAO, Roberto BAGATIN, Eiman Abu BAKR a Maurizio MASI. Bubble size distribution in the sparger region of bubble columns. *Chemical Engineering Science* [online]. 2002, 57(1), 197-205. DOI: 10.1016/S0009-2509(01)00301-3. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0009250901003013>
- [44] TSE, K.L, T MARTIN, C.M MCFARLANE a A.W NIENOW. Small bubble formation via a coalescence dependent break-up mechanism. *Chemical Engineering Science* [online]. 2003, 58(2), 275-286. DOI: 10.1016/S0009-2509(02)00528-6. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0009250902005286>
- [45] BUCHHOLZ, R. a K. SCHÜGERL. Bubble column bioreactors. *European Journal of Applied Microbiology and Biotechnology* [online]. 1979, 6(4), 301-313. DOI: 10.1007/BF00499160. ISSN 0171-1741. Dostupné z: <http://link.springer.com/10.1007/BF00499160>



- [46] MANDAL, A., G. KUNDU a D. MUKHERJEE. A Comparative Study of Gas Holdup, Bubble Size Distribution and Interfacial Area in a Downflow Bubble Column. *Chemical Engineering Research and Design* [online]. 2005, 83(4), 423-428. DOI: 10.1205/cherd.04065. ISSN 02638762. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0263876205727179>
- [47] ADLER, I. a K. SCHÜGERL. Cultivation of E. coli in single- and ten-stage tower-loop reactors. *Biotechnology and Bioengineering* [online]. 1983, 25(2), 417-436. DOI: 10.1002/bit.260250210. ISSN 00063592. Dostupné z: <http://doi.wiley.com/10.1002/bit.260250210>
- [48] BOYD, Jonathan W. R. a Julie VARLEY. Sound measurement as a means of gas-bubble sizing in aerated agitated tanks. *AIChE Journal* [online]. 1998, 44(8), 1731-1739. DOI: 10.1002/aic.690440804. ISSN 00011541. Dostupné z: <http://doi.wiley.com/10.1002/aic.690440804>
- [49] ALVES, S.S, C.I MAIA a J.M.T VASCONCELOS. Experimental and modelling study of gas dispersion in a double turbine stirred tank. *Chemical Engineering Science* [online]. 2002, 57(3), 487-496. DOI: 10.1016/S0009-2509(01)00400-6. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0009250901004006>
- [50] LAAKKONEN, M., P. MOILANEN, T. MIETTINEN, K. SAARI, M. HONKANEN, P. SAARENKINNE a J. AITTAMAA. Local Bubble Size Distributions in Agitated Vessel. *Chemical Engineering Research and Design* [online]. 2005, 83(1), 50-58. DOI: 10.1205/cherd.04122. ISSN 02638762. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S026387620572671X>
- [51] BUSCIGLIO, A., F. GRISAFI, F. SCARGIALI a A. BRUCATO. On the measurement of local gas hold-up and interfacial area in gas-liquid contactors via light sheet and image analysis. *Chemical Engineering Science* [online]. 2010, 65(12), 3699-3708. DOI: 10.1016/j.ces.2010.03.004. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0009250910001521>
- [52] BUSCIGLIO, A., F. GRISAFI, F. SCARGIALI a A. BRUCATO. On the measurement of bubble size distribution in gas-liquid contactors via light sheet and image analysis. *Chemical Engineering Science* [online]. 2010, 65(8), 2558-2568. DOI: 10.1016/j.ces.2009.12.031. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0009250909008768>
- [53] BOYER, Christophe, Anne-Marie DUQUENNE a Gabriel WILD. Measuring techniques in gas-liquid and gas-liquid-solid reactors. *Chemical Engineering Science* [online]. 2002, 57(16), 3185-3215. DOI: 10.1016/S0009-2509(02)00193-8. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0009250902001938>



- [54] LEIBSON, Irving, Eugene G. HOLCOMB, Anthony G. CACOSO a John J. JACMIC. Rate of flow and mechanics of bubble formation from single submerged orifices. I. Rate of flow studies. *AIChE Journal* [online]. 1956, 2(3), 296-300. DOI: 10.1002/aic.690020305. ISSN 0001-1541. Dostupné z: <http://doi.wiley.com/10.1002/aic.690020305>
- [55] MILLER, Donald N. Scale-up of agitated vessels gas-liquid mass transfer. *AIChE Journal* [online]. 1974, 20(3), 445-453. DOI: 10.1002/aic.690200303. ISSN 0001-1541. Dostupné z: <http://doi.wiley.com/10.1002/aic.690200303>
- [56] BHAVARAJU, S. M., R. A. MASHELKAR a H. W. BLANCH. Bubble motion and mass transfer in non-Newtonian fluids: Part I. Single bubble in power law and Bingham fluids. *AIChE Journal* [online]. 1978, 24(6), 1063-1070. DOI: 10.1002/aic.690240618. ISSN 0001-1541. Dostupné z: <http://doi.wiley.com/10.1002/aic.690240618>
- [57] Joshi J.B. a M.M. Sharma. A Circulation cell model for bubble columns. *Trans Inst Chem Eng.* 1979, 57a, 244–251.
- [58] MOO-YOUNG, M. a H. W. BLANCH. Design of biochemical reactors mass transfer criteria for simple and complex systems. *Reactors and Reactions* [online]. Berlin, Heidelberg: Springer Berlin Heidelberg, 1981, 1981-7-5, s. 1-69. Advances in Biochemical Engineering/Biotechnology. DOI: 10.1007/3-540-10464-X_16. ISBN 978-3-540-10464-3. Dostupné z: http://link.springer.com/10.1007/3-540-10464-X_16
- [59] POHORECKI, Ryszard, Władysław MONIUK, Artur ZDRÓJKOWSKI a Paweł BIELSKI. Hydrodynamics of a pilot plant bubble column under elevated temperature and pressure. *Chemical Engineering Science* [online]. 2001, 56(3), 1167-1174. DOI: 10.1016/S0009-2509(00)00336-5. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0009250900003365>
- [60] JOSHI, J.B. Computational flow modelling and design of bubble column reactors. *Chemical Engineering Science* [online]. 2001, 56(21-22), 5893-5933. DOI: 10.1016/S0009-2509(01)00273-1. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0009250901002731>
- [61] 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>
- [62] SIDEMAN, Samuel., Öner. HORTAÇSU a James W. FULTON. MASS TRANSFER IN GAS-LIQUID CONTACTING SYSTEMS. *Industrial & Engineering Chemistry* [online]. 1966, 58(7), 32-47. DOI: 10.1021/ie50679a006. ISSN 0019-7866. Dostupné z: <https://pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/ie50679a006>



- [63] MENDELSON, Harvey D. The prediction of bubble terminal velocities from wave theory. *AIChE Journal* [online]. 1967, 13(2), 250-253. DOI: 10.1002/aic.690130213. ISSN 0001-1541. Dostupné z: <http://doi.wiley.com/10.1002/aic.690130213>
- [64] CENTS, A.H.G., D.W.F. BRILMAN a G.F. VERSTEEG. Gas absorption in an agitated gas–liquid–liquid system. *Chemical Engineering Science* [online]. 2001, 56(3), 1075-1083. DOI: 10.1016/S0009-2509(00)00324-9. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0009250900003249>
- [65] GARCÍA-SALAS, Sergio, Carlos OROZCO-ALVAREZ, R. MICHAEL PORTER a Frederic THALASSO. Measurement of local gas holdup in bubble columns via a non-isokinetic withdrawal method. *Chemical Engineering Science* [online]. 2005, 60(24), 6929-6938. DOI: 10.1016/j.ces.2005.06.010. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0009250905005518>
- [66] KULKARNI, Amol A., Jyeshtharaj B. JOSHI, V.Ravi KUMAR a Bhaskar D. KULKARNI. Application of multiresolution analysis for simultaneous measurement of gas and liquid velocities and fractional gas hold-up in bubble column using LDA. *Chemical Engineering Science* [online]. 2001, 56(17), 5037-5048. DOI: 10.1016/S0009-2509(01)00191-9. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0009250901001919>
- [67] KULKARNI, Amol A., Jyeshtharaj B. JOSHI, V.Ravi KUMAR a Bhaskar D. KULKARNI. Simultaneous measurement of hold-up profiles and interfacial area using LDA in bubble columns: predictions by multiresolution analysis and comparison with experiments. *Chemical Engineering Science* [online]. 2001, 56(21-22), 6437-6445. DOI: 10.1016/S0009-2509(01)00226-3. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0009250901002263>
- [68] MOHANTY, Kaustubha, Debabrata DAS a Manindra Nath BISWAS. Mass transfer characteristics of a novel multi-stage external loop airlift reactor. *Chemical Engineering Journal* [online]. 2007, 133(1-3), 257-264. DOI: 10.1016/j.cej.2007.02.007. ISSN 13858947. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S1385894707001088>
- [69] DECKWER, W. D. Bubble column reactors. Chichester, UK, Wiley, 1992. ISBN 0 471 91811 3
- [70] KAŠTÁNEK, F., J. ZAHRADNÍK, J. KRATOCHVÍL a J. ČERMÁK. Chemical reactors for gas–liquid systems. Chichester: Ellis Horwood. 1993. ISBN: 0-13-127390-6
- [71] Molerus, O. Principles of Flow in Disperse Systems Von. London: Chapman & Hall, *Vakuum in Forschung und Praxis* [online]. 1994, 6(3), 233-233. DOI: 10.1002/vipr.19940060330. ISSN 0947076X. Dostupné z: <http://doi.wiley.com/10.1002/vipr.19940060330>



- [72] RŮŽIČKA, M.C, J ZAHRADNÍK, J DRAHOŠ a N.H THOMAS. Homogeneous–heterogeneous regime transition in bubble columns. *Chemical Engineering Science* [online]. 2001, 56(15), 4609-4626. DOI: 10.1016/S0009-2509(01)00116-6. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0009250901001166>
- [73] VIAL, Christophe, Souhila PONCIN, Gabriel WILD a Noël MIDOUX. A simple method for regime identification and flow characterisation in bubble columns and airlift reactors. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification* [online]. 2001, 40(2), 135-151. DOI: 10.1016/S0255-2701(00)00133-1. ISSN 02552701. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0255270100001331>
- [74] ZAHRADNÍK, J., M. FIALOVÁ, M. RŮŽIČKA, J. DRAHOS, F. KASTÁNEK a N.H. THOMAS. Duality of the gas-liquid flow regimes in bubble column reactors. *Chemical Engineering Science* [online]. 1997, 52(21-22), 3811-3826. DOI: 10.1016/S0009-2509(97)00226-1. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0009250997002261>
- [75] THORAT, B.N. a J.B. JOSHI. Regime transition in bubble columns: experimental and predictions. *Experimental Thermal and Fluid Science* [online]. 2004, 28(5), 423-430. DOI: 10.1016/j.expthermflusc.2003.06.002. ISSN 08941777. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0894177703001353>
- [76] 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>
- [77] ZHANG, J.-P., J.R. GRACE, N. EPSTEIN a K.S. LIM. Flow regime identification in gas-liquid flow and three-phase fluidized beds. *Chemical Engineering Science* [online]. 1997, 52(21-22), 3979-3992. DOI: 10.1016/S0009-2509(97)00241-8. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0009250997002418>
- [78] VEERA, U. Parasu a J.B. JOSHI. Measurement of Gas Hold-Up Profiles by Gamma Ray Tomography. *Chemical Engineering Research and Design* [online]. 1999, 77(4), 303-317. DOI: 10.1205/026387699526232. ISSN 02638762. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0263876299717909>
- [79] NEAL, L. G. a S. G. BANKOFF. A high resolution resistivity probe for determination of local void properties in gas-liquid flow. *AIChE Journal* [online]. 1963, 9(4), 490-494.



- DOI: 10.1002/aic.690090415. ISSN 0001-1541. Dostupné z:
<http://doi.wiley.com/10.1002/aic.690090415>
- [80] HERRINGE, R. A. a M. R. DAVIS. Structural development of gas-liquid mixture flows. *Journal of Fluid Mechanics* [online]. 1976, 73(1), 97-123. DOI: 10.1017/S0022112076001274. ISSN 0022-1120. Dostupné z:
https://www.cambridge.org/core/product/identifier/S0022112076001274/type/journal_article
- [81] SERIZAWA, Akimi, Isao KATAOKA a Itaru MICHİYOSHI. Turbulence structure of air-water bubbly flow—I. measuring techniques. *International Journal of Multiphase Flow* [online]. 1975, 2(3), 221-233. DOI: 10.1016/0301-9322(75)90011-7. ISSN 03019322. Dostupné z:
<https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/0301932275900117>
- [82] DREW, D. A. a R. T. LAHEY. Phase Distribution Mechanisms in Turbulent Two-Phase Flow in Channels of Arbitrary Cross Section. *Journal of Fluids Engineering* [online]. 1981, 103(4), 583-589. DOI: 10.1115/1.3241773. ISSN 0098-2202. Dostupné z:
<https://asmedigitalcollection.asme.org/fluidsengineering/article/103/4/583/407045/Phase-Distribution-Mechanisms-in-Turbulent>
- [83] BEYERLEIN, Steven W., Rainer K. COSSMANN a Horst.J. RICHTER. Prediction of bubble concentration profiles in vertical turbulent two-phase flow. *International Journal of Multiphase Flow* [online]. 1985, 11(5), 629-641. DOI: 10.1016/0301-9322(85)90083-7. ISSN 03019322. Dostupné z:
<https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/0301932285900837>
- [84] WANG, S.K., S.J. LEE, O.C. JONES a R.T. LAHEY. 3-D turbulence structure and phase distribution measurements in bubbly two-phase flows. *International Journal of Multiphase Flow* [online]. 1987, 13(3), 327-343. DOI: 10.1016/0301-9322(87)90052-8. ISSN 03019322. Dostupné z:
<https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/0301932287900528>
- [85] HEIJNEN, J.J. a K. VAN'T RIET. Mass transfer, mixing and heat transfer phenomena in low viscosity bubble column reactors. *The Chemical Engineering Journal* [online]. 1984, 28(2), B21-B42. DOI: 10.1016/0300-9467(84)85025-X. ISSN 03009467. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/030094678485025X>
- [86] CHEN, R. C., J. REESE a L.-S. FAN. Flow structure in a three-dimensional bubble column and three-phase fluidized bed. *AIChE Journal* [online]. 1994, 40(7), 1093-1104. DOI: 10.1002/aic.690400702. ISSN 0001-1541. Dostupné z:
<http://doi.wiley.com/10.1002/aic.690400702>
- [87] BHOLE, Manish R. a Jyeshtharaj B. JOSHI. Stability analysis of bubble columns: Predictions for regime transition. *Chemical Engineering Science* [online]. 2005,



- 60(16), 4493-4507. DOI: 10.1016/j.ces.2005.01.004. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0009250905000540>
- [88] KRISHNA, Rajamani a Jürg ELLENBERGER. Gas holdup in bubble column reactors operating in the churn-turbulent flow regime. *AIChE Journal* [online]. 1996, 42(9), 2627-2634. DOI: 10.1002/aic.690420923. ISSN 0001-1541. Dostupné z: <http://doi.wiley.com/10.1002/aic.690420923>
- [89] VAN BATEN, J.M. a R. KRISHNA. Scale Effects on the Hydrodynamics of Bubble Columns Operating in the Heterogeneous Flow Regime / Scale Effects on the Hydrodynamics of Bubble Columns Operating in the Homogeneous Flow Regime. *Chemical Engineering Research and Design* [online]. 2001/2004, 82(8), 1043-1053. DOI: 10.1205/0263876041580703. ISSN 02638762. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S026387620472585X>
- [90] KRISHNA, Rajamani, Jeroen W. A. DE SWART, Jürg ELLENBERGER, Gilbert B. MARTINA a Cristina MARETTO. Gas holdup in slurry bubble columns: Effect of column diameter and slurry concentrations. *AIChE Journal* [online]. 1997, 43(2), 311-316. DOI: 10.1002/aic.690430204. ISSN 0001-1541. Dostupné z: <http://doi.wiley.com/10.1002/aic.690430204>
- [91] KRISHNA, Rajamani, Jeroen W. A. DE SWART, Jürg ELLENBERGER, Gilbert B. MARTINA a Cristina MARETTO. Gas holdup in slurry bubble columns: Effect of column diameter and slurry concentrations. *AIChE Journal* [online]. 1997, 43(2), 311-316. DOI: 10.1002/aic.690430204. ISSN 0001-1541. Dostupné z: <http://doi.wiley.com/10.1002/aic.690430204>
- [92] DRAHOŠ, J., J. ZAHRADNÍK, M. PUNČOCHÁŘ, M. FIALOVÁ a F. BRADKA. Effect of operating conditions on the characteristics of pressure fluctuations in a bubble column. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification* [online]. 1991, 29(2), 107-115. DOI: 10.1016/0255-2701(91)87019-Y. ISSN 02552701. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/025527019187019Y>
- [93] LETZEL, H.M., J.C. SCHOUTEN, R. KRISHNA a C.M. VAN DEN BLEEK. Gas holdup and mass transfer in bubble column reactors operated at elevated pressure. *Chemical Engineering Science* [online]. 1999, 54(13-14), 2237-2246. DOI: 10.1016/S0009-2509(98)00418-7. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0009250998004187>
- [94] LEFEBVRE, Sylvain a Christophe GUY. Characterization of bubble column hydrodynamics with local measurements. *Chemical Engineering Science* [online]. 1999, 54(21), 4895-4902. DOI: 10.1016/S0009-2509(99)00210-9. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0009250999002109>



- [95] DRAHOŠ, J., F. BRADKA a M. PUNČOCHÁŘ. Fractal behaviour of pressure fluctuations in a bubble column. *Chemical Engineering Science* [online]. 1992, 47(15-16), 4069-4075. DOI: 10.1016/0009-2509(92)85158-8. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/0009250992851588>
- [96] GHARAT, S.D. a J.B. JOSHI. Transport phenomena in bubble column reactors I: Flow pattern. *The Chemical Engineering Journal* [online]. 1992, 48(3), 141-151. DOI: 10.1016/0300-9467(92)80030-E. ISSN 03009467. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/030094679280030E>
- [97] GHARAT, S.D. a J.B. JOSHI. Transport phenomena in bubble column reactor II: Pressure drop. *The Chemical Engineering Journal* [online]. 1992, 48(3), 153-166. DOI: 10.1016/0300-9467(92)80031-5. ISSN 03009467. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/0300946792800315>
- [98] OLMOS E., C. Gentric, S. Poncin, N. Midoux, Description of flow regime transitions in bubble columns via laser Doppler anemometry signals processing, *Chemical Engineering Science*. 2003, 58, 1731 –1742. DOI: [https://doi.org/10.1016/S0009-2509\(03\)00002-2](https://doi.org/10.1016/S0009-2509(03)00002-2) Dostupné z: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0009250903000022?via%3Dihub>
- [99] WILKINSON, Peter M., Arie P. SPEK a Laurent L. VAN DIERENDONCK. Design parameters estimation for scale-up of high-pressure bubble columns. *AIChE Journal* [online]. 1992, 38(4), 544-554. DOI: 10.1002/aic.690380408. ISSN 0001-1541. Dostupné z: <http://doi.wiley.com/10.1002/aic.690380408>
- [100] REILLY, I. G., D. S. SCOTT, T. J.W DEBRUIJN a D. MACINTYRE. The role of gas phase momentum in determining gas holdup and hydrodynamic flow regimes in bubble column operations. *The Canadian Journal of Chemical Engineering* [online]. 1994, 72(1), 3-12. DOI: 10.1002/cjce.5450720102. ISSN 00084034. Dostupné z: <http://doi.wiley.com/10.1002/cjce.5450720102>
- [101] KRISHNA, Rajamani a Jürg ELLENBERGER. Gas holdup in bubble column reactors operating in the churn-turbulent flow regime. *AIChE Journal* [online]. 1996, 42(9), 2627-2634. DOI: 10.1002/aic.690420923. ISSN 0001-1541. Dostupné z: <http://doi.wiley.com/10.1002/aic.690420923>
- [102] RICHARDSON, J.F. a W.N. ZAKI. The sedimentation of a suspension of uniform spheres under conditions of viscous flow. *Chemical Engineering Science* [online]. 1954, 3(2), 65-73. DOI: 10.1016/0009-2509(54)85015-9. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/0009250954850159>
- [103] ZUBER, N. a J. A. FINDLAY. Average Volumetric Concentration in Two-Phase Flow Systems. *Journal of Heat Transfer* [online]. 1965, 87(4), 453-468. DOI: 10.1115/1.3689137. ISSN 0022-1481. Dostupné z:



<https://asmedigitalcollection.asme.org/heattransfer/article/87/4/453/429617/Average-Volumetric-Concentration-in-TwoPhase-Flow>

- [104] KRISHNA, R. a J.M. VAN BATEN, J.M. Scaling up bubble column reactors with highly viscous liquid phase, *Chem Eng Technol.* 2002, 2, 1015–1020. Dostupné z: <https://onlinelibrary.wiley.com/doi/abs/10.1002/1521-4125%2820021008%2925%3A10%3C1015%3A%3AAID-CEAT1015%3E3.O.CO%3B2-N>
- [105] SARAFI, Amir, Hans MÜLLER-STEINHAGEN, John M. SMITH a Mohammad JAMIALAHMADI. Gas holdup in homogeneous and heterogeneous gas-liquid bubble column reactors. *The Canadian Journal of Chemical Engineering* [online]. 1999, 77(1), 11-21. DOI: 10.1002/cjce.5450770104. ISSN 00084034. Dostupné z: <http://doi.wiley.com/10.1002/cjce.5450770104>
- [106] RŮŽIČKA, M.C., J. DRAHOŠ, P.C. MENA a J.A. TEIXEIRA. Effect of viscosity on homogeneous–heterogeneous flow regime transition in bubble columns. *Chemical Engineering Journal* [online]. 2003, 96(1-3), 15-22. DOI: 10.1016/j.cej.2003.08.009. ISSN 13858947. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S1385894703002353>
- [107] 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>
- [108] ZAHRADNÍK, J., G. KUNCOVÁ a M. FIALOVÁ. The effect of surface active additives on bubble coalescence and gas holdup in viscous aerated batches. *Chemical Engineering Science* [online]. 1999, 54(13-14), 2401-2408. DOI: 10.1016/S0009-2509(98)00305-4. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0009250998003054>
- [109] ZAHRADNÍK, J., M. FIALOVÁ a V. LINEK. The effect of surface-active additives on bubble coalescence in aqueous media. *Chemical Engineering Science* [online]. 1999, 54(21), 4757-4766. DOI: 10.1016/S0009-2509(99)00192-X. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S000925099900192X>
- [110] KRISHNA, R, M.I URSEANU a A.J DREHER. Gas hold-up in bubble columns: influence of alcohol addition versus operation at elevated pressures. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification* [online]. 2000, 39(4), 371-378. DOI: 10.1016/S0255-2701(00)00093-3. ISSN 02552701. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0255270100000933>
- [111] KEMOUN, Abdenour, Boon CHENG ONG, Puneet GUPTA, Muthanna H. AL-DAHAN a Milorad P. DUDUKOVIC. Gas holdup in bubble columns at elevated



- pressure via computed tomography. *International Journal of Multiphase Flow* [online]. 2001, 27(5), 929-946. DOI: 10.1016/S0301-9322(00)00037-9. ISSN 03019322. Dostupné z:
<https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0301932200000379>
- [112] LIN, T.-J., K. TSUCHIYA a L.-S. FAN. Bubble flow characteristics in bubble columns at elevated pressure and temperature. *AIChE Journal* [online]. 1998, 44(3), 545-560. DOI: 10.1002/aic.690440306. ISSN 00011541. Dostupné z:
<http://doi.wiley.com/10.1002/aic.690440306>
- [113] LI, H a A PRAKASH. Influence of slurry concentrations on bubble population and their rise velocities in a three-phase slurry bubble column. *Powder Technology* [online]. 2000, 113(1-2), 158-167. DOI: 10.1016/S0032-5910(00)00228-X. ISSN 00325910. Dostupné z:
<https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S003259100000228X>
- [114] TANG, Chengzhi a Theodore J. HEINDEL. Estimating gas holdup via pressure difference measurements in a cocurrent bubble column. *International Journal of Multiphase Flow* [online]. 2006, 32(7), 850-863. DOI: 10.1016/j.ijmultiphaseflow.2006.02.008. ISSN 03019322. Dostupné z:
<https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0301932206000449>
- [115] SYEDA, Sultana R., Artin AFACAN a Karl T. CHUANG. Prediction of gas hold-up in a bubble column filled with pure and binary liquids. *The Canadian Journal of Chemical Engineering* [online]. 2002, 80(1), 44-50. DOI: 10.1002/cjce.5450800105. ISSN 00084034. Dostupné z: <http://doi.wiley.com/10.1002/cjce.5450800105>
- [116] GANDHI C. Bimal. Hydrodynamic Studies in a Slurry Bubble Colum., *Master Thesis*, Department of Chemical and Biochemical Engineering, Faculty of Engineering Science, The University of Western Ontario London, Ontario. 1997. ISBN 0612285731, 9780612285736
- [117] AKITA, Kiyomi a Fumitake YOSHIDA. Gas Holdup and Volumetric Mass Transfer Coefficient in Bubble Columns. Effects of Liquid Properties. *Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development* [online]. 1973, 12(1), 76-80. DOI: 10.1021/i260045a015. ISSN 0196-4305. Dostupné z:
<https://pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/i260045a015>
- [118] HATATE, YASUO, HIROSHI NOMURA, TAKANORI FUJITA, SHUICHI TAJIRI a ATSUSHI IKARI. Gas holdup and pressure drop in three-phase horizontal flows of gas-liquid-fine solid particles system. *Journal of Chemical Engineering of Japan* [online]. 1986, 19(4), 330-335. DOI: 10.1252/jcej.19.330. ISSN 1881-1299. Dostupné z:
<http://joi.jlc.jst.go.jp/JST.Journalarchive/jcej1968/19.330?from=CrossRef>



- [119] PAL, S. S., A. K. MITRA a A. N. ROY. Pressure Drop and Holdup in Vertical Two-Phase Cocurrent Flow with Improved Gas-Liquid Mixing. *Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development* [online]. 1980, 19(1), 67-75. DOI: 10.1021/i260073a012. ISSN 0196-4305. Dostupné z: <https://pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/i260073a012>
- [120] ÖZTÜRK, S. S., A. SCHUMPE a W.-D. DECKWER. Organic liquids in a bubble column: Holdups and mass transfer coefficients. *AIChE Journal* [online]. 1987, 33(9), 1473-1480. DOI: 10.1002/aic.690330907. ISSN 0001-1541. Dostupné z: <http://doi.wiley.com/10.1002/aic.690330907>
- [121] MACEIRAS, R., E. ÁLVAREZ a M.A. CANCELA. Experimental interfacial area measurements in a bubble column. *Chemical Engineering Journal* [online]. 2010, 163(3), 331-336. DOI: 10.1016/j.cej.2010.08.011. ISSN 13858947. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S1385894710006996>
- [122] M. GREAVES a K. KOBACZY. Measurement of bubble size distribution in turbulent gas-liquid dispersions. *Chemical Engineering Research and Design*. 62, 1984, 3-12.
- [123] J. TABERA. Local gas holdup measurement in stirred fermenters. I. Description of the measurement apparatus and screening of variables. *Biotechnology Techniques*. 1990, 4, 299-304. Dostupné z: <https://link.springer.com/article/10.1007%2FBF00157425>
- [124] JHAWAR, A.K. a A. PRAKASH. Analysis of local heat transfer and hydrodynamics in a bubble column using fast response probes. *Chemical Engineering Science* [online]. 2007, 62(24), 7274-7281. DOI: 10.1016/j.ces.2007.08.026. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0009250907006677>
- [125] JHAWAR, A.K. a A. PRAKASH. Bubble column with internals: Effects on hydrodynamics and local heat transfer. *Chemical Engineering Research and Design* [online]. 2014, 92(1), 25-33. DOI: 10.1016/j.cherd.2013.06.016. ISSN 02638762. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0263876213002591>
- [126] DHANUKA, Vinodkumar R. a Josef B. STEPANEK. Simultaneous measurement of interfacial area and mass transfer coefficient in three-phase fluidized beds. *AIChE Journal* [online]. 1980, 26(6), 1029-1038. DOI: 10.1002/aic.690260619. ISSN 0001-1541. Dostupné z: <http://doi.wiley.com/10.1002/aic.690260619>
- [127] 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>
- [128] LINEK, V., T. MOUCHA a J. SINKULE. Gas-liquid mass transfer in vessels stirred with multiple impellers—I. Gas-liquid mass transfer characteristics in individual stages. *Chemical Engineering Science* [online]. 1996, 51(12), 3203-3212. DOI: 10.1016/0009-



- 2509(95)00395-9. ISSN 00092509. Dostupné z:
<https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/0009250995003959>
- [129] LINEK, V., T. MOUCHA a J. SINKULE. Gas-liquid mass transfer in vessels stirred with multiple impellers—II. Modelling of gas-liquid mass transfer. *Chemical Engineering Science* [online]. 1996, 51(15), 3875-3879. DOI: 10.1016/0009-2509(96)00015-2. ISSN 00092509. Dostupné z:
<https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/0009250996000152>
- [130] Prakash, A. Enhancement of Gas-Liquid and Particle-Liquid Mass Transfer in Bubble Columns and Three Phase Fluidized Beds. Ph.D Thesis, Univ. of Western Ont., London. 1991. Dostupné z: <https://ir.lib.uwo.ca/digitizedtheses/2064/>
- [131] SRIRAM, K. a R. MANN. Dynamic gas disengagement: A new technique for assessing the behaviour of bubble columns. *Chemical Engineering Science* [online]. 1977, 32(6), 571-580. DOI: 10.1016/0009-2509(77)80222-4. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/0009250977802224>
- [132] VERMEER, Derk J. a Rajamani KRISHNA. Hydrodynamics and mass transfer in bubble columns in operating in the churn-turbulent regime. *Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development* [online]. 1981, 20(3), 475-482. DOI: 10.1021/i200014a014. ISSN 0196-4305. Dostupné z:
<https://pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/i200014a014>
- [133] SCHUMPE, Adrian a Wolf Dieter DECKWER. Gas holdups, specific interfacial areas, and mass transfer coefficients of aerated carboxymethyl cellulose solutions in a bubble column. *Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development* [online]. 1982, 21(4), 706-711. DOI: 10.1021/i200019a028. ISSN 0196-4305. Dostupné z: <https://pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/i200019a028>
- [134] 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>
- [135] SCHUMPE, A. a G. GRUND. The gas disengagement technique for studying gas holdup structure in bubble columns. *The Canadian Journal of Chemical Engineering* [online]. 1986, 64(6), 891-896. DOI: 10.1002/cjce.5450640602. ISSN 00084034. Dostupné z: <http://doi.wiley.com/10.1002/cjce.5450640602>
- [136] PATEL, Snehal A., James G. DALY a Dragomir B. BUKUR. Holdup and interfacial area measurements using dynamic gas disengagement. *AIChE Journal* [online]. 1989, 35(6), 931-942. DOI: 10.1002/aic.690350606. ISSN 0001-1541. Dostupné z:
<http://doi.wiley.com/10.1002/aic.690350606>



- [137] DESHPANDE, N.S., M. DINKAR a J.B. JOSHI. Disengagement of the gas phase in bubble columns. *International Journal of Multiphase Flow* [online]. 1995, 21(6), 1191-1201. DOI: 10.1016/0301-9322(95)00033-T. ISSN 03019322. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/030193229500033T>
- [138] LEE, D.J., X. LUO a L.-S. FAN. Gas disengagement technique in a slurry bubble column operated in the coalesced bubble regime. *Chemical Engineering Science* [online]. 1999, 54(13-14), 2227-2236. DOI: 10.1016/S0009-2509(98)00389-3. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0009250998003893>
- [139] GROVER, G. S., C. V. RODE a R. V. CHAUDHARI. Effect of temperature on flow regimes and gas hold-up in a bubble column. *The Canadian Journal of Chemical Engineering* [online]. 1986, 64(3), 501-504. DOI: 10.1002/cjce.5450640321. ISSN 00084034. Dostupné z: <http://doi.wiley.com/10.1002/cjce.5450640321>
- [140] CANIÈRE, H., C. T'JOEN, A. WILLOCKX a M. DE PAEPE. Capacitance signal analysis of horizontal two-phase flow in a small diameter tube. *Experimental Thermal and Fluid Science* [online]. 2008, 32(3), 892-904. DOI: 10.1016/j.expthermflusci.2007.10.011. ISSN 08941777. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0894177707001550>
- [141] AL-OUFI, Fahd M., Chris D. RIELLY a Iain W. CUMMING. An experimental study of gas void fraction in dilute alcohol solutions in annular gap bubble columns using a four-point conductivity probe. *Chemical Engineering Science* [online]. 2011, 66(23), 5739-5748. DOI: 10.1016/j.ces.2011.03.061. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0009250911005331>
- [142] SUN, Haiyan, Zai-Sha MAO a Gengzhi YU. Experimental and numerical study of gas hold-up in surface aerated stirred tanks. *Chemical Engineering Science* [online]. 2006, 61(12), 4098-4110. DOI: 10.1016/j.ces.2005.12.029. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0009250906000029>
- [143] GAO, Zhengming, John M. SMITH a Hans MÜLLER-STEINHAGEN. Void fraction distribution in sparged and boiling reactors with modern impeller configuration. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification* [online]. 2001, 40(6), 489-497. DOI: 10.1016/S0255-2701(00)00147-1. ISSN 02552701. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0255270100001471>
- [144] LOCKETT, M.J., R.D. KIRKPATRICK. Ideal bubbly flow and actual flow in bubble columns. *Trans Inst Chem Eng*, 1975, 53, 267-73.
- [145] Hewitt, G.F. Measurement of Two Phase Flow Parameters. London and New York, Academic Press. 1978.



- [146] BUKUR, Dragomir B. a James G. DALY. Gas hold-up in bubble columns for Fischer-Tropsch synthesis. *Chemical Engineering Science* [online]. 1987, 42(12), 2967-2969. DOI: 10.1016/0009-2509(87)87064-1. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/0009250987870641>
- [147] KHOPKAR, A.R., A.R. RAMMOHAN, V.V. RANADE a M.P. DUDUKOVIC. Gas-liquid flow generated by a Rushton turbine in stirred vessel: CARPT/CT measurements and CFD simulations. *Chemical Engineering Science* [online]. 2005, 60(8-9), 2215-2229. DOI: 10.1016/j.ces.2004.11.044. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0009250904008991>
- [148] KUMAR, S.B. Computed tomography measurements of void fraction and modeling of the flow in bubble columns. Ph.D. Thesis, Florida Atlantic University, Boca Raton, FL. 1994.
- [149] KUMAR, Sailesh B., Davood MOSLEMIAN a Milorad P. DUDUKOVIĆ. A γ -ray tomographic scanner for imaging voidage distribution in two-phase flow systems. *Flow Measurement and Instrumentation* [online]. 1995, 6(1), 61-73. DOI: 10.1016/0955-5986(95)93459-8. ISSN 09555986. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/0955598695934598>
- [150] KUMAR, Sailesh B., Davood MOSLEMIAN a Milorad P. DUDUKOVIĆ. Gas-holdup measurements in bubble columns using computed tomography. *AIChE Journal* [online]. 1997, 43(6), 1414-1425. DOI: 10.1002/aic.690430605. ISSN 0001-1541. Dostupné z: <http://doi.wiley.com/10.1002/aic.690430605>
- [151] ROSHANI, G.H., E. NAZEMI, S.A.H. FEGHHI a S. SETAYESHI. Flow regime identification and void fraction prediction in two-phase flows based on gamma ray attenuation. *Measurement* [online]. 2015, 62, 25-32. DOI: 10.1016/j.measurement.2014.11.006. ISSN 02632241. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0263224114005417>
- [152] HAMPEL, U., H.V. HRISTOV, A. BIEBERLE a C. ZIPPE. Application of high-resolution gamma ray tomography to the measurement of gas hold-up distributions in a stirred chemical reactor. *Flow Measurement and Instrumentation* [online]. 2007, 18(5-6), 184-190. DOI: 10.1016/j.flowmeasinst.2007.06.001. ISSN 09555986. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0955598607000374>
- [153] FORD, Jason J., Theodore J. HEINDEL, Terrence C. JENSEN a Joshua B. DRAKE. X-ray computed tomography of a gas-sparged stirred-tank reactor. *Chemical Engineering Science* [online]. 2008, 63(8), 2075-2085. DOI: 10.1016/j.ces.2008.01.007. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0009250908000079>



- [154] BODEN, Stephan, Martina BIEBERLE a Uwe HAMPEL. Quantitative measurement of gas hold-up distribution in a stirred chemical reactor using X-ray cone-beam computed tomography. *Chemical Engineering Journal* [online]. 2008, 139(2), 351-362. DOI: 10.1016/j.cej.2007.08.014. ISSN 13858947. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S1385894707005736>
- [155] GHENI, Saba A. a Muthanna H. AL-DAHMAN. Assessing the Feasibility of Optical Probe in Phase Holdup Measurements and Flow Regime Identification. *International Journal of Chemical Reactor Engineering* [online]. 2015, 13(3), 369-379. DOI: 10.1515/ijcre-2014-0147. ISSN 2194-5748. Dostupné z: <http://www.degruyter.com/view/i/ijcre.2015.13.issue-3/ijcre-2014-0147/ijcre-2014-0147.xml>
- [156] BONNET, J. C. a L. L. TAVLARIDES. Ultrasonic technique for dispersed-phase holdup measurements. *Industrial & Engineering Chemistry Research* [online]. 1987, 26(4), 811-815. DOI: 10.1021/ie00064a032. ISSN 0888-5885. Dostupné z: <https://pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/ie00064a032>
- [157] REESE, J. a L.-S. FAN. Transient flow structure in the entrance region of a bubble column using particle image velocimetry. *Chemical Engineering Science* [online]. 1994, 49(24), 5623-5636. DOI: 10.1016/0009-2509(94)00269-X. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/000925099400269X>
- [158] LIU, Zhengliang, Ying ZHENG, Lufei JIA a Qikai ZHANG. Study of bubble induced flow structure using PIV. *Chemical Engineering Science* [online]. 2005, 60(13), 3537-3552. DOI: 10.1016/j.ces.2004.03.049. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0009250905000709>
- [159] PETERSON, D. A., R. S. TANKIN A S. G. BANKOFF. Holographic Measurements of Bubble Size and Velocity in a Three-Phase System. DELHAYE, J. M. a G. COGNET, ed. *Measuring Techniques in Gas-Liquid Two-Phase Flows* [online]. Berlin, Heidelberg: Springer Berlin Heidelberg, 1984, 1984, S. 1-21. DOI: 10.1007/978-3-642-82112-7_1. ISBN 978-3-642-82114-1. DOSTUPNÉ Z: HTTP://LINK.SPRINGER.COM/10.1007/978-3-642-82112-7_1
- [160] ILCHENKO, V., R. MAURUS, T. SATTELMAYER. Processing and analysis of holographic images for the bubbles characterization in an aerated stirred tank. *Proc. Eurotherm*. 2002, 71, 137-144.
- [161] LU, Wei-Ming a Shin-Jon JU. Local gas holdup, mean liquid velocity and turbulence in an aerated stirred tank using hot-film anemometry. *The Chemical Engineering Journal* [online]. 1987, 35(1), 9-17. DOI: 10.1016/0300-9467(87)80035-7. ISSN 03009467. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/0300946787800357>



- [162] MUDDE, R.F., J.S. GROEN a H.E.A. VAN DEN AKKER. Liquid velocity field in a bubble column: LDA experiments. *Chemical Engineering Science* [online]. 1997, 52(21-22), 4217-4224. DOI: 10.1016/S0009-2509(97)88935-X. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S000925099788935X>
- [163] AL-KIZWINI, M.A., S.R. WYLIE, D.A. AL-KHAFIJI a A.I. AL-SHAMMA'A. The monitoring of the two phase flow-annular flow type regime using microwave sensor technique. *Measurement* [online]. 2013, 46(1), 45-51. DOI: 10.1016/j.measurement.2012.05.012. ISSN 02632241. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0263224112002217>
- [164] MICHELSEN, M.L. a K. ØSTERGAARD. Hold-up and fluid mixing in gas-liquid fluidised beds. *The Chemical Engineering Journal* [online]. 1970, 1(1), 37-46. DOI: 10.1016/0300-9467(70)85029-8. ISSN 03009467. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/0300946770850298>
- [165] KIM, S. D., C. G. J. BAKER a M. A. BERGOUGNOU. Hold-up and axial mixing characteristics of two and three phase fluidized beds. *The Canadian Journal of Chemical Engineering* [online]. 1972, 50(6), 695-701. DOI: 10.1002/cjce.5450500603. ISSN 00084034. Dostupné z: <http://doi.wiley.com/10.1002/cjce.5450500603>
- [166] KOIDE, Kozo, AKIHIRO TAKAZAWA, MASAO KOMURA a HIDETOSHI MATSUNAGA. Gas holdup and volumetric liquid-phase mass transfer coefficient in solid-suspended bubble columns. *Journal of Chemical Engineering of Japan* [online]. 1984, 17(5), 459-466. DOI: 10.1252/jcej.17.459. ISSN 1881-1299. Dostupné z: <http://joi.jlc.ist.go.jp/JST.Journalarchive/jcej1968/17.459?from=CrossRef>
- [167] SAXENA, S.C., N.S. RAO a A.C. SAXENA. HEAT-TRANSFER AND GAS-HOLDUP STUDIES IN A BUBBLE COLUMN: AIR-WATER-GLASS BEAD SYSTEM. *Chemical Engineering Communications* [online]. 2007, 96(1), 31-55. DOI: 10.1080/00986449008911481. ISSN 0098-6445. Dostupné z: <https://www.tandfonline.com/doi/full/10.1080/00986449008911481>
- [168] SAXENA, S. C., N. S. RAO a A. C. SAXENA. Heat transfer and gas holdup studies in a bubble column: Air-water-sand system. *The Canadian Journal of Chemical Engineering* [online]. 1992, 70(1), 33-41. DOI: 10.1002/cjce.5450700106. ISSN 00084034. Dostupné z: <http://doi.wiley.com/10.1002/cjce.5450700106>
- [169] PRAKASH, A, A MARGARITIS, H LI a M.A BERGOUGNOU. Hydrodynamics and local heat transfer measurements in a bubble column with suspension of yeast. *Biochemical Engineering Journal* [online]. 2001, 9(2), 155-163. DOI: 10.1016/S1369-703X(01)00137-1. ISSN 1369703X. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S1369703X01001371>



- [170] BEHKISH, Arsam, Romain LEMOINE, Laurent SEHABIAGUE, Rachid OUKACI a Badie I. MORSI. Gas holdup and bubble size behavior in a large-scale slurry bubble column reactor operating with an organic liquid under elevated pressures and temperatures. *Chemical Engineering Journal* [online]. 2007, 128(2-3), 69-84. DOI: 10.1016/j.cej.2006.10.016. ISSN 13858947. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S1385894706004360>
- [171] Kawagoe, K., T. Inoue, K. Nakao, T. Otake. Flow-pattern and gas holdup conditions in gas-sparged contactors. *Int. J. Chem. Eng.* 16, 1976, 176-183.
- [172] CHAUMAT, H., A.M. BILLET-DUQUENNE, F. AUGIER, C. MATHIEU a H. DELMAS. Mass transfer in bubble column for industrial conditions—effects of organic medium, gas and liquid flow rates and column design. *Chemical Engineering Science* [online]. 2005, 60(22), 5930-5936. DOI: 10.1016/j.ces.2005.04.026. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0009250905002939>
- [173] FAIR, J. R., A. J. LAMBRIGHT a J. W. ANDERSEN. Heat Transfer and Gas Holdup in a Sparged Contactor. *Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development* [online]. 1962, 1(1), 33-36. DOI: 10.1021/i260001a006. ISSN 0196-4305. Dostupné z: <https://pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/i260001a006>
- [174] YOSHIDA, Fumitake a Kiyomi AKITA. Performance of gas bubble columns: Volumetric liquid-phase mass transfer coefficient and gas holdup. *AIChE Journal* [online]. 1965, 11(1), 9-13. DOI: 10.1002/aic.690110106. ISSN 0001-1541. Dostupné z: <http://doi.wiley.com/10.1002/aic.690110106>
- [175] HUGHMARK, G. A. Holdup and Mass Transfer in Bubble Columns. *Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development* [online]. 1967, 6(2), 218-220. DOI: 10.1021/i260022a011. ISSN 0196-4305. Dostupné z: <https://pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/i260022a011>
- [176] KOIDE, KOZO, SHIGEHARU MOROOKA, KOREKAZU UYEYAMA, et al. BEHAVIOR OF BUBBLES IN LARGE SCALE BUBBLE COLUMN. *Journal of Chemical Engineering of Japan* [online]. 1979, 12(2), 98-104. DOI: 10.1252/jcej.12.98. ISSN 1881-1299. Dostupné z: <http://joi.jlc.jst.go.jp/JST.Journalarchive/jcej1968/12.98?from=CrossRef>
- [177] HIKITA, Haruo, Satoru ASAI, Hiroshi KIKUKAWA, Toshiaki ZAIKE a Masahiko OHUE. Heat transfer coefficient in bubble columns. *Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development* [online]. 1981, 20(3), 540-545. DOI: 10.1021/i200014a027. ISSN 0196-4305. Dostupné z: <https://pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/i200014a027>
- [178] FORRET, A., J. M. SCHWEITZER, T. GAUTHIER, R. KRISHNA a D. SCHWEICH. Scale Up of Slurry Bubble Reactors. *Oil & Gas Science and Technology - Revue de l'IFP* [online].



- 2006, 61(3), 443-458. DOI: 10.2516/ogst:2006044a. ISSN 1294-4475. Dostupné z: <http://ogst.ifpenergiesnouvelles.fr/10.2516/ogst:2006044a>
- [179] NOTTENKAMPER, R. Zur Hydrodynamic in Blasensauelnreaktoren. Ph.D. thesis. University of Dortmund, Germany. 1983.
- [180] SASAKI, Shohei, Kengo UCHIDA, Kosuke HAYASHI a Akio TOMIYAMA. Effects of column diameter and liquid height on gas holdup in air-water bubble columns. *Experimental Thermal and Fluid Science* [online]. 2017, 82, 359-366. DOI: 10.1016/j.expthermflusci.2016.11.032. ISSN 08941777. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0894177716303478>
- [181] KATO, YASUO, AKIO NISHIWAKI, TAKASHI FUKUDA a SHIGENOBU TANAKA. THE BEHAVIOR OF SUSPENDED SOLID PARTICLES AND LIQUID IN BUBBLE COLUMNS. *Journal of Chemical Engineering of Japan* [online]. 1972, 5(2), 112-118. DOI: 10.1252/jcej.5.112. ISSN 1881-1299. Dostupné z: <http://joi.jlc.jst.go.jp/JST.Journalarchive/jcej1968/5.112?from=CrossRef>
- [182] Wallis G.B. One dimensional two phase flow. New York: McGraw Hill. 1969. ISBN: 9780070679429, 0070679428.
- [183] YAMASHITA, FUKUJI a HAKUAI INOUE. GAS HOLDUP IN BUBBLE COLUMNS. *Journal of Chemical Engineering of Japan* [online]. 1975, 8(4), 334-336. DOI: 10.1252/jcej.8.334. ISSN 1881-1299. Dostupné z: <http://joi.jlc.jst.go.jp/JST.Journalarchive/jcej1968/8.334?from=CrossRef>
- [184] THORAT, B.N., A.V. SHEVADE, K.N. BHILEGAONKAR, et al. Effect of Sparger Design and Height to Diameter Ratio on Fractional Gas Hold-up in Bubble Columns. *Chemical Engineering Research and Design* [online]. 1998, 76(7), 823-834. DOI: 10.1205/026387698525577. ISSN 02638762. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0263876298717150>
- [185] SCHÜGERL, K., J. LÜCKE a U. OELS. Bubble column bioreactors. *Advances in Biochemical Engineering*, Volume 7 [online]. Berlin/Heidelberg: Springer-Verlag, 1977, s. 1-84. Advances in Biochemical Engineering. DOI: 10.1007/BFb0048441. ISBN 3-540-08397-9. Dostupné z: <http://link.springer.com/10.1007/BFb0048441>
- [186] SAUER, Thomas a Dietmar-Christian HEMPEL. Fluid dynamics and mass transfer in a bubble column with suspended particles. *Chemical Engineering & Technology - CET* [online]. 1987, 10(1), 180-189. DOI: 10.1002/ceat.270100123. ISSN 0930-7516. Dostupné z: <http://doi.wiley.com/10.1002/ceat.270100123>
- [187] ELGOZALI, A., V. LINEK, M. FIALOVÁ, O. WEIN a J. ZHRADNÍK. 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>
- [188] JORDAN, Uwe a Adrian SCHUMPE. The gas density effect on mass transfer in bubble columns with organic liquids. *Chemical Engineering Science* [online]. 2001, 56(21-22), 6267-6272. DOI: 10.1016/S0009-2509(01)00255-X. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S000925090100255X>
- [189] KOETSIER, W. T., W. P. M. VAN SWAAIJ a M. VAN DER MOST. MAXIMUM GAS HOLDUP IN BUBBLE COLUMNS. *Journal of Chemical Engineering of Japan* [online]. 1976, 9(4), 332-333. DOI: 10.1252/jcej.9.332. ISSN 1881-1299. Dostupné z: <http://joi.jlc.jst.go.jp/JST.Journalarchive/jcej1968/9.332?from=CrossRef>
- [190] HIKITA, H., S. ASAI, K. TANIGAWA, K. SEGAWA a M. KITAO. Gas hold-up in bubble columns. *The Chemical Engineering Journal* [online]. 1980, 20(1), 59-67. DOI: 10.1016/0300-9467(80)85006-4. ISSN 03009467. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/0300946780850064>
- [191] KOJIMA, Hiromitsu, Jun SAWAI a Hideyuki SUZUKI. Effect of pressure on volumetric mass transfer coefficient and gas holdup in bubble column. *Chemical Engineering Science* [online]. 1997, 52(21-22), 4111-4116. DOI: 10.1016/S0009-2509(97)00253-4. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0009250997002534>
- [192] BHAGA, D., B. B. PRUDEN a M. E. WEBER. Gas holdup in a bubble column containing organic liquid mixtures. *The Canadian Journal of Chemical Engineering* [online]. 1971, 49(3), 417-420. DOI: 10.1002/cjce.5450490320. ISSN 00084034. Dostupné z: <http://doi.wiley.com/10.1002/cjce.5450490320>
- [193] HECHT, Kristin, Oliver BEY, Jürgen ETTMÜLLER, Patrick GRAEFEN, Rainer FRIEHMELT a Michael NILLES. Effect of Gas Density on Gas Holdup in Bubble Columns. *Chemie Ingenieur Technik* [online]. 2015, 87(6), 762-772. DOI: 10.1002/cite.201500010. ISSN 0009286X. Dostupné z: <http://doi.wiley.com/10.1002/cite.201500010>
- [194] 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>
- [195] ZAHRADNIK, J., M. FIALOVA, F. KASTANEK, K.D. GREEN a N.H. THOMAS. The effect of electrolytes on bubble coalescence and gas holdup in bubble column reactors. *Chem. Eng. Res. Des.* 73, 1995, 341-346.
- [196] RIBEIRO JR., Cláudio P. a Dieter MEWES. The influence of electrolytes on gas hold-up and regime transition in bubble columns. *Chemical Engineering Science* [online].



- 2007, 62(17), 4501-4509. DOI: 10.1016/j.ces.2007.05.032. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0009250907004381>
- [197] LEONARD, C., J.-H. FERRASSE, O. BOUTIN, S. LEFEVRE a A. VIAND. Bubble column reactors for high pressures and high temperatures operation. *Chemical Engineering Research and Design* [online]. 2015, 100, 391-421. DOI: 10.1016/j.cherd.2015.05.013. ISSN 02638762. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0263876215001641>
- [198] SAXENA, S.C., N.S. RAO a P.R. THIMMAPURAM. Gas phase holdup in slurry bubble columns for two- and three-phase systems. *The Chemical Engineering Journal* [online]. 1992, 49(3), 151-159. DOI: 10.1016/0300-9467(92)80051-B. ISSN 03009467. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/030094679280051B>
- [199] YAMASHITA, FUKUJI. Effects of vertical pipe and rod internals on gas holdup in bubble columns. *Journal of Chemical Engineering of Japan* [online]. 1987, 20(2), 204-206. DOI: 10.1252/jcej.20.204. ISSN 1881-1299. Dostupné z: <http://joi.jlc.jst.go.jp/JST.Journalarchive/jcej1968/20.204?from=CrossRef>
- [200] ROY N. K., GUHA D. K., RAO M. N., Fractional Gas Holdup in Two-Phase and Three-Phase Batch-Fluidized Bubble-Bed and Foam-Systems, *Indian Chemical Engineer*, 1963, 27-31.
- [201] MASHELKAR R. Bubble columns. *Br. Chem. Eng.* 1970, 15, 1297-1297.
- [202] 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>
- [203] GESTRICH, Wolfgang a Wilfried RÄHSE. Der relative Gasgehalt von Blasenschichten. *Chemie Ingenieur Technik* [online]. 1975, 47(1), 8-13. DOI: 10.1002/cite.330470103. ISSN 0009286X. Dostupné z: <http://doi.wiley.com/10.1002/cite.330470103>
- [204] KIM, S. D., C. G. I. BAKER a M. A. BERGOUGNOU. Phase holdup characteristics of three phase fluidized beds. *The Canadian Journal of Chemical Engineering* [online]. 1975, 53(1), 134-139. DOI: 10.1002/cjce.5450530126. ISSN 00084034. Dostupné z: <http://doi.wiley.com/10.1002/cjce.5450530126>
- [205] KUMAR, Akhilesh, T. E. DEGALEESAN, G. S. LADDHA a H. E. HOELSCHER. Bubble swarm characteristics in bubble columns. *The Canadian Journal of Chemical Engineering* [online]. 1976, 54(6), 503-508. DOI: 10.1002/cjce.5450540604. ISSN 00084034. Dostupné z: <http://doi.wiley.com/10.1002/cjce.5450540604>
- [206] KITO, M., M. SHIMADA, T. SAKAI, S. SUGIYAMA, C.Y. WEN. Performance of Turbulent Bed Contactor. Gas Holdup and Interfacial Area under Liquid Stagnant



- Flow. *Fluidization Technology*, Hemisphere Publishing Co. Washington. 1976, 411–429.
- [207] BACH, H. F., a T. PILHOFER. Variation of Gas Holdup in Bubble Columns with Physical Properties of Liquids and Operating Parameters of Columns, *Germ. Chem. Eng.* 1. 1978.
- [208] Riquarts, H.-P.; Pilhofer, T. Modell des heterogenen Strömungszustandes in Blasensäulen. *Verfahrenstechnik*. 1978, 12, 77-80.
- [209] MERSMANN, A. Design and Scaleup of Bubble and Spray Columns. *Ger. Chem. Eng.* 1. 1978.
- [210] Friedel, L., 1980. Pressure drop during gas/vapour-liquid flow in pipes. *Int. Chem. Eng.* 20, 352-367.
- [211] IORDACHE, Octavian M. a Ovidiu I. MUNTEAN. Stochastic approach to the hydrodynamics of gas-liquid dispersions. *Industrial & Engineering Chemistry Fundamentals* [online]. 1981, 20(3), 204-207. DOI: 10.1021/i100003a004. ISSN 0196-4313. Dostupné z: <https://pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/i100003a004>
- [212] KARA, Serap, Balmohan G. KELKAR, Yatish T. SHAH a Norman L. CARR. Hydrodynamics and axial mixing in a three-phase bubble column. *Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development* [online]. 1982, 21(4), 584-594. ISSN 0196-4305. Dostupné z: doi:10.1021/i200019a009
- [213] SADA, Eizo, Shigeo KATOH, Hidehumi YOSHII, Toshihiko YAMANISHI a Akio NAKANISHI. Performance of the gas bubble column in molten salt systems. *Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development* [online]. 1984, 23(1), 151-154. DOI: 10.1021/i200024a025. ISSN 0196-4305. Dostupné z: <https://pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/i200024a025>
- [214] SMITH, D. N., W. FUCHS, R. J. LYNN, D. H. SMITH a M. HESS. Bubble Behavior in a Slurry Bubble Column Reactor Model. DUDUKOVIĆ, Milorad P. a Patrick L. MILLS, ed. *Chemical and Catalytic Reactor Modeling* [online]. Washington, D.C: *American Chemical Society*, 1984, 1984-12-09, s. 125-147. ACS Symposium Series. DOI: 10.1021/bk-1984-0237.ch008. ISBN 0-8412-0815-8. Dostupné z: <https://pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/bk-1984-0237.ch008>
- [215] VISWANATHAN, K. a D. SUBBA RAO. INVISCID LIQUID CIRCULATION IN BUBBLE COLUMNS. *Chemical Engineering Communications* [online]. 1983/2007, 25(1-6), 133-155. DOI: 10.1080/00986448408940103. ISSN 0098-6445. Dostupné z: <https://www.tandfonline.com/doi/full/10.1080/00986448408940103>
- [216] HAMMER, H., H. SCHROG, K. HEKTOR, K. SCHONAU, W. KUSTERS, A. SOEMARNO, U. SAHABI A W. NAPP. New subfunctions in hydrodynamics, heat and mass transfer



- for gas/liquid and gas/liquid/solid chemical and biochemical reactors. *Front. Chem. Reac. Eng.* 1984. 464.
- [217] REILLY, I. G., D. S. SCOTT, T. DE BRUIJN, A. JAIN a J. PISKORZ. A correlation for gas holdup in turbulent coalescing bubble columns. *The Canadian Journal of Chemical Engineering* [online]. 1986, 64(5), 705-717. DOI: 10.1002/cjce.5450640501. ISSN 00084034. Dostupné z: <http://doi.wiley.com/10.1002/cjce.5450640501>
- [218] SADA, Eizo a Hidehiro KUMAZAWA. Diffusion of an acid dye in nylon—in relation to sorption and diffusion of a gas in glassy polymers. *Journal of Applied Polymer Science* [online]. 32(6), 5567-5574. DOI: 10.1002/app.1986.070320624. ISSN 00218995. Dostupné z: <http://doi.wiley.com/10.1002/app.1986.070320624>
- [219] Kawase Y. a M. Moo-Young. Heat transfer in bubble column reactors with Newtonian and non-Newtonian fluids. *Chemical Engineering Research and Design.* 1987, 65(2), 121-126
- [220] SCHUMPE, A. a W. -D. DECKWER. Viscous media in tower bioreactors: Hydrodynamic characteristics and mass transfer properties. *Bioprocess Engineering* [online]. 1987, 2(2), 79-94. DOI: 10.1007/BF00369528. ISSN 0178-515X. Dostupné z: <http://link.springer.com/10.1007/BF00369528>
- [221] SCHUMPE, A., A.K. SAXENA a L.K. FANG. Gas/liquid mass transfer in a slurry bubble column. *Chemical Engineering Science* [online]. 1987, 42(7), 1787-1796. DOI: 10.1016/0009-2509(87)80183-5. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/0009250987801835>
- [222] KULKARNI, A., Y. T. SHAH a B. G. KELKAR. Gas holdup in bubble column with surface-active agents: A theoretical model. *AIChE Journal* [online]. 1987, 33(4), 690-693. DOI: 10.1002/aic.690330420. ISSN 0001-1541. Dostupné z: <http://doi.wiley.com/10.1002/aic.690330420>
- [223] ZOU, Renjun, Xinzhen JIANG, Baozhang LI, Yong ZU a Laiqi ZHANG. Studies on gas holdup in a bubble column operated at elevated temperatures. *Industrial & Engineering Chemistry Research* [online]. 1988, 27(10), 1910-1916. DOI: 10.1021/ie00082a025. ISSN 0888-5885. Dostupné z: <https://pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/ie00082a025>
- [224] KAWASE, Y., S. UMENO a T. KUMAGAI. The prediction of gas hold-up in bubble column reactors: Newtonian and non-newtonian fluids. *The Chemical Engineering Journal* [online]. 1992, 50(1), 1-7. DOI: 10.1016/0300-9467(92)80001-Q. ISSN 03009467. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/030094679280001Q>



- [225] SOTELO, J.L., F.J. BENITEZ, J. BELTRAN-HEREDIA, a C. RODRIGUEZ. Gas holdup and mass transfer coefficients in bubble columns.I. porous glass—plate diffusers. *International Chem. Eng.* 34, 1994 82-91.
- [226] KRISHNA, R. a S.T. SIE. Design and scale-up of the Fischer–Tropsch bubble column slurry reactor. *Fuel Processing Technology* [online]. 2000, 64(1-3), 73-105. DOI: 10.1016/S0378-3820(99)00128-9. ISSN 03783820. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0378382099001289>
- [227] SYEDA, Sultana R., Artin AFACAN a Karl T. CHUANG. Prediction of gas hold-up in a bubble column filled with pure and binary liquids. *The Canadian Journal of Chemical Engineering* [online]. 2002, 80(1), 44-50. DOI: 10.1002/cjce.5450800105. ISSN 00084034. Dostupné z: <http://doi.wiley.com/10.1002/cjce.5450800105>
- [228] 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>
- [229] BEHKISH, Arsam, Romain LEMOINE, Rachid OUKACI a Badie I. MORSI. Novel correlations for gas holdup in large-scale slurry bubble column reactors operating under elevated pressures and temperatures. *Chemical Engineering Journal* [online]. 2006, 115(3), 157-171. DOI: 10.1016/j.cej.2005.10.006. ISSN 13858947. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S1385894705003633>
- [230] 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>
- [231] GANDHI, Ankit B. a Jyeshtharaj B. JOSHI. Estimation of heat transfer coefficient in bubble column reactors using support vector regression. *Chemical Engineering Journal* [online]. 2010, 160(1), 302-310. DOI: 10.1016/j.cej.2010.03.026. ISSN 13858947. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S1385894710002457>
- [232] NERNST, W. a F. VON LERCH. Über die Verwendung des elektrolytischen Detektors in der Brückenkombination. *Annalen der Physik* [online]. 1904, 320(14), 836-841. DOI: 10.1002/andp.19043201409. ISSN 00033804. Dostupné z: <http://doi.wiley.com/10.1002/andp.19043201409>
- [233] LEWIS, W. K. a W. G. WHITMAN. Principles of Gas Absorption. *Industrial & Engineering Chemistry* [online]. 1924, 16(12), 1215-1220. DOI: 10.1021/ie50180a002. ISSN 0019-7866. Dostupné z: <https://pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/ie50180a002>



- [234] DITL, Pavel. Difúzně separační pochody. Vyd. 3. *Praha: Česká technika - nakladatelství ČVUT*, 2008. ISBN 978-80-01-03972-4.
- [235] Higbie, R. The rate of absorption of a pure gas into a still liquid during short periods of exposure. *Trans. AIChE*. 1935, 31, 365-389.
- [236] DANCKWERTS, P. V. Significance of Liquid-Film Coefficients in Gas Absorption. *Industrial & Engineering Chemistry* [online]. 1951, 43(6), 1460-1467. DOI: 10.1021/ie50498a055. ISSN 0019-7866. Dostupné z: <https://pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/ie50498a055>
- [237] KAŠTÁNEK, F. The relation between interfacial area and the rate of energy dissipation in bubble column. *Collection of Czechoslovak Chemical Communications* [online]. 1976, 41(12), 3709-3714. DOI: 10.1135/cccc19763709. ISSN 0010-0765. Dostupné z: <http://cccc.uochb.cas.cz/41/12/3709/>
- [238] BAIRD, M.H.I. a R.G. RICE. Axial dispersion in large unbaffled columns. *The Chemical Engineering Journal* [online]. 1975, 9(2), 171-174. DOI: 10.1016/0300-9467(75)80010-4. ISSN 03009467. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/0300946775800104>
- [239] MORSI, Badie I. a Omar M. BASHA. Mass Transfer in Multiphase Systems. SOLECKI, Marek, ed. *Mass Transfer - Advancement in Process Modelling* [online]. InTech, 2015, 2015-10-22. DOI: 10.5772/60516. ISBN 978-953-51-2192-3. Dostupné z: <http://www.intechopen.com/books/mass-transfer-advancement-in-process-modelling/mass-transfer-in-multiphase-systems>
- [240] VERSTEEG, G.F., J.A.M. KUIPERS, F.P.H. VAN BECKUM a W.P.M. VAN SWAAIJ. Mass transfer with complex reversible chemical reactions—I. Single reversible chemical reaction. *Chemical Engineering Science* [online]. 1989, 44(10), 2295-2310. DOI: 10.1016/0009-2509(89)85163-2. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/0009250989851632>
- [241] DAVIES, J.T. Mass-Transfer and Interfacial Phenomena [online]. Elsevier, 1964, 1964, s. 1-50. *Advances in Chemical Engineering*. DOI: 10.1016/S0065-2377(08)60238-0. ISBN 9780120085040. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0065237708602380>
- [242] KUTHAN, K a Z BROŽ. Mass transfer in liquid films during absorption part I. Comparison of mass transfer models with experiments. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification* [online]. 1988, 24(4), 221-231. DOI: 10.1016/0255-2701(88)85006-2. ISSN 02552701. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/0255270188850062>
- [243] KOZINSKI, Allen A. a C. Judson KING. The influence of diffusivity on liquid phase mass transfer to the free interface in a stirred vessel. *AIChE Journal* [online]. 1966,



- 12(1), 109-116. DOI: 10.1002/aic.690120122. ISSN 0001-1541. Dostupné z:
<http://doi.wiley.com/10.1002/aic.690120122>
- [244] ALABOVSKII, A. N. Thermal interaction at the gas-liquid interface in an apparatus with an immersed burner. *Journal of Engineering Physics* [online]. 1972, 22(1), 83-87. DOI: 10.1007/BF00838385. ISSN 0022-0841. Dostupné z:
<http://link.springer.com/10.1007/BF00838385>
- [245] R. B. BIRD, W. E. STEWART, A E. N. LIGHTFOOT, Transport phenomena, John Wiley and Sons, Inc., New York(1960). *AIChE Journal* [online]. 1961, 7(2), DOI: 10.1002/aic.690070245. ISSN 0001-1541. Dostupné z:
<http://doi.wiley.com/10.1002/aic.690070245>
- [246] SIDEMAN, Samuel. Direct Contact Heat Transfer Between Immiscible Liquids. *Advances in Chemical Engineering Volume 6* [online]. Elsevier, 1966, 1966, s. 207-286. Advances in Chemical Engineering. DOI: 10.1016/S0065-2377(08)60276-8. ISBN 9780120085064. Dostupné z:
<https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0065237708602768>
- [247] TREYBAL, R. E. Mass Transfer Operations 3rd ed. *McGraw Hill*, New York, 1980. ISBN: 9780070651760.
- [248] KAST, W. Analyse des wärmeübergangs in blasensäulen. *International Journal of Heat and Mass Transfer* [online]. 1962, 5(3-4), 329-336. DOI: 10.1016/0017-9310(62)90022-4. ISSN 00179310. Dostupné z:
<https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/0017931062900224>
- [249] KÖLBEL H. a H. LANGEMANN, Wärmeübergang an Blasensäulen, *Erdoel Zeitschrift* 80, 1964, 405–415. Dohledáno i v článku: KÖLBEL, H., W. SIEMES, R. MAAS a K. MÜLLER. Wärmeübergang an Blasensäulen. *Chemie Ingenieur Technik* [online]. 1958, 30(6), 400-404. DOI: 10.1002/cite.330300606. ISSN 0009286X. Dostupné z:
<http://doi.wiley.com/10.1002/cite.330300606>
- [250] KONSETOV, V.V. Heat transfer during bubbling of gas through liquid. *International Journal of Heat and Mass Transfer* [online]. 1966, 9(10), 1103-1108. DOI: 10.1016/0017-9310(66)90033-0. ISSN 00179310. Dostupné z:
<https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/0017931066900330>
- [251] XIE, T., S.M. GHIAASIAAN a S. KARRILA. Artificial neural network approach for flow regime classification in gas–liquid–fiber flows based on frequency domain analysis of pressure signals. *Chemical Engineering Science* [online]. 2004, 59(11), 2241-2251. DOI: 10.1016/j.ces.2004.02.017. ISSN 00092509. Dostupné z:
<https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0009250904001381>
- [252] SHAIKH, Ashfaq a Muthanna AL-DAHMAN. Development of an artificial neural network correlation for prediction of overall gas holdup in bubble column reactors.



- Chemical Engineering and Processing: Process Intensification* [online]. 2003, 42(8-9), 599-610. DOI: 10.1016/S0255-2701(02)00209-X. ISSN 02552701. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S025527010200209X>
- [253] AL-HEMIRI, Adel A. a Nada S. AHMEDZEKI. Prediction of the Heat Transfer Coefficient in a Bubble Column Using an Artificial Neural Network. *International Journal of Chemical Reactor Engineering* [online]. 2008, 6(1). DOI: 10.2202/1542-6580.1655. ISSN 1542-6580. Dostupné z: <http://www.degruyter.com/view/j/ijcre.2008.6.1/ijcre.2008.6.1.1655/ijcre.2008.6.1.1655.xml>
- [254] NANDI, Somnath, Yogesh BADHE, Jayaram LONARI, U. SRIDEVI, B.S. RAO, Sanjeev S. TAMBE a Bhaskar D. KULKARNI. Hybrid process modeling and optimization strategies integrating neural networks/support vector regression and genetic algorithms: study of benzene isopropylation on Hbeta catalyst. *Chemical Engineering Journal* [online]. 2004, 97(2-3), 115-129. DOI: 10.1016/S1385-8947(03)00150-5. ISSN 13858947. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S1385894703001505>
- [255] GANDHI, Ankit B., Jyeshtharaj B. JOSHI, Valadi K. JAYARAMAN a Bhaskar D. KULKARNI. Development of support vector regression (SVR)-based correlation for prediction of overall gas hold-up in bubble column reactors for various gas-liquid systems. *Chemical Engineering Science* [online]. 2007, 62(24), 7078-7089. DOI: 10.1016/j.ces.2007.07.071. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0009250907006082>
- [256] VAPNIK Vladimir, Steven GOLOWIC a Alex J. SMOLA, Support vector method for function approximation, regression estimation and signal processing, *Adv. Neural Info. Process. Syst.* 9, 1996, 281-287.
- [257] S.R. Gunn, Support vector machines for classification and regression, Technical report, Department of Electronics and Computer Science. University of Southampton, 1998. Dostupné z: <http://ce.sharif.ir/courses/85-86/2/ce725/resources/root/LECTURES/SVM.pdf>
- [258] HANIKA, Jiří. Vícefázové reaktory. *Praha: Vysoká škola chemicko-technologická*, 1997. ISBN 80-7080-290-1.
- [259] BURKEL, Wolfgang. Der Wärmeübergang an Heiz- und Kühlflächen in begasten Flüssigkeiten. *Chemie Ingenieur Technik* [online]. 1972, 44(5), 265-268. DOI: 10.1002/cite.330440505. ISSN 0009286X. Dostupné z: <http://doi.wiley.com/10.1002/cite.330440505>



- [260] TARAT, E. YA., HOZE, A. N., SHAROV, YU. I. Investigation of heat transfer from a tube bundle in a foam layer, *Int. Heat and Mass Transfer*, ITMO Academy of Science of BSSR, Minsk. 1968, 4, 336-343.
- [261] NISHIKAWA, Masabumi, Hideo KATO a Kenji HASHIMOTO. Heat Transfer in Aerated Tower Filled with Non-Newtonian Liquid. *Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development* [online]. 1977, 16(1), 133-137. DOI: 10.1021/i260061a607. ISSN 0196-4305. Dostupné z: <https://pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/i260061a607>
- [262] STEIFF, A., WEINSPACH, P.M. Heat transfer in stirred and non-stirred gas liquid reactors. *Ger. Chem. Eng.*, 1978, 1, 150–161.
- [263] SAXENA, S.C. a R. VADIVEL. Heat transfer from a tube bundle in a bubble column. *International Communications in Heat and Mass Transfer* [online]. 1988, 15(5), 657-667. DOI: 10.1016/0735-1933(88)90056-5. ISSN 07351933. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/0735193388900565>
- [264] VERMA, A.K. Heat transfer mechanism in bubble columns. *The Chemical Engineering Journal* [online]. 1989, 42(3), 205-208. DOI: 10.1016/0300-9467(89)80088-7. ISSN 03009467. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/0300946789800887>
- [265] AVDEEV, A.A., B.F. BALUNOV a V.I. KISELEV. Heat transfer in bubble layers at high pressures. *Experimental Thermal and Fluid Science* [online]. 1992, 5(6), 728-735. DOI: 10.1016/0894-1777(92)90116-M. ISSN 08941777. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/089417779290116M>
- [266] AVDEEV, A.A. a N.S. HALME. Heat transfer in bubble layers at elevated pressures. *Experimental Thermal and Fluid Science* [online]. 1993, 6(4), 341-347. DOI: 10.1016/0894-1777(93)90011-7. ISSN 08941777. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/0894177793900117>
- [267] WU, Chengtian, Muthanna H. AL-DAHMAN a Anand PRAKASH. Heat transfer coefficients in a high-pressure bubble column. *Chemical Engineering Science* [online]. 2007, 62(1-2), 140-147. DOI: 10.1016/j.ces.2006.08.016. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0009250906004921>
- [268] FAZELI, Ali, Shohreh FATEMI, Ensieh GANJI a Hamid Reza KHAKDAMAN. A statistical approach of heat transfer coefficient analysis in the slurry bubble column. *Chemical Engineering Research and Design* [online]. 2008, 86(5), 508-516. DOI: 10.1016/j.cherd.2008.01.009. ISSN 02638762. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0263876208000221>
- [269] LARACHI, Faïçal, Damien DESVIGNE, Ludovic DONNAT a Daniel SCHWEICH. Simulating the effects of liquid circulation in bubble columns with internals. *Chemical*



- Engineering Science* [online]. 2006, 61(13), 4195-4206. DOI: 10.1016/j.ces.2006.01.053. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0009250906001023>
- [270] SOKOLOV, V.N. a A.D. SALAMAKHIN. Heat transfer under bubbling conditions from a gas-liquid system to the wall of heat exchange element, *Zhurnal Prikladnoi Khimii*. 1962 (5), 35, 1022-1026.
- [271] SOKOLOV, V.N. a A.D. SALAMAKHIN. Heat Exchange between a gas-liquid system and a heat Exchange element, *Zhurnal Prikladnoi Khimii*. 1962 (5), 35, 2570-2573.
- [272] SHAYKHUTDINOV A.G., N.U. BAKIROV A A.G. USMANOV. Determination and mathematical correlation of heat transfer coefficient under conditions of bubble flow, cellular and turbulent foam. *Int Chem Eng J* 11, 1975, 641–645.
- [273] HART, Wallace F. Heat Transfer in Bubble-Agitated Systems. A General Correlation. *Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development* [online]. 1976, 15(1), 109-114. DOI: 10.1021/i260057a019. ISSN 0196-4305. Dostupné z: <https://pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/i260057a019>
- [274] JOSHI, J.B., M.M. SHARMA, Y.T. SHAH, C.P. P. SINGH, MOONIS ALLY a G. E. KLINZING. HEAT TRANSFER IN MULTIPHASE CONTACTORS. *Chemical Engineering Communications* [online]. 2007, 6(4-5), 257-271. DOI: 10.1080/00986448008912534. ISSN 0098-6445. Dostupné z: <https://www.tandfonline.com/doi/full/10.1080/00986448008912534>
- [275] MERSMANN, A., H. NOTH, D. RINGER a R. WUNDER. Maximum heat transfer in apparatus containing dispersed two phase systems. *Chem. Ing. Tech.* (Germany). 1980, 152 (3), 189-198. Dostupné z: <https://www.osti.gov/etdeweb/biblio/6265209>
- [276] HOLCOMBE, NORMAN T., DENNIS N. SMITH, HAROLD N. KNICKLE a WILLIAM O'DOWD. THERMAL DISPERSION AND HEAT TRANSFER IN NONISOTHERMAL BUBBLE COLUMNS. *Chemical Engineering Communications* [online]. 2007, 21(1-3), 135-150. DOI: 10.1080/00986448308940282. ISSN 0098-6445. Dostupné z: <https://www.tandfonline.com/doi/full/10.1080/00986448308940282>
- [277] ZEHNER P. Momentum, mass and heat transfer in bubble columns. *Trans Inst Chem Eng* 26, 1986, 29–35. zdroj z: ZEHNER, P., KRAUME M. Bubble Columns. *Wiley-VCH Verlag*, Weinheim, 2005 DOI: 10.1002/14356007.b04 275
- [278] GARCIA-OCHOA, Felix a Emilio GOMEZ. Bioreactor scale-up and oxygen transfer rate in microbial processes: An overview. *Biotechnology Advances* [online]. 2009, 27(2), 153-176. DOI: 10.1016/j.biotechadv.2008.10.006. ISSN 07349750. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0734975008001079>
- [279] GOGATE, Parag R. a Aniruddha B. PANDIT. Survey of measurement techniques for gas-liquid mass transfer coefficient in bioreactors. *Biochemical Engineering Journal*



- [online]. 1999, 4(1), 7-15. DOI: 10.1016/S1369-703X(99)00033-9. ISSN 1369703X. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S1369703X99000339>
- [280] LINEK, V. a J. SINKULE. The influence of gas and liquid axial-dispersion on determination of k_{La} by dynamic method. *Chem. Eng. Res. Des.* 1991, 69, 308–312.
- [281] SCARGIALI, F., R. RUSSO, F. GRISAFI a A. BRUCATO. Mass transfer and hydrodynamic characteristics of a high aspect ratio self-ingesting reactor for gas–liquid operations. *Chemical Engineering Science* [online]. 2007, 62(5), 1376-1387. DOI: 10.1016/j.ces.2006.11.040. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0009250906007500>
- [282] NEDELTCHEV, Stoyan, Uwe JORDAN a Adrian SCHUMPE. Correction of the penetration theory based on mass-transfer data from bubble columns operated in the homogeneous regime under high pressure. *Chemical Engineering Science* [online]. 2007, 62(22), 6263-6273. DOI: 10.1016/j.ces.2007.07.030. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0009250907005805>
- [283] WANG, Tiefeng a Jinfu WANG. Numerical simulations of gas–liquid mass transfer in bubble columns with a CFD–PBM coupled model. *Chemical Engineering Science* [online]. 2007, 62(24), 7107-7118. DOI: 10.1016/j.ces.2007.08.033. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0009250907006616>
- [284] KRAUSS, Manuel a Roland RZEHAK. Reactive absorption of CO₂ in NaOH: Detailed study of enhancement factor models. *Chemical Engineering Science* [online]. 2017, 166, 193-209. DOI: 10.1016/j.ces.2017.03.029. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S000925091730194X>
- [285] RZEHAK, Roland a Eckhard KREPPER. Euler-Euler simulation of mass-transfer in bubbly flows. *Chemical Engineering Science* [online]. 2016, 155, 459-468. DOI: 10.1016/j.ces.2016.08.036. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0009250916304651>
- [286] VIK, Camilla Berge, Jannike SOLSVIK, Magne HILLESTAD a Hugo A. JAKOBSEN. A multifluid-PBE model for simulation of mass transfer limited processes operated in bubble columns. *Computers & Chemical Engineering* [online]. 2018, 110, 115-139. DOI: 10.1016/j.compchemeng.2017.11.023. ISSN 00981354. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0098135417304246>
- [287] LEMOINE, Romain a Badie I. MORSI. An algorithm for predicting the hydrodynamic and mass transfer parameters in agitated reactors. *Chemical Engineering Journal* [online]. 2005, 114(1-3), 9-31. DOI: 10.1016/j.cej.2005.08.015. ISSN 13858947. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S1385894705002809>
- [288] LEMOINE, Romain, Arsam BEHKISH, Laurent SEHABIAGUE, Yannick J. HEINTZ, Rachid OUKACI a Badie I. MORSI. An algorithm for predicting the hydrodynamic and



- mass transfer parameters in bubble column and slurry bubble column reactors. *Fuel Processing Technology* [online]. 2008, 89(4), 322-343. DOI: 10.1016/j.fuproc.2007.11.016. ISSN 03783820. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0378382007002342>
- [289] DECKWER, W.-D. a A. SCHUMPE. Improved tools for bubble column reactor design and scale-up. *Chemical Engineering Science* [online]. 1993, 48(5), 889-911. DOI: 10.1016/0009-2509(93)80328-N. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/000925099380328N>
- [290] ELPERIN, T. a A. FOMINYKH. Combined mass and heat transfer during nonisothermal absorption in gas-liquid slug flow. *International Communications in Heat and Mass Transfer* [online]. 1995, 22(2), 285-294. DOI: 10.1016/0735-1933(95)00013-5. ISSN 07351933. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/0735193395000135>
- [291] ELPERIN, T. a A. FOMINYKH. Combined mass and heat transfer during nonisothermal absorption in gas-liquid slug flow with small bubbles in liquid plugs. *International Journal of Heat and Mass Transfer* [online]. 1999, 42(1), 153-163. DOI: 10.1016/S0017-9310(98)00131-8. ISSN 00179310. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0017931098001318>
- [292] CHO, Yong Jun, Kwang Jae WOO, Yong KANG a Sang Done KIM. Dynamic characteristics of heat transfer coefficient in pressurized bubble columns with viscous liquid medium. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification* [online]. 2002, 41(8), 699-706. DOI: 10.1016/S0255-2701(02)00002-8. ISSN 02552701. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0255270102000028>
- [293] VAFOPULOS, Ilya, Klaus SZTATESCNY a Franz MOSER. Der Einfluß des Partial- und Gesamtdruckes auf den Stoffaustausch. *Chemie Ingenieur Technik* [online]. 1975, 47(16), 681-681. DOI: 10.1002/cite.330471609. ISSN 0009286X. Dostupné z: <http://doi.wiley.com/10.1002/cite.330471609>
- [294] DEWES, I., A. KUKSAL a A. SCHUMPE. Gas density effect on mass transfer in three-phase sparged reactors. *Chem Eng Res Des* 73, 1995, 697, původní článek, výsledky převzaty z: DEWES, I. a A. SCHUMPE. Gas density effect on mass transfer in the slurry bubble column. *Chemical Engineering Science* [online]. 1997, 52(21-22), 4105-4109. DOI: 10.1016/S0009-2509(97)00252-2. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0009250997002522>
- [295] BEHKISH, Arsam, Zhuowu MEN, Juan R. INGA a Badie I. MORSI. Mass transfer characteristics in a large-scale slurry bubble column reactor with organic liquid mixtures. *Chemical Engineering Science* [online]. 2002, 57(16), 3307-3324. DOI:



- 10.1016/S0009-2509(02)00201-4. ISSN 00092509. Dostupné z:
<https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0009250902002014>
- [296] WILKINSON, Peter M., Herman HARINGA a Laurent L. VAN DIERENDONCK. Mass transfer and bubble size in a bubble column under pressure. *Chemical Engineering Science* [online]. 1994, 49(9), 1417-1427. DOI: 10.1016/0009-2509(93)E0022-5. ISSN 00092509. Dostupné z:
<https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/0009250993E00225>
- [297] MAALEJ, S., B. BENADDA a M. OTTERBEIN. Interfacial area and volumetric mass transfer coefficient in a bubble reactor at elevated pressures. *Chemical Engineering Science* [online]. 2003, 58(11), 2365-2376. DOI: 10.1016/S0009-2509(03)00085-X. ISSN 00092509. Dostupné z:
<https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S000925090300085X>
- [298] KRISHNA, R. a J.M. VAN BATEN. Mass transfer in bubble columns. *Catalysis Today* [online]. 2003, 79-80, 67-75. DOI: 10.1016/S0920-5861(03)00046-4. ISSN 09205861. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0920586103000464>
- [299] VERMA, A.K. a S. RAI. Studies on surface to bulk ionic mass transfer in bubble column. *Chemical Engineering Journal* [online]. 2003, 94(1), 67-72. DOI: 10.1016/S1385-8947(03)00047-0. ISSN 13858947. Dostupné z:
<https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S1385894703000470>
- [300] CHAUMAT, H., A.M. BILLET a H. DELMAS. Hydrodynamics and mass transfer in bubble column: Influence of liquid phase surface tension. *Chemical Engineering Science* [online]. 2007, 62(24), 7378-7390. DOI: 10.1016/j.ces.2007.08.077. ISSN 00092509. Dostupné z:
<https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0009250907006938>
- [301] NGUYEN-TIEN, K. a W.D. DECKWER. Effect of Liquid Flow and Particle Concentration on Gas-Liquid Mass Transfer in a Bubble Column. *Chem. Eng. Sd.*, , 1981.
- [302] GARCIA-OCHOA, Felix a Emilio GOMEZ. Prediction of gas-liquid mass transfer coefficient in sparged stirred tank bioreactors. *Biotechnology and Bioengineering* [online]. 2005, 92(6), 761-772. DOI: 10.1002/bit.20638. ISSN 0006-3592. Dostupné z:
<http://doi.wiley.com/10.1002/bit.20638>
- [303] GARCIA-OCHOA, Felix, Emilio GOMEZ, Victoria E. SANTOS a Jose C. MERCHUK. Oxygen uptake rate in microbial processes: An overview. *Biochemical Engineering Journal* [online]. 2010, 49(3), 289-307. DOI: 10.1016/j.bej.2010.01.011. ISSN 1369703X. Dostupné z:
<https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S1369703X10000380>



- [304] LINEK, V., P. BENEŠ a V. VACEK. Dynamic pressure method for kLa measurement in large-scale bioreactors. *Biotechnology and Bioengineering* [online]. 1989, 33(11), 1406-1412. DOI: 10.1002/bit.260331107. ISSN 0006-3592. Dostupné z: <http://doi.wiley.com/10.1002/bit.260331107>
- [305] LINEK, V., P. BENEŠ, J. SINKULE a T. MOUCHA. Non-ideal pressure step method for kLa measurement. *Chemical Engineering Science* [online]. 1993, 48(9), 1593-1599. DOI: 10.1016/0009-2509(93)80119-B. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/000925099380119B>
- [306] DECKWER, W.-D., K. NGUYEN-TIEN, B. G. KELKAR a Y. T. SHAH. Applicability of axial dispersion model to analyze mass transfer measurements in bubble columns. *AIChE Journal* [online]. 1983, 29(6), 915-922. DOI: 10.1002/aic.690290607. ISSN 0001-1541. Dostupné z: <http://doi.wiley.com/10.1002/aic.690290607>
- [307] ZEMÁNEK, J. Současný přestup tepla a přenos hmoty, SVÚSS, Praha, 1978.
- [308] NAKANOH, M., F. YOSHIDA. Gas Absorption by Newtonian and Non-Newtonian Liquids in a Bubble Column, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.* 1980, 19, 1, 190–195. DOI: doi.org/10.1021/i260073a033, Dostupné z: <https://pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/i260073a033>
- [309] KHUDENKO, B.M. a E. SHPIRT. Hydrodynamic parameters of diffused air systems. *Water Research* [online]. 1986, 20(7), 905-915. DOI: 10.1016/0043-1354(86)90180-6. ISSN 00431354. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/0043135486901806>
- [310] VATAI, G.Y. a M.N. TEKİĆ. Gas hold-up and mass transfer in bubble columns with pseudoplastic liquids, *Chemical Engineering Science*, vol. 44, no. 10, pp. 2402-2407, 1989. [https://doi.org/10.1016/0009-2509\(89\)85178-4](https://doi.org/10.1016/0009-2509(89)85178-4)
- [311] SUH I.S., DECKWER W.D. Unified correlation of heat transfer coefficients in three-phase fluidized beds. *Chem Eng Sci* 1989; 44:1455–8. Dostupné z: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/0009250989850195>
- [312] SALVACION, Jonathan L., Mitsuhiro MURAYAMA, Kazuhisa OHTAGUCHI a Kozo KOIDE. Effects of alcohols on gas holdup and volumetric liquid-phase mass transfer coefficient in gel-particle-suspended bubble column. *JOURNAL OF CHEMICAL ENGINEERING OF JAPAN* [online]. 1995, 28(4), 434-442. DOI: 10.1252/jcej.28.434. ISSN 0021-9592. Dostupné z: <http://joi.jlc.ist.go.jp/JST.JSTAGE/jcej/28.434?from=CrossRef>
- [313] GUO, Y.X, M.N RATHOR a H.C TI. Hydrodynamics and mass transfer studies in a novel external-loop airlift reactor. *Chemical Engineering Journal* [online]. 1997, 67(3), 205-214. DOI: 10.1016/S1385-8947(97)00043-0. ISSN 13858947. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S1385894797000430>



- [314] KANG Y., CHO Y.J., WOO K.J., KIM S.D. Diagnosis of bubble distribution and mass transfer in pressurized bubble columns with viscous liquid medium. *Chem Eng Sci*, 1999, 54, 4887. Dostupné z: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0009250999002092>
- [315] SÁNCHEZ MIRÓN, Asterio, Francisco GARCÍA CAMACHO, Antonio CONTRERAS GÓMEZ, Emilio Molina GRIMA a Yusuf CHISTI. Bubble-column and airlift photobioreactors for algal culture. *AIChE Journal* [online]. 2000, 46(9), 1872-1887. DOI: 10.1002/aic.690460915. ISSN 00011541. Dostupné z: <http://doi.wiley.com/10.1002/aic.690460915>
- [316] CHEN, Chia-Min a Lii-Ping LEU. Hydrodynamics and mass transfer in three-phase magnetic fluidized beds. *Powder Technology* [online]. 2001, 117(3), 198-206. DOI: 10.1016/S0032-5910(00)00370-3. ISSN 00325910. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0032591000003703>
- [317] W.G. YANG, J. WANG, a Y. JIN. Mass Transfer Characteristics of Syngas Components in Slurry System at Industrial Conditions. *Chemical Engineering & Technology*. 2001, 24, 651-657. Dostupné z: <https://onlinelibrary.wiley.com/doi/abs/10.1002/1521-4125%28200106%2924%3A6%3C651%3A%3AAID-CEAT651%3E3.0.CO%3B2-X>
- [318] VASCONCELOS, J.M.T, J.M.L RODRIGUES, S.C.P ORVALHO, S.S ALVES, R.L MENDES a A REIS. Effect of contaminants on mass transfer coefficients in bubble column and airlift contactors. *Chemical Engineering Science* [online]. 2003, 58(8), 1431-1440. DOI: 10.1016/S0009-2509(02)00675-9. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0009250902006759>
- [319] LAU, R., W. PENG, L. G. VELAZQUEZ-VARGAS, G. Q. YANG a L.-S. FAN. Gas-Liquid Mass Transfer in High-Pressure Bubble Columns. *Industrial & Engineering Chemistry Research* [online]. 2004, 43(5), 1302-1311. DOI: 10.1021/ie030416w. ISSN 0888-5885. Dostupné z: <https://pubs.acs.org/doi/10.1021/ie030416w>
- [320] VANDU, C.O. a R. KRISHNA. Influence of scale on the volumetric mass transfer coefficients in bubble columns. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification* [online]. 2004, 43(4), 575-579. DOI: 10.1016/S0255-2701(03)00015-1. ISSN 02552701. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0255270103000151>
- [321] MARTÍN, MARIANO, Francisco J. MONTES a Miguel A. GALÁN. Physical explanation of the empirical coefficients of gas-liquid mass transfer equations. *Chemical Engineering Science* [online]. 2009, 64(2), 410-425. DOI: 10.1016/j.ces.2008.10.035. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0009250908005435>



- [322] SEHABIAGUE, Laurent a Badie I. MORSI. Hydrodynamic and Mass Transfer Characteristics in a Large-Scale Slurry Bubble Column Reactor for Gas Mixtures in Actual Fischer–Tropsch Cuts. *International Journal of Chemical Reactor Engineering* [online]. 2013, 11(1), 83-102. DOI: 10.1515/ijcre-2012-0042. ISSN 1542-6580. Dostupné z: <http://www.degruyter.com/view/j/ijcre.2013.11.issue-1/ijcre-2012-0042/ijcre-2012-0042.xml>
- [323] CALDERBANK, P.H. a M.B. MOO-YOUNG. The continuous phase heat and mass-transfer properties of dispersions. *Chemical Engineering Science* [online]. 1961, 16(1-2), 39-54. DOI: 10.1016/0009-2509(61)87005-X. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/000925096187005X>
- [324] SCHÜGERL, K., J. LÜCKE, J. LEHMANN a F. WAGNER. Application of tower bioreactors in cell mass production. *Advances in Biochemical Engineering*, Volume 8 [online]. Berlin, Heidelberg: Springer Berlin Heidelberg, 1978, 1978-8-6, s. 63-131. *Advances in Biochemical Engineering/Biotechnology*. DOI: 10.1007/3-540-08557-2_2. ISBN 978-3-540-08557-7. Dostupné z: http://link.springer.com/10.1007/3-540-08557-2_2
- [325] VÁZQUEZ, Gonzalo, Estrella ALVAREZ, José M. NAVAZA, Raquel RENDO a Eva ROMERO. Surface Tension of Binary Mixtures of Water + Monoethanolamine and Water + 2-Amino-2-methyl-1-propanol and Tertiary Mixtures of These Amines with Water from 25 °C to 50 °C. *Journal of Chemical & Engineering Data* [online]. 1997, 42(1), 57-59. DOI: 10.1021/je960238w. ISSN 0021-9568. Dostupné z: <https://pubs.acs.org/doi/10.1021/je960238w>
- [326] NEME, Favio, Liliana COPPOLA a Ursula BÖHM. Gas holdup and mass transfer in solid suspended bubble columns in presence of structured packings. *Chemical Engineering & Technology* [online]. 1997, 20(5), 297-303. DOI: 10.1002/ceat.270200503. ISSN 0930-7516. Dostupné z: <http://doi.wiley.com/10.1002/ceat.270200503>
- [327] LEMOINE, Romain a Badie I MORSI. Hydrodynamic and Mass Transfer Parameters in Agitated Reactors Part II: Gas-Holdup, Sauter Mean Bubble Diameters, Volumetric Mass Transfer Coefficients, Gas-Liquid Interfacial Areas, and Liquid-Side Mass Transfer Coefficients. *International Journal of Chemical Reactor Engineering* [online]. 2005, 3(1). DOI: 10.2202/1542-6580.1166. ISSN 1542-6580. Dostupné z: <http://www.degruyter.com/view/j/ijcre.2005.3.1/ijcre.2005.3.1.1166/ijcre.2005.3.1.1166.xml>
- [328] 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.
- [329] 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
- [330] 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
- [331] 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>
- [332] RAŽNJEVIČ, K. Termodynamické tabulky, Bratislava 1984. Dostupné z: <https://www.tzb-info.cz/tabulky-a-vypocty/7-tepelne-vlastnosti-vody-pri-tlaku-nasyceni>
- [333] OLDSHUE, James, Y. Fluid Mixing Technology. McGraw-Hill. 1983. ISBN: 978-0070476851.
- [334] PERRY, Robert H. a Don W. GREEN. Perry's chemical engineers' handbook. 8th ed. *New York: McGraw-Hill*, 2008. ISBN 0-07-142294-3.
- [335] 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.
- [336] REKTORYS, K. Přehled užití matematiky, *SNTL*, 1. Vydání.
- [337] LÜBBERT, A. Characterization of bioreactors. Publikované v: SCHÜGERL, Karl. Development of Bioreaction Engineering. *FIECHTER, A., ed. History of Modern Biotechnology II* [online]. Berlin, Heidelberg: Springer Berlin Heidelberg, 2000, 2000-1-30, s. 41-76. Advances in Biochemical Engineering/Biotechnology. DOI: 10.1007/3-540-44965-5_3. ISBN 978-3-540-67792-5. Dostupné z: http://link.springer.com/10.1007/3-540-44965-5_3
- [338] Fundamental Modelling of Membrane Systems [online]. *Elsevier*, 2018. DOI: 10.1016/C2016-0-02489-0. ISBN 9780128134832.
- [339] ASANO, Koichi. Mass transfer from fundamentals to modern industrial applications. Wiley. 2006, 181, ISBN 3-527-31460-1.
- [340] CHEN, Wei, Tatsuya HASEGAWA, Atsushi TSUTSUMI, Kentaro OTAWARA a Yoshiki SHIGAKI. Generalized dynamic modeling of local heat transfer in bubble columns. *Chemical Engineering Journal* [online]. 2003, 96(1-3), 37-44. DOI:



- 10.1016/j.cej.2003.08.016. ISSN 13858947. Dostupné z:
<https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S1385894703002432>
- [341] LI, H. a A. PRAKASH. Analysis of flow patterns in bubble and slurry bubble columns based on local heat transfer measurements. *Chemical Engineering Journal* [online]. 2002, 86(3), 269-276. DOI: 10.1016/S1385-8947(01)00186-3. ISSN 13858947. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S1385894701001863>
- [342] GOLDING, J. A. a C. C. MAH. Gas absorption in vertical slug flow. *The Canadian Journal of Chemical Engineering* [online]. 1975, 53(4), 414-421. DOI: 10.1002/cjce.5450530410. ISSN 00084034. Dostupné z: <http://doi.wiley.com/10.1002/cjce.5450530410>
- [343] BOEHM, R. F. a Frank KREITH. Direct-Contact Heat Transfer Processes. KREITH, Frank a R. F. BOEHM, ed. *Direct-Contact Heat Transfer* [online]. Berlin, Heidelberg: Springer Berlin Heidelberg, 1988, 1988, s. 1-24. DOI: 10.1007/978-3-662-30182-1_1. ISBN 978-3-662-30184-5. Dostupné z: http://link.springer.com/10.1007/978-3-662-30182-1_1
- [344] DUDLEY, J. Mass transfer in bubble columns: A comparison of correlations. *Water Research* [online]. 1995, 29(4), 1129-1138. DOI: 10.1016/0043-1354(94)00253-4. ISSN 00431354. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/0043135494002534>
- [345] LETZEL, H.M., J.C. SCHOUTEN, C.M. VAN DEN BLEEK a R. KRISHNA. Influence of elevated pressure on the stability of bubbly flows. *Chemical Engineering Science* [online]. 1997, 52(21-22), 3733-3739. DOI: 10.1016/S0009-2509(97)00219-4. ISSN 00092509. Dostupné z: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0009250997002194>
- [346] 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



17.2 Seznam vlastních prací

17.2.1 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.

17.2.2 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 2015.



[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.



18 Seznam obrázků a tabulek

18.1 Seznam obrázků

Obr. 3-1: Přenosové mechanismy na vnější straně rozhraní bublina-kapalina (upraveno a přeloženo, zdroj: Besagni a kol. [2]).

Obr. 3-2: Tvar bublin v závislosti na Eötvösově a Mortonově čísle s možností odečtu Reynoldsova čísla pro odpovídající stoupavou rychlost (Zdroj: Krull a kol. [11], pův. zdroj Clift a kol. [12])

Obr. 3-3: Sférická bublina připojená k hrdlu přes válcový krček (Zdroj: Gaddis a Vogelwohl [20]).

Obr. 3-4: Tvar bublin v okamžiku rovnováhy mezi silou povrchového napětí a vztlakovou silou pro různé průměry otvorů v distributoru plynu (Zdroj: Gaddis a Vogelwohl [20])

Obr. 3-5: Vliv úhlu smáčení na sílu povrchového napětí ve směru toku plynu (Zdroj: Gaddis a Vogelwohl [20])

Obr. 3-6: Hydrodynamické režimy v probublávaných kolonách (Zdroj: Kantarci a kol. [1]).

Obr. 3-7: Diagram pro určení hydrodynamického režimu v probublávané koloně dle Deckwer a kol. [76]. (Převzato z Deckwer a kol. [76], přeloženo a upraveno)

Obr. 3-8: Diagram pro určení hydrodynamického režimu v probublávané koloně dle Shah a kol. [61], (Převzato z Shah a kol. [61])

Obr. 3-9: Diagram pro určení hydrodynamického režimu v probublávané koloně dle Besagni a kol. [2] (Převzato z Besagni a kol. [2])

Obr. 3-10: Diagram pro určení režimu bublání v probublávané kontinuálně protékané koloně dle Zhang a kol. [77], převzato z Besagni [2]. 1 – diskretní průtok bublin, 2 – dispergovaný průtok, 3 – Režim plouživých bublin (slug flow), 4 – Churnův turbulentní (heterogenní) režim, 5 – překlenovací tok, 6 – prstencový (annulární) tok.

Obr. 3-11: Profily zádrže plynu v probublávaných kolonách (Zdroj: Veera a kol. [78]).

Obr. 3-12: Režimy „vstřiku“ bublin v probublávané koloně. (Převzato z Kantarci a kol. [1, 222], Heijnen a Van't Riet [85] a Camarasa a kol. [42]).

Obr. 3-13: Závislost zádrž-průtok plynu (zdroj: Růžička a kol. [29, 30], objevuje se i v Zahradník a kol. [74] a Chen a kol. [86]).



Obr. 3-14: Závislost zádrže na mezivrstvodé rychlosti plynu – různé režimy v koloně dle Vial a kol. (Zdroj: Vial a kol. [73]).

Obr. 3-15: Závislost zádrže na mezivrstvodé rychlosti plynu – různé režimy v koloně dle Bhole a Joshi (Zroj: Bhole a Joshi [87]).

Obr. 3-16: Experimentálně zjištěná zádrž jako funkce mimovrstvodé rychlosti (Zdroj: Shah a kol. [61]).

Obr 3-17: Experimentálně zjištěné závislosti zádrže na mezivrstvodé rychlosti (zdroj: Besagni a kol. [2])

Obr 3-18: Experimentálně zjištěné závislosti zádrže na mezivrstvodé rychlosti (zdroj: Besagni a kol. [2])

Obr. 4-1: Profily koncentrace a parciálních tlaků na fázovém rozhraní.

Obr. 4-2: Profily koncentrace a parciálních tlaků na fázovém rozhraní pro dvoufilmovou teorii, zdroj: [338].

Obr. 4-3: Experimentálně zjištěná závislost objemového součinitele přestupu tepla na průtoku vzduchu (zdroj: Uysal a kol. [6]).

Obr. 5-1. Vliv velikosti otvoru v distributoru plynu na součinitel přestupu hmoty $k_L a$ – graf Besagni a kol. [2], data Koide a kol. [166].

Obr. 5-2. Vliv typu pevných částic na průběh závislosti $k_L a$ vs. u_g , zdroj: Shah a kol. [61], pův. zdroj: Nguyen-Tien a Deckwer [301].

Obr. 5-3. Vliv koncentrace pevných částic na průběh závislosti $k_L a$ vs. u_g , zdroj: Shah a kol. [61], pův. zdroj: Nguyen-Tien a Deckwer [301].

Obr. 9-1: Bilanční schéma systému.

Obr. 11-1: Průběhy teplot a koncentrací na obou stranách fázového rozhraní bubliny.

Obr. 11-2: Bublina ve tvaru zploštělého a protáhlého elipsoidu, kdy $a = c$.

Obr. 11-3: Relativní povrch zploštělého a protáhlého elipsoidu vzhledem ke kouli stejného objemu v závislosti na poměru poloos a/b .

Obr. 11-4: Experimentálně zjištěné závislosti zádrže na mezivrstvodé rychlosti s proloženou křivkou (zdroj: Besagni a kol. [2]), pro odečet je nutné 0,03 na horizontální ose nahradit přesnějším 0,025 a zároveň 0,08 nahradit přesnějším 0,075.



Obr. 11-5: Funkce F a G v závislosti na mimovrstvové rychlosti pro různé mimovrstvové rychlosti.

Obr. 11-6: Závislost terminální stoupavé rychlosti na ekvivalentním průměru a Eötvösově čísle pro čistou a kontaminovanou vodu při 20°C. (Zdroj: Perry [334], pův. zdroj: Clift a kol. [12]).

Obr. 12-1: Měřicí soustava.

Obr. 12-2: Schéma vzorů použitých distributorů plynu (aerátorů): SC (vlevo) a CC3 (vpravo).

Obr. 12-3: Schéma měřícího zařízení.

Obr. 12-4: Foto měřících zařízení.

Obr. 12-5: Foto probublávané vrstvy a měřící milimetrové pásky.

Obr. 12-6: Závislost teploty kapaliny na střední teplotě plynu.

Obr. 12-7: Závislost teploty kapaliny na členu $\dot{m}_{vyp} \cdot \Delta h^{vyp}$.

Obr. 12-8: Závislosti zádrže na mimovrstvové rychlosti pro SC distributor plynu.

Obr. 12-9: Závislosti zádrže na mimovrstvové rychlosti pro CC3 distributor plynu.

Obr. 12-10: Distribuce velikostí bublin v koloně - procentuální zastoupení jednotlivých velikostí bublin pro aerátor SC a $u_g = 0,01$ m/s.

Obr. 12-11: Distribuce velikostí bublin v koloně - procentuální zastoupení jednotlivých velikostí bublin pro aerátor SC a $u_g = 0,02$ m/s.

Obr. 12-12: Distribuce velikostí bublin v koloně - procentuální zastoupení jednotlivých velikostí bublin pro aerátor CC3 a $u_g = 0,01$ m/s.

Obr. 12-13: Distribuce velikostí bublin v koloně - procentuální zastoupení jednotlivých velikostí bublin pro aerátor CC3 a $u_g = 0,02$ m/s.

Obr. 12-14: Distribuce velikostí bublin v koloně - procentuální zastoupení jednotlivých velikostí bublin pro aerátor CC3 a $u_g = 0,02$ m/s.

Obr. 12-15: Distribuce velikostí bublin v koloně - procentuální zastoupení jednotlivých velikostí bublin pro aerátor CC3 a $u_g = 0,02$ m/s.

Obr. 12-16: Porovnání psychrometrického poměru Zdroj: Asano[339].

Obr 13-1: Experimentálně zjištěné závislosti zádrže na mezivrstvové rychlosti (zdroj: Besagni a kol. [2])



Obr. 13-2: Experimentálně zjištěná zádrž jako funkce mimovrstvové rychlosti (Zdroj: Shah a kol. [61])

Obr. 13-3: Diagram pro určení hydrodynamického režimu v probublávané koloně dle Deckwer a kol. [76]. (Převzato z Deckwer a kol. [76], přeloženo a upraveno)

Obr. 13-4: Porovnání mých experimentálních hodnot s hodnotami dle Uysal a kol. [6]

Obrázky z příloh zde nejsou uvedeny

18.2 Seznam tabulek

Tab. 3-1: Korelace pro případ $d_h > d_{h,max}$.

Tab. 3-2: Vybrané vzorce pro vypočtení průměru a objemu bubliny při odtrhnutí od otvoru (částečně převzato z Kantarci a kol. [1], upraveno a doplněno). Pokud není uvedeno jinak, autoři neuvádí informace o distributoru.

Tab. 3-3: Vybrané korelace pro vypočtení zádrže z literatury (pokud v tabulce není uvedeno jinak, hodnota nebyla v publikaci nalezena).

Tab. 4-1: Srovnání jednotlivých teorií ve vztahu součinitele přenosu hmoty ku difúznímu koeficientu a jejich výhody a nevýhody.

Tab. 4-2: Koeficient α v rovnici $k_L = D_{AB}^\alpha$. (Zdroj: Morsi a Basha [239]).

Tab. 4-3: Vybrané vzorce pro vypočtení součinitele přestupu tepla mezi probublávanou vrstvou a pevným elementem (částečně převzato z [1] a [231]).

Tab. 5-1. Vybrané korelace pro vypočtení objemového součinitele přestupu hmoty (částečně převzato z [1], [2] a doplněno]).

Tab. 5-2. Vybrané vzorce pro vypočtení součinitele přestupu hmoty (částečně převzato z [1] a doplněno]).

Tab. 6-1: Charakteristiky difuzivity pro analogii přenosu hybnosti, hmoty a tepla.

Tab. 11-1: Látkové vlastnosti vody (zdroj: [332]).

Tab. 11-2: Povrch protáhlého a zploštělého elipsoidu při stejném objemu.

Tab. 11-3: Vybrané korelace pro závislost zádrže na mimovrstvové rychlosti z části 3.4.



Tab. 11-4: Zavedené koeficienty v závislosti na tvaru bubliny

Tab. 12-1: Teplotní rozdíl pro měření teplotní homogenity probublávané vsádky (vlevo výška rotametru 20 mm, vpravo 60 mm)

Tab. 12-2: Relativní vlhkosti plynu na vstupu a výstupu z kolony pro různé výšky hladiny

Tab. 12-3: Konstanty Antoineovy rovnice pro vodu

Tab. 12-4: Konstanty pro výpočet měrného skupenského tepla vypařování pro vodu

Tab. 12-5: Použité hodnoty pro výpočty (zdroj: [332])

Tab. 12-6: Přibližné vypočtené hodnoty Reynoldsova čísla, Re .

Tab. 12-7: Aritmetický a Sauterův průměr měřených bublin

Tab. 12-8: Výpočet specifického průměru dle korelací různých autorů.

Tab. 12-9: Experimentálně zjištěné a vypočtené hodnoty pro SC distributor plynu.

Tab. 12-10: Experimentálně zjištěné a vypočtené hodnoty pro CC3 distributor plynu.

Tab. 12-11: Experimentální měření objemového součinitele přestupu tepla pro různé výšky kapaliny

Tab. 12-12: Experimentální měření objemového součinitele přestupu tepla pro různé výšky kapaliny

Tab. 12-13: Použité hodnoty pro výpočty při 40 °C (zdroj: [332]).

Tab. 12-14: Porovnání hodnot α/β_Y vypočteného podle vzorce (11-6-1) a experimentálně zjištěného.

Tab. 12-15: Porovnání hodnot α/β_Y vypočteného podle vzorce (11-6-1) a experimentálně zjištěného.

Tab. 13-1: Použité hodnoty pro výpočty při 40 °C (zdroj: [332])

Tab. 13-2: Průměrné hodnoty průměrů bublin zprůměrované pro všechny výšky hladiny

Tab. 13-3: Vypočtené hodnoty průměrů bublin

Tab. 13-4: Použité hodnoty pro výpočty při 40 °C (zdroj: [332])

Tabulky z příloh zde nejsou uvedeny



19 Seznam použitých měřících zařízení a sond

Měření teploty:

Teploměr **Greisinger GMH 175** se snímačem Pt1000

Rozsah teplot: -199,9 až +199,9°C

Přesnost: $0,1^\circ\text{C} \pm 1$ číslice (v rozsahu: -70.0 až +199.9°C) při
jmenovité teplotě 25°C

Měření tlaku:

Tlakoměr **Greisinger GMH 3111**

Přesnost: $\pm 0,1$ % rozsahu ± 1 číslice při jmenovité teplotě 25°C

Měření vlhkosti:

Vlhkoměr **Greisinger GMH 3330**

Přesnost: ± 1 číslice při jmenovité teplotě 25 °C

relativní vlhkost vzduchu: ± 1 %

rychlost proudění: $\pm 0,1$ %

Snímač vlhkosti **Greisinger TFS 0100**

Přesnost: při jmenovité teplotě 25 °C

vlhkost: $\pm 2,5$ % relativní vlhkosti

teplota: $\pm 0,5$ °C

Měření průtoku plynu:

Plynoměr **Elster BK-G4**

Q_{\min} 0,016m³/h; Q_{\max} 6 m³/h; PN 0,5 bar; rozteč 100 mm

Maximální chyba dle EN 1359



Průtokoměr **ABB FAG1190**

Třída přesnosti 6 dle VDI/VDE 3513

Měření času:

Hodinky **TOMTOM Runner 3**

Fotoaparát:

Camera **LG** - sensor **Sony IMX258**

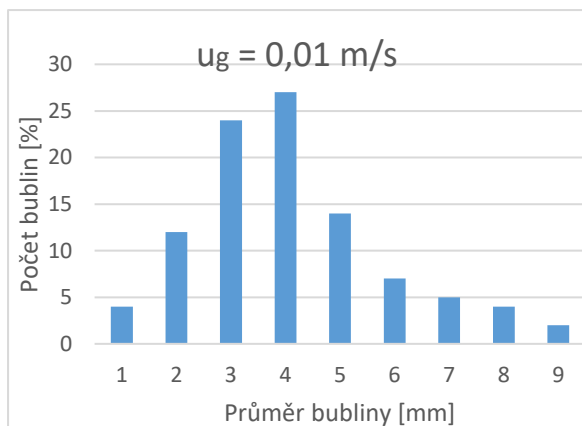
13 Mpix s 1.12 micron pixely, 4160 x 2340 pix



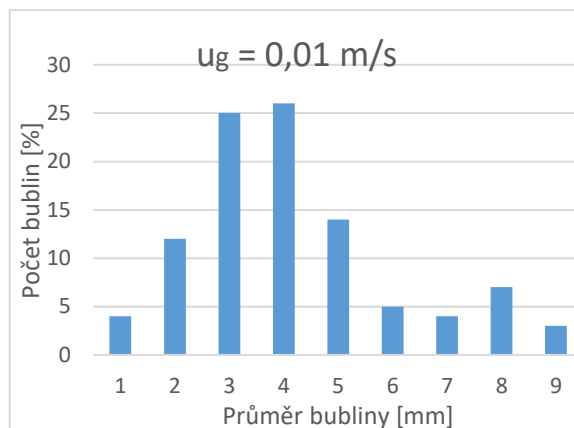
20Přílohy

20.1 Příloha k části 12.4.2 – distribuce naměřených velikostí bublin

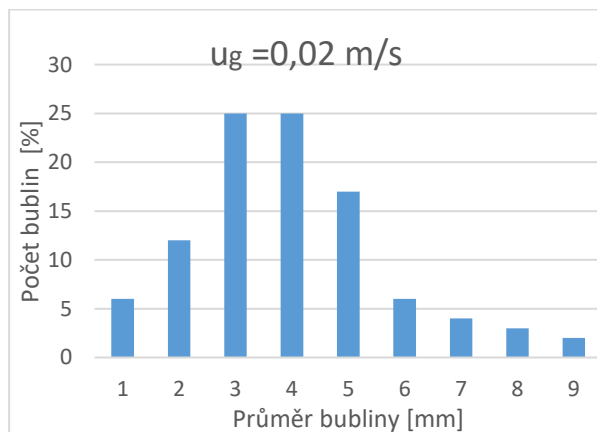
SC aerátor



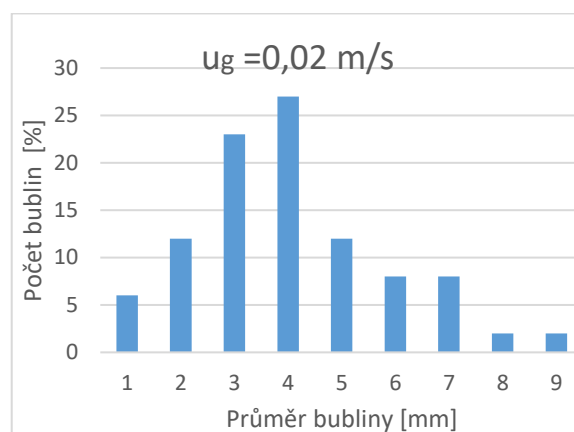
Obr. 20-1 = 12-10: Distribuce velikostí bublin v koloně - procentuální zastoupení jednotlivých velikostí bublin pro aerátor SC, $h_L = 500$ mm a $u_g = 0,01$ m/s



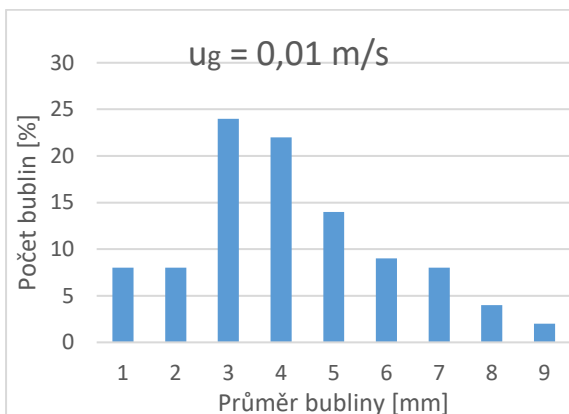
Obr. 20-3: Distribuce velikostí bublin v koloně - procentuální zastoupení jednotlivých velikostí bublin pro aerátor SC, $h_L = 600$ mm a $u_g = 0,01$ m/s



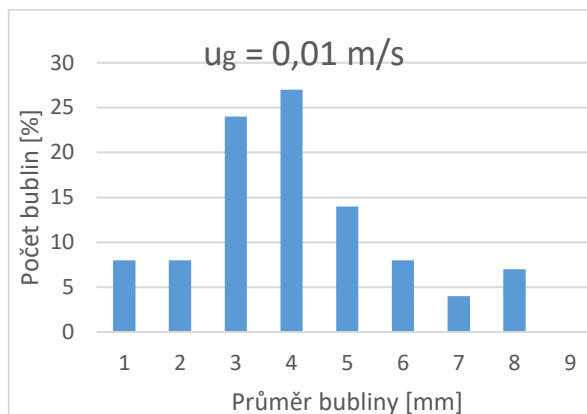
Obr. 20-2 = 12-11: Distribuce velikostí bublin v koloně - procentuální zastoupení jednotlivých velikostí bublin pro aerátor SC, $h_L = 500$ mm a $u_g = 0,02$ m/s



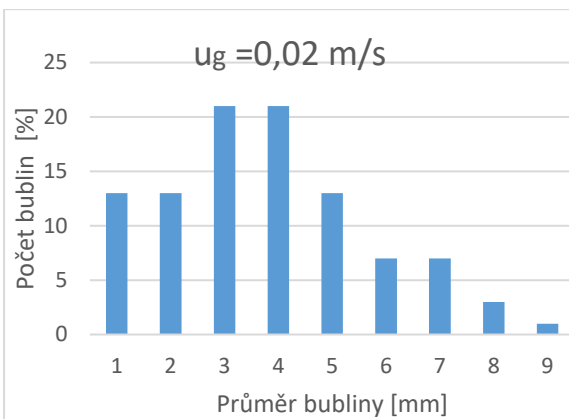
Obr. 20-4: Distribuce velikostí bublin v koloně - procentuální zastoupení jednotlivých velikostí bublin pro aerátor SC, $h_L = 600$ mm a $u_g = 0,02$ m/s



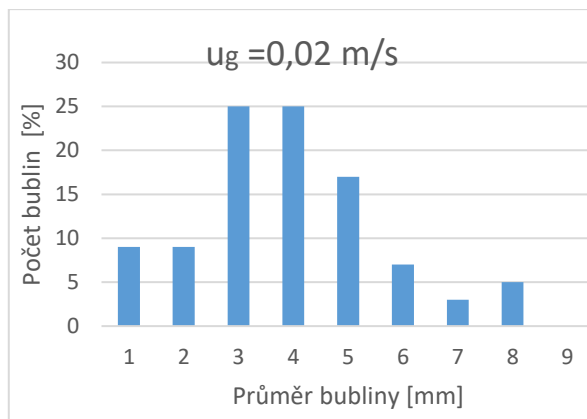
Obr. 20-5: Distribuce velikostí bublin v koloně - procentuální zastoupení jednotlivých velikostí bublin pro aerátor SC, $h_L = 850$ mm a $u_g = 0,01$ m/s



Obr. 20-7: Distribuce velikostí bublin v koloně - procentuální zastoupení jednotlivých velikostí bublin pro aerátor SC, $h_L = 950$ mm a $u_g = 0,01$ m/s



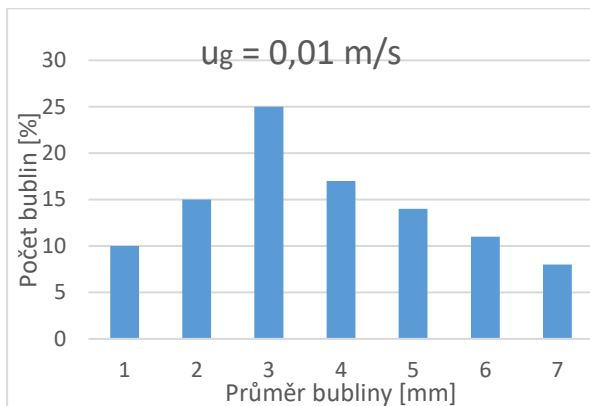
Obr. 20-6: Distribuce velikostí bublin v koloně - procentuální zastoupení jednotlivých velikostí bublin pro aerátor SC, $h_L = 850$ mm a $u_g = 0,02$ m/s



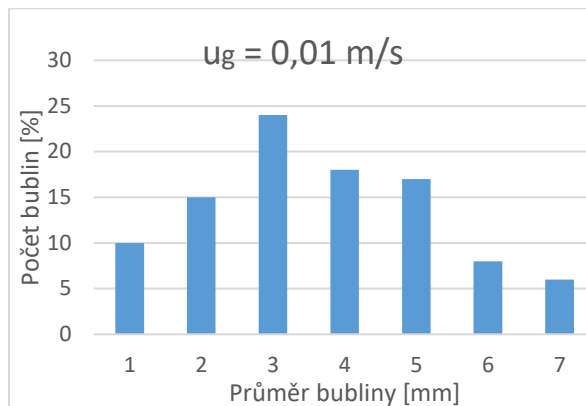
Obr. 20-8: Distribuce velikostí bublin v koloně - procentuální zastoupení jednotlivých velikostí bublin pro aerátor SC, $h_L = 950$ mm a $u_g = 0,02$ m/s



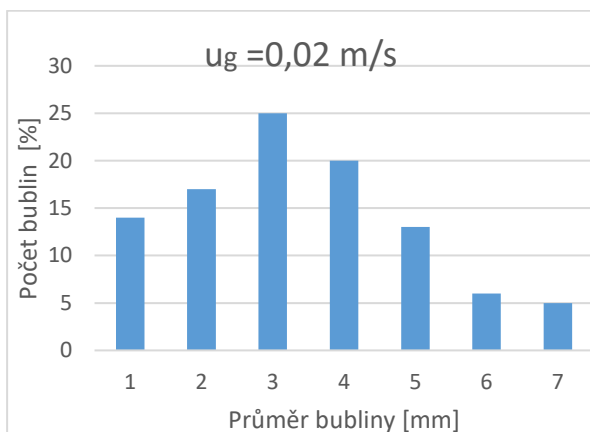
CC3 aerátor



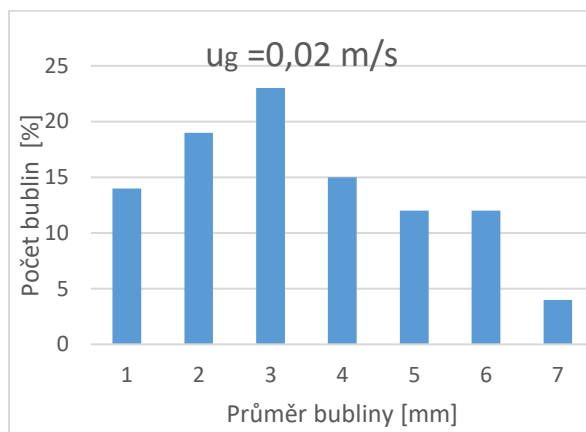
Obr. 20-9 = 12-12: Distribuce velikostí bublin v koloně - procentuální zastoupení jednotlivých velikostí bublin pro aerátor CC3, $h_L = 500$ mm a $u_g = 0,01$ m/s



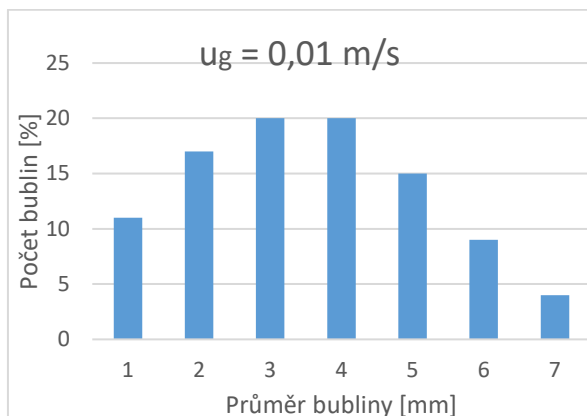
Obr. 20-11: Distribuce velikostí bublin v koloně - procentuální zastoupení jednotlivých velikostí bublin pro aerátor CC3, $h_L = 600$ mm a $u_g = 0,01$ m/s



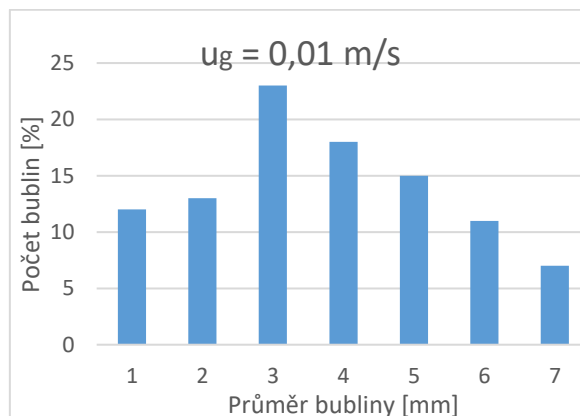
Obr. 20-10 = 12-13: Distribuce velikostí bublin v koloně - procentuální zastoupení jednotlivých velikostí bublin pro aerátor CC3, $h_L = 500$ mm a $u_g = 0,02$ m/s



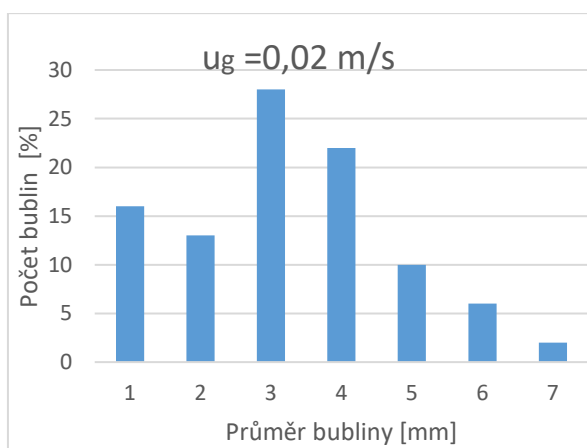
Obr. 20-12: Distribuce velikostí bublin v koloně - procentuální zastoupení jednotlivých velikostí bublin pro aerátor CC3, $h_L = 600$ mm a $u_g = 0,2$ m/s



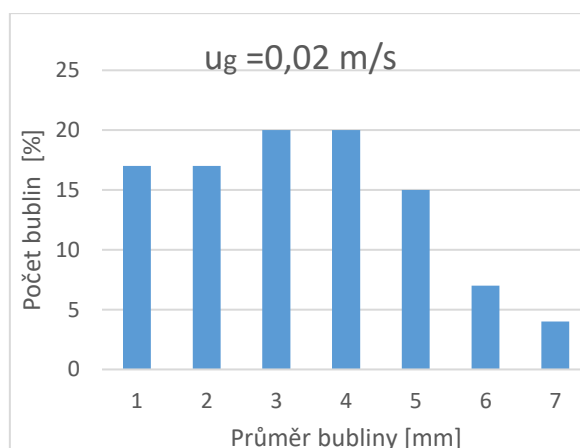
Obr. 20-13: Distribuce velikostí bublin v koloně - procentuální zastoupení jednotlivých velikostí bublin pro aerátor CC3, $h_L = 850$ mm a $u_g = 0,01$ m/s



Obr. 20-15: Distribuce velikostí bublin v koloně - procentuální zastoupení jednotlivých velikostí bublin pro aerátor CC3, $h_L = 950$ mm a $u_g = 0,01$ m/s



Obr. 20-14: Distribuce velikostí bublin v koloně - procentuální zastoupení jednotlivých velikostí bublin pro aerátor CC3, $h_L = 850$ mm a $u_g = 0,02$ m/s



Obr. 20-16: Distribuce velikostí bublin v koloně - procentuální zastoupení jednotlivých velikostí bublin pro aerátor CC3, $h_L = 950$ mm a $u_g = 0,02$ m/s



20.2 Příloha k části 12.4.5 – naměřené a vypočtené hodnoty

20.2.1 Naměřené a vypočtené hodnoty pro výpočet experimentálního měření objemového součinitele přestupu tepla pro SC distributor plynu

20.2.1.1 Výška hladiny 500 mm

A. Výška plováku průtokoměru 20 mm

Tab. 20-1: Přímé měřené hodnoty při měření

t [min]	T_l [°C]	$T_{g_{in}}$ [°C]	$T_{g_{out}}$ [°C]	φ_{in} [%]	φ_{out} [%]	p [kPa]	P [m ³]
0	48,1	23,4	39	18,1	100	97,5	34,08935
1	48	23,4	39	17,4	100	97,5	34,0932
2	47,8	23,4	39	17,1	100	97,5	34,1025
3	47,7	23,4	39,2	17,1	100	97,5	34,1123
4	47,5	23,5	39,2	17,1	100	97,5	34,1218
5	47,4	23,5	39,1	17,2	100	97,5	34,1318
6	47,2	23,5	39,1	17,4	100	97,5	34,1415
7	47,1	23,5	38,4	17,6	100	97,5	34,1515
8	47	23,5	38,4	17,8	100	97,5	34,16
9	46,8	23,5	39	18	100	97,5	34,17
10	46,6	23,5	38,5	18,3	100	97,5	34,179
11	46,5	23,5	38,2	18,5	100	97,5	34,1895
12	46,4	23,5	38,1	18,7	100	97,5	34,198
13	46,2	23,6	38	19,2	100	97,5	34,707
14	46,1	23,6	37,8	19,5	100	97,5	34,2164
15	46	23,6	37,5	19,5	100	97,5	34,2255
16	45,9	23,6	37,4	19,7	100	97,5	34,234
17	45,7	23,6	37,6	20	100	97,5	34,2434
18	45,6	23,6	37,5	20,3	100	97,5	34,254
19	45,5	23,6	37,3	20,5	100	97,5	34,2652
20	45,4	23,7	37,4	20,8	100	97,5	34,276

Tab. 20-2: Vypočtené hodnoty parciálních tlaků

t [min]	p''_{in} [bar]	$p_{H_2O_{in}}$ [kPa]	p''_{out} [bar]	$p_{H_2O_{out}}$ [kPa]	p''_{H_2O} [bar]	p_{H_2O} [kPa]	Δp_{in} [kPa]
0	0,02877	2,8768	0,06994	6,994	0,1122	11,222	6,971
1	0,02877	2,8768	0,06994	6,994	0,1117	11,166	6,918



2	0,02877	2,8768	0,4919	0,06994	6,994	6,994	0,1105	11,054	11,054	6,801
3	0,02877	2,8768	0,4919	0,07069	7,069	7,069	0,1100	10,999	10,999	6,688
4	0,02894	2,8942	0,4949	0,07069	7,069	7,069	0,1089	10,888	10,888	6,567
5	0,02894	2,8942	0,4978	0,07031	7,031	7,031	0,1083	10,833	10,833	6,533
6	0,02894	2,8942	0,5036	0,07031	7,031	7,031	0,1072	10,724	10,724	6,412
7	0,02894	2,8942	0,5094	0,06772	6,772	6,772	0,1067	10,670	10,670	6,537
8	0,02894	2,8942	0,5152	0,06772	6,772	6,772	0,1062	10,616	10,616	6,477
9	0,02894	2,8942	0,5210	0,06994	6,994	6,994	0,1051	10,509	10,509	6,198
10	0,02894	2,8942	0,5296	0,06808	6,808	6,808	0,1040	10,403	10,403	6,214
11	0,02894	2,8942	0,5354	0,06699	6,699	6,699	0,1035	10,350	10,350	6,233
12	0,02894	2,8942	0,5412	0,06663	6,663	6,663	0,1030	10,298	10,298	6,200
13	0,02912	2,9118	0,5591	0,06627	6,627	6,627	0,1019	10,193	10,193	6,106
14	0,02912	2,9118	0,5678	0,06555	6,555	6,555	0,1014	10,141	10,141	6,097
15	0,02912	2,9118	0,5678	0,06450	6,450	6,450	0,1009	10,090	10,090	6,117
16	0,02912	2,9118	0,5736	0,06415	6,415	6,415	0,1004	10,038	10,038	6,084
17	0,02912	2,9118	0,5824	0,06485	6,485	6,485	0,0994	9,936	9,936	5,920
18	0,02912	2,9118	0,5911	0,06450	6,450	6,450	0,0989	9,886	9,886	5,887
19	0,02912	2,9118	0,5969	0,06380	6,380	6,380	0,0984	9,835	9,835	5,880
20	0,02929	2,9293	0,6093	0,06415	6,415	6,415	0,0978	9,785	9,785	5,796

Tab. 20-3: Vypočtené molárních a hmotnostního toku mezi jednotlivými odečty měření

t	Δp_{ln}	Δt	\dot{n}	$\dot{n}_{stř}$	Δn	\dot{m}
[min]	[kPa]	[s]	[mol/s]	[mol/s]	[mol]	[kg/s]
0	6,971	X	7,444E-07	X	X	1,341E-05
1	6,918	60	7,387E-07	7,416E-07	4,449E-05	1,331E-05
2	6,801	60	7,262E-07	7,325E-07	4,395E-05	1,308E-05
3	6,688	60	7,141E-07	7,201E-07	4,321E-05	1,286E-05
4	6,567	60	7,012E-07	7,076E-07	4,246E-05	1,263E-05
5	6,533	60	6,976E-07	6,994E-07	4,196E-05	1,257E-05
6	6,412	60	6,847E-07	6,911E-07	4,147E-05	1,233E-05
7	6,537	60	6,98E-07	6,914E-07	4,148E-05	1,257E-05
8	6,477	60	6,916E-07	6,948E-07	4,169E-05	1,246E-05
9	6,198	60	6,618E-07	6,767E-07	4,06E-05	1,192E-05
10	6,214	60	6,635E-07	6,627E-07	3,976E-05	1,195E-05
11	6,233	60	6,656E-07	6,645E-07	3,987E-05	1,199E-05
12	6,200	60	6,62E-07	6,638E-07	3,983E-05	1,193E-05
13	6,106	60	6,52E-07	6,57E-07	3,942E-05	1,175E-05
14	6,097	60	6,511E-07	6,515E-07	3,909E-05	1,173E-05
15	6,117	60	6,531E-07	6,521E-07	3,913E-05	1,177E-05
16	6,084	60	6,496E-07	6,514E-07	3,908E-05	1,17E-05



17	5,920	60	6,321E-07	6,409E-07	3,845E-05	1,139E-05
18	5,887	60	6,286E-07	6,304E-07	3,782E-05	1,132E-05
19	5,880	60	6,279E-07	6,282E-07	3,769E-05	1,131E-05
20	5,603	60	6,189E-07	6,234E-07	3,74E-05	1,115E-05

$$\beta S = 1,114 \cdot 10^{-7} \text{ mol}/(\text{Pa} \cdot \text{s})$$

Tab. 20-4: Vypočtené hodnoty toku odpařené vody do bubliny

t	\dot{m}	Δh_l^{vyp}	\dot{Q}_{vyp}
[min]	[kg/s]	[J/kg]	[J]
0	1,341E-05	2 409 028	32,305
1	1,331E-05	2 409 309	32,063
2	1,308E-05	2 409 870	31,527
3	1,286E-05	2 410 151	31,004
4	1,263E-05	2 410 712	30,450
5	1,257E-05	2 410 992	30,299
6	1,233E-05	2 411 553	29,746
7	1,257E-05	2 411 833	30,329
8	1,246E-05	2 412 113	30,052
9	1,192E-05	2 412 673	28,767
10	1,195E-05	2 413 233	28,846
11	1,199E-05	2 413 513	28,938
12	1,193E-05	2 413 793	28,787
13	1,175E-05	2 414 353	28,357
14	1,173E-05	2 414 633	28,321
15	1,177E-05	2 414 912	28,414
16	1,17E-05	2 415 192	28,265
17	1,139E-05	2 415 751	27,511
18	1,132E-05	2 416 030	27,360
19	1,131E-05	2 416 310	27,331
20	1,115E-05	2 416 589	26,943

Tab. 20-5: Vypočtené hodnoty toku odpařené vody do bubliny

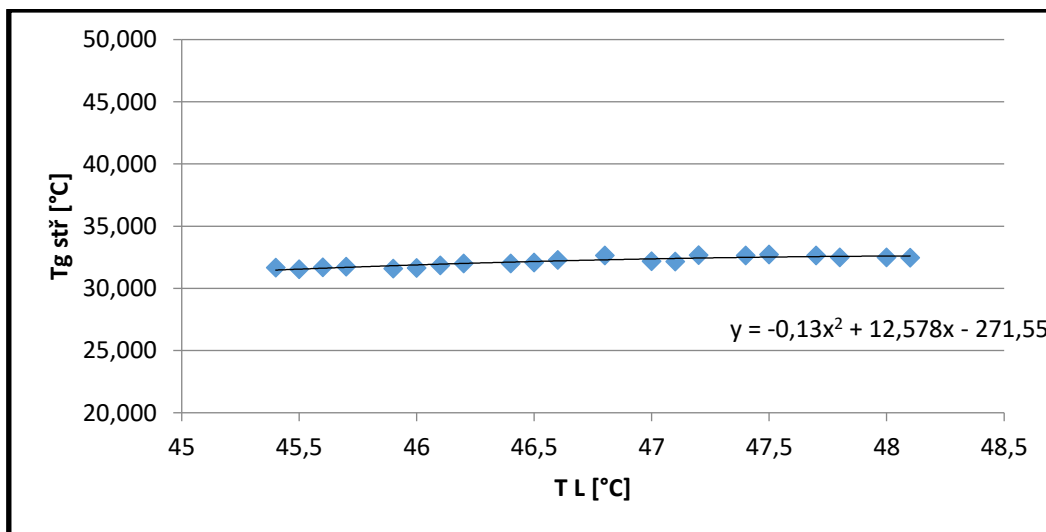
t	T_l	T_{gin}	T_{gout}	ΔT_{ln}	$T_{gstř}$
[min]	[°C]	[°C]	[°C]	[°C]	[°C]
0	48,1	23,4	39	15,623	32,477
1	48	23,4	39	15,514	32,486
2	47,8	23,4	39	15,297	32,503
3	47,7	23,4	39,2	15,042	32,658



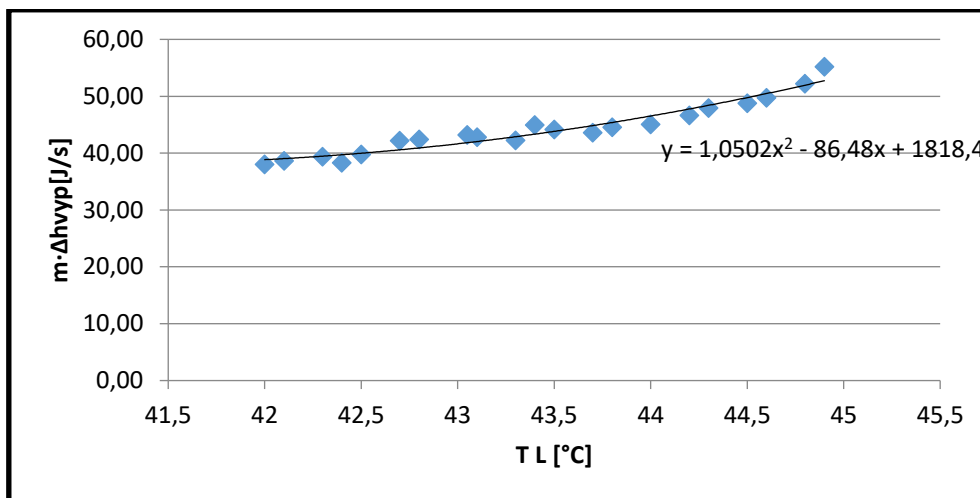
4	47,5	23,5	39,2	14,786	32,714
5	47,4	23,5	39,1	14,750	32,650
6	47,2	23,5	39,1	14,530	32,670
7	47,1	23,5	38,4	14,931	32,169
8	47	23,5	38,4	14,822	32,178
9	46,8	23,5	39	14,164	32,636
10	46,6	23,5	38,5	14,313	32,287
11	46,5	23,5	38,2	14,423	32,077
12	46,4	23,5	38,1	14,386	32,014
13	46,2	23,6	38	14,204	31,996
14	46,1	23,6	37,8	14,239	31,861
15	46	23,6	37,5	14,345	31,655
16	45,9	23,6	37,4	14,308	31,592
17	45,7	23,6	37,6	13,948	31,752
18	45,6	23,6	37,5	13,911	31,689
19	45,5	23,6	37,3	13,946	31,554
20	45,4	23,7	37,4	13,729	31,671

Tab. 20-6: Vypočtené hodnoty zavedených koeficientů

C2	-0,7729
C1	68,16
C0	-1581
Δ	242,7



Obr. 20-17: Závislost mezi teplotou kapaliny a odpařeným teplem – potvrzení předpokladu nahrazení polynorem 2. stupně



Obr. 20-18: Závislost mezi teplotou kapaliny a střední logaritmickou teplotou – potvrzení předpokladu nahrazení polynorem 2. stupně

Tab. 20-7: Vypočtené hodnoty regrese pro porovnání levé a pravé strany

t [min]	$t/m_l \cdot c_{p_l}$ [s·K/J]	$\arctg(X)$	$\arctg(X) \cdot (t/m_l \cdot c_{p_l})$	$(t/m_l \cdot c_{p_l})^2$
0	0,001642	0,001104	1,81E-06	1,22E-06
1	0,003284	0,003334	1,09E-05	1,11E-05
2	0,004925	0,00446	2,2E-05	1,99E-05
3	0,006567	0,006733	4,42E-05	4,53E-05
4	0,008209	0,007879	6,47E-05	6,21E-05
5	0,009851	0,010193	0,0001	0,000104
6	0,011493	0,01136	0,000131	0,000129
7	0,013134	0,012533	0,000165	0,000157
8	0,014776	0,014898	0,00022	0,000222
9	0,016418	0,017286	0,000284	0,000299
10	0,018060	0,018488	0,000334	0,000342
11	0,019701	0,019696	0,000388	0,000388
12	0,021343	0,022128	0,000472	0,00049
13	0,022985	0,023351	0,000537	0,000545
14	0,024627	0,024579	0,000605	0,000604
15	0,026269	0,025811	0,000678	0,000666
16	0,027910	0,028288	0,00079	0,0008
17	0,029552	0,029532	0,000873	0,000872
18	0,031194	0,03078	0,00096	0,000947
19	0,032836	0,032031	0,001052	0,001026
20	0,001642	0,001104	1,81E-06	1,22E-06

$$\alpha S_b = 4,16 \text{ W/K}$$



$$\alpha a = \frac{\alpha S_b}{V_L} = 470,8 \text{ W}/(\text{m}^3 \text{K})$$

B. Výška plováku průtokoměru 40 mm

Tab. 20-8: Přímé měřené hodnoty při měření

t	T_l	$T_{g_{in}}$	$T_{g_{out}}$	φ_{in}	φ_{out}	p	P
[min]	[°C]	[°C]	[°C]	[%]	[%]	[kPa]	[m ³]
0	44,9	24,6	38,3	17,7	100	97,5	34,2825
1	44,8	24,6	39,1	17,6	100	97,5	34,3035
2	44,6	24,6	39,5	17,7	100	97,5	34,3245
3	44,5	24,6	39,6	18	100	97,5	34,3468
4	44,3	24,6	39,5	18,3	100	97,5	34,366
5	44,2	24,6	39,7	18,6	100	97,5	34,3871
6	44	24,6	39,8	18,8	100	97,5	34,4062
7	43,8	24,6	39,6	19,2	100	97,5	34,4287
8	43,7	24,6	39,7	19,6	100	97,5	34,4472
9	43,5	24,6	39,2	19,9	100	97,5	34,4672
10	43,4	24,6	38,8	20,2	100	97,5	34,4873
11	43,3	24,6	39,4	20,5	100	97,5	34,505
12	43,1	24,6	38,9	21	100	97,5	34,524
13	43,05	24,6	38,7	21,4	100	97,5	34,545
14	42,8	24,6	38,5	21,8	100	97,5	34,5696
15	42,7	24,6	38,4	22,2	100	97,5	34,5768
16	42,5	24,6	38,8	21	100	97,5	34,5962
17	42,4	24,6	39,1	18,6	100	97,5	34,6175
18	42,3	24,6	38,7	17,1	100	97,5	34,6386
19	42,1	24,6	38,6	17,1	100	97,4	34,6604
20	42	24,6	38,6	17,3	100	97,4	34,6816

Tab. 20-9: Vypočtené hodnoty parciálních tlaků

t	p''_{in}	$p_{H_2O_{in}}$	p''_{out}	$p_{H_2O_{out}}$	p''_{H_2O}	p_{H_2O}	Δp_{In}
[min]	[bar]	[kPa]	[bar]	[kPa]	[bar]	[kPa]	[kPa]
0	0,0309	3,0920	0,0674	6,7351	0,0954	9,5367	5,3075
1	0,0309	3,0920	0,0703	7,0314	0,0949	9,4877	5,0200
2	0,0309	3,0920	0,0718	7,1837	0,0939	9,3904	4,7808
3	0,0309	3,0920	0,0722	7,2222	0,0934	9,3421	4,6884
4	0,0309	3,0920	0,0718	7,1837	0,0925	9,2461	4,6048
5	0,0309	3,0920	0,0726	7,2609	0,0920	9,1985	4,4779
6	0,0309	3,0920	0,0730	7,2998	0,0910	9,1038	4,3269
7	0,0309	3,0920	0,0722	7,2222	0,0901	9,0099	4,2786



8	0,0309	3,0920	0,6060	0,0726	7,2609	7,2609	0,0896	8,9633	8,9633	4,1825
9	0,0309	3,0920	0,6153	0,0707	7,0692	7,0692	0,0887	8,8707	8,8707	4,2397
10	0,0309	3,0920	0,6246	0,0692	6,9190	6,9190	0,0882	8,8247	8,8247	4,3133
11	0,0309	3,0920	0,6339	0,0715	7,1454	7,1454	0,0878	8,7789	8,7789	4,0528
12	0,0309	3,0920	0,6493	0,0696	6,9563	6,9563	0,0869	8,6879	8,6879	4,1082
13	0,0309	3,0920	0,6617	0,0688	6,8818	6,8818	0,0867	8,6653	8,6653	4,1430
14	0,0309	3,0920	0,6741	0,0681	6,8081	6,8081	0,0855	8,5530	8,5530	4,0690
15	0,0309	3,0920	0,6864	0,0677	6,7715	6,7715	0,0851	8,5084	8,5084	4,0437
16	0,0309	3,0920	0,6493	0,0692	6,9190	6,9190	0,0842	8,4198	8,4198	3,8130
17	0,0309	3,0920	0,5751	0,0703	7,0314	7,0314	0,0838	8,3758	8,3758	3,6720
18	0,0309	3,0920	0,5287	0,0688	6,8818	6,8818	0,0833	8,3321	8,3321	3,7752
19	0,0309	3,0920	0,5287	0,0684	6,8449	6,8449	0,0825	8,2451	8,2451	3,7007
20	0,0309	3,0920	0,5349	0,0684	6,8449	6,8449	0,0820	8,2019	8,2019	3,6439

Tab. 20-10: Vypočtené molárních a hmotnostního toku mezi jednotlivými odečty měření

t	Δp_{ln}	Δt	\dot{n}	$\dot{n}_{stř}$	Δn	\dot{m}
[min]	[kPa]	[s]	[mol/s]	[mol/s]	[mol]	[kg/s]
0	6,882	X	7,67E-07	X	X	1,38E-05
1	6,241	60	6,95E-07	7,31E-07	4,39E-05	1,25E-05
2	5,3075	X	1,25E-06	X	X	2,26E-05
3	5,0200	60	1,19E-06	1,22E-06	7,31E-05	2,13E-05
4	4,7808	60	1,13E-06	1,16E-06	6,94E-05	2,03E-05
5	4,6884	60	1,11E-06	1,12E-06	6,71E-05	1,99E-05
6	4,6048	60	1,09E-06	1,10E-06	6,58E-05	1,96E-05
7	4,4779	60	1,06E-06	1,07E-06	6,43E-05	1,90E-05
8	4,3269	60	1,02E-06	1,04E-06	6,24E-05	1,84E-05
9	4,2786	60	1,01E-06	1,02E-06	6,09E-05	1,82E-05
10	4,1825	60	9,87E-07	9,99E-07	5,99E-05	1,78E-05
11	4,2397	60	1,00E-06	9,94E-07	5,96E-05	1,80E-05
12	4,3133	60	1,02E-06	1,01E-06	6,06E-05	1,83E-05
13	4,0528	60	9,57E-07	9,88E-07	5,93E-05	1,72E-05
14	4,1082	60	9,70E-07	9,63E-07	5,78E-05	1,75E-05
15	4,1430	60	9,78E-07	9,74E-07	5,84E-05	1,76E-05
16	4,0690	60	9,61E-07	9,69E-07	5,82E-05	1,73E-05
17	4,0437	60	9,55E-07	9,58E-07	5,75E-05	1,72E-05
18	3,8130	60	9,00E-07	9,27E-07	5,56E-05	1,62E-05
19	3,6720	60	8,67E-07	8,84E-07	5,30E-05	1,56E-05
20	3,7752	60	8,91E-07	8,79E-07	5,27E-05	1,61E-05

$$\beta S = 2,389 \cdot 10^{-7} \text{ mol}/(\text{Pa} \cdot \text{s})$$



Tab. 20-11: Vypočtené hodnoty toku odpařené vody do bubliny

t [min]	\dot{m} [kg/s]	Δh_l^{vyp} [J/kg]	\dot{Q}_{vyp} [J]
0	2,26E-05	2417985	54,58
1	2,13E-05	2418264	51,63
2	2,03E-05	2418822	49,18
3	1,99E-05	2419101	48,24
4	1,96E-05	2419659	47,39
5	1,90E-05	2419937	46,09
6	1,84E-05	2420495	44,54
7	1,82E-05	2421052	44,05
8	1,78E-05	2421330	43,07
9	1,80E-05	2421887	43,67
10	1,83E-05	2422165	44,43
11	1,72E-05	2422444	41,75
12	1,75E-05	2423000	42,34
13	1,76E-05	2423139	42,70
14	1,73E-05	2423834	41,94
15	1,72E-05	2424112	41,69
16	1,62E-05	2424668	39,32
17	1,56E-05	2424946	37,87
18	1,61E-05	2425223	38,94
19	1,57E-05	2425779	38,18
20	1,55E-05	2426056	37,60

Tab. 20-12: Vypočtené hodnoty toku odpařené vody do bubliny

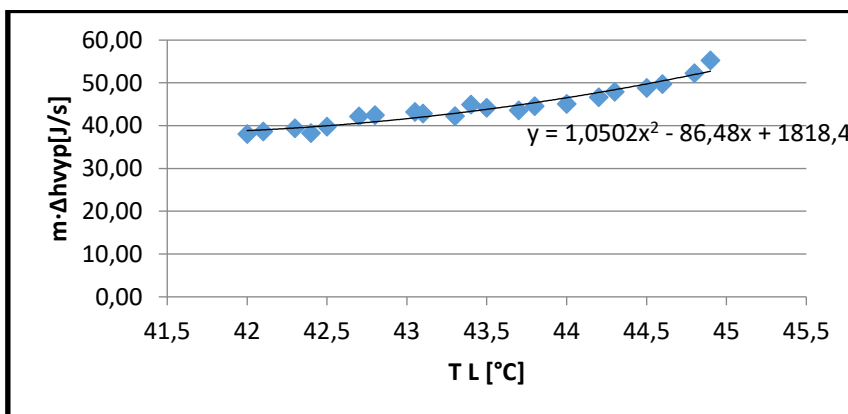
t [min]	T_l [°C]	$T_{g_{in}}$ [°C]	$T_{g_{out}}$ [°C]	ΔT_{ln} [°C]	$T_{g_{stř}}$ [°C]
0	44,9	24,6	38,3	12,193	32,707
1	44,8	24,6	39,1	11,460	33,340
2	44,6	24,6	39,5	10,904	33,696
3	44,5	24,6	39,6	10,703	33,797
4	44,3	24,6	39,5	10,552	33,748
5	44,2	24,6	39,7	10,262	33,938
6	44	24,6	39,8	9,933	34,067
7	43,8	24,6	39,6	9,870	33,930
8	43,7	24,6	39,7	9,658	34,042
9	43,5	24,6	39,2	9,861	33,639
10	43,4	24,6	38,8	10,087	33,313
11	43,3	24,6	39,4	9,442	33,858



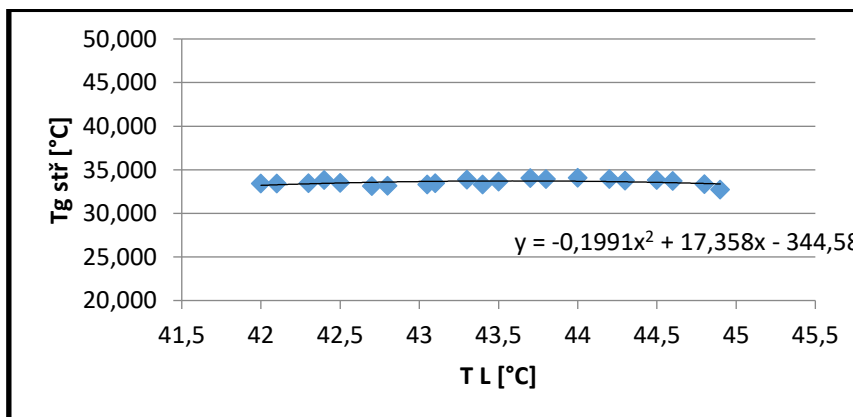
12	43,1	24,6	38,9	9,645	33,455
13	43,05	24,6	38,7	9,759	33,291
14	42,8	24,6	38,5	9,634	33,166
15	42,7	24,6	38,4	9,601	33,099
16	42,5	24,6	38,8	9,007	33,493
17	42,4	24,6	39,1	8,604	33,796
18	42,3	24,6	38,7	8,853	33,447
19	42,1	24,6	38,6	8,699	33,401
20	42	24,6	38,6	8,575	33,425

Tab. 20-13: Vypočtené hodnoty zavedených koeficientů

C2	-1,931
C1	156,9
C0	-3269
Δ	642,1



Obr. 20-19: Závislost mezi teplotou kapaliny a odpařeným teplem – potvrzení předpokladu nahrazení polynomem 2. stupně



Obr. 20-20: Závislost mezi teplotou kapaliny a střední logaritmickou teplotou – potvrzení předpokladu nahrazení polynomem 2. stupně



Tab. 20-14: Vypočtené hodnoty regrese pro porovnání levé a pravé strany

t	$t/m_l \cdot c_{p_l}$	$\arctg(X)$	$\arctg(X) \cdot (t/m_l \cdot c_{p_l})$	$(t/m_l \cdot c_{p_l})^2$
[min]	[s·K/J]	-	-	-
0	0,001639	0,00085	1,39E-06	7,22E-07
1	0,003279	0,002584	8,47E-06	6,68E-06
2	0,004918	0,003469	1,71E-05	1,2E-05
3	0,006557	0,005275	3,46E-05	2,78E-05
4	0,008197	0,006196	5,08E-05	3,84E-05
5	0,009836	0,008073	7,94E-05	6,52E-05
6	0,011475	0,009997	0,000115	9,99E-05
7	0,013114	0,010977	0,000144	0,00012
8	0,014754	0,012971	0,000191	0,000168
9	0,016393	0,013985	0,000229	0,000196
10	0,018032	0,015011	0,000271	0,000225
11	0,019672	0,017094	0,000336	0,000292
12	0,021311	0,017621	0,000376	0,000311
13	0,022950	0,020298	0,000466	0,000412
14	0,024590	0,021386	0,000526	0,000457
15	0,026229	0,023591	0,000619	0,000557
16	0,027868	0,024707	0,000689	0,00061
17	0,029507	0,025831	0,000762	0,000667
18	0,031147	0,028105	0,000875	0,00079
19	0,032786	0,029254	0,000959	0,000856
20	0,001639	0,00085	1,39E-06	7,22E-07

$$\alpha S_b = 5,20 \text{ W/K}$$

$$\alpha a = \frac{\alpha S_b}{V_L} = 588,0 \text{ W/(m}^3\text{K)}$$



C. Výška plováku průtokoměru 60 mm

Tab. 20-15: Přímé měřené hodnoty při měření

t	T_l	$T_{g_{in}}$	$T_{g_{out}}$	φ_{in}	φ_{out}	p	P
[min]	[°C]	[°C]	[°C]	[%]	[%]	[kPa]	[m ³]
0	41,8	24,6	39,2	17,6	100	97,5	34,707
1	41,7	24,6	39,1	17,8	100	97,5	34,7395
2	41,5	24,5	39,4	18,2	100	97,5	34,7726
3	41,3	24,5	39,1	18,5	100	97,5	34,8062
4	41,2	24,5	39	18,9	100	97,5	34,8425
5	41	24,5	38,7	19,4	100	97,5	34,8774
6	40,9	24,5	38,9	19,7	100	97,5	34,9055
7	40,7	24,5	38,4	20,1	100	97,5	34,942
8	40,6	24,5	38,7	20,5	100	97,5	34,9655
9	40,4	24,5	38,6	20,9	100	97,5	34,9968
10	40,2	24,5	38,3	21,4	100	97,5	35,0265
11	40	24,5	38,3	22	100	97,5	35,0576
12	39,9	24,5	37,9	22,4	100	97,5	35,0853
13	39,7	24,5	37,8	19,5	100	97,5	35,1165
14	39,6	24,5	38	17,3	100	97,5	35,1512
15	39,4	24,5	37,9	17	100	97,5	35,1838
16	39,3	24,4	37,7	17	100	97,5	35,2174
17	39,1	24,4	37,7	17,3	100	97,5	35,2525
18	38,9	24,4	37,3	17,7	100	97,5	35,2958
19	38,8	24,4	37,2	18	100	97,5	35,3184
20	38,7	24,4	37,2	18,4	100	97,5	35,351

Tab. 20-16: Vypočtené hodnoty parciálních tlaků

t	p''_{in}	$p_{H_2O_{in}}$	p''_{out}	$p_{H_2O_{out}}$	p''_{H_2O}	p_{H_2O}	Δp_{In}
[min]	[bar]	[kPa]	[bar]	[kPa]	[bar]	[kPa]	[kPa]
0	0,0309	3,0920	0,0707	7,0692	0,0812	8,1161	3,2978
1	0,0309	3,0920	0,0703	7,0314	0,0807	8,0735	3,2787
2	0,0307	3,0735	0,0715	7,1454	0,0799	7,9889	3,0271
3	0,0307	3,0735	0,0703	7,0314	0,0791	7,9050	3,0371
4	0,0307	3,0735	0,0699	6,9937	0,0786	7,8634	3,0176
5	0,0307	3,0735	0,0688	6,8818	0,0778	7,7806	3,0239
6	0,0307	3,0735	0,0696	6,9563	0,0774	7,7395	2,8748
7	0,0307	3,0735	0,0677	6,7715	0,0766	7,6579	2,9697
8	0,0307	3,0735	0,0688	6,8818	0,0762	7,6174	2,7771
9	0,0307	3,0735	0,0684	6,8449	0,0754	7,5369	2,6981
10	0,0307	3,0735	0,0674	6,7351	0,0746	7,4572	2,7101



11	0,0307	3,0735	0,6762	0,0674	6,7351	6,7351	0,0738	7,3781	7,3781	2,5850
12	0,0307	3,0735	0,6885	0,0659	6,5910	6,5910	0,0734	7,3389	7,3389	2,7012
13	0,0307	3,0735	0,5993	0,0656	6,5554	6,5554	0,0726	7,2609	7,2609	2,6529
14	0,0307	3,0735	0,5317	0,0663	6,6268	6,6268	0,0722	7,2222	7,2222	2,5196
15	0,0307	3,0735	0,5225	0,0659	6,5910	6,5910	0,0715	7,1454	7,1454	2,4465
16	0,0306	3,0552	0,5194	0,0652	6,5200	6,5200	0,0711	7,1072	7,1072	2,4821
17	0,0306	3,0552	0,5285	0,0652	6,5200	6,5200	0,0703	7,0314	7,0314	2,3562
18	0,0306	3,0552	0,5408	0,0638	6,3799	6,3799	0,0696	6,9563	6,9563	2,4232
19	0,0306	3,0552	0,5499	0,0635	6,3453	6,3453	0,0692	6,9190	6,9190	2,4076
20	0,0306	3,0552	0,5622	0,0635	6,3453	6,3453	0,0688	6,8818	6,8818	2,3449

Tab. 20-17: Vypočtené molární a hmotnostního toku mezi jednotlivými odečty měření

t	Δp_{ln}	Δt	\dot{n}	$\dot{n}_{stř}$	Δn	\dot{m}
[min]	[kPa]	[s]	[mol/s]	[mol/s]	[mol]	[kg/s]
0	3,2978	X	7,67E-07	X	X	1,38E-05
1	3,2787	60	6,95E-07	7,31E-07	4,39E-05	1,25E-05
2	3,0271	X	1,25E-06	X	X	2,26E-05
3	3,0371	60	1,19E-06	1,22E-06	7,31E-05	2,13E-05
4	3,0176	60	1,13E-06	1,16E-06	6,94E-05	2,03E-05
5	3,0239	60	1,11E-06	1,12E-06	6,71E-05	1,99E-05
6	2,8748	60	1,09E-06	1,10E-06	6,58E-05	1,96E-05
7	2,9697	60	1,06E-06	1,07E-06	6,43E-05	1,90E-05
8	2,7771	60	1,02E-06	1,04E-06	6,24E-05	1,84E-05
9	2,6981	60	1,01E-06	1,02E-06	6,09E-05	1,82E-05
10	2,7101	60	9,87E-07	9,99E-07	5,99E-05	1,78E-05
11	2,5850	60	1,00E-06	9,94E-07	5,96E-05	1,80E-05
12	2,7012	60	1,02E-06	1,01E-06	6,06E-05	1,83E-05
13	2,6529	60	9,57E-07	9,88E-07	5,93E-05	1,72E-05
14	2,5196	60	9,70E-07	9,63E-07	5,78E-05	1,75E-05
15	2,4465	60	9,78E-07	9,74E-07	5,84E-05	1,76E-05
16	2,4821	60	9,61E-07	9,69E-07	5,82E-05	1,73E-05
17	2,3562	60	9,55E-07	9,58E-07	5,75E-05	1,72E-05
18	2,4232	60	9,00E-07	9,27E-07	5,56E-05	1,62E-05
19	2,4076	60	8,67E-07	8,84E-07	5,30E-05	1,56E-05
20	2,3449	60	8,91E-07	8,79E-07	5,27E-05	1,61E-05

$$\beta S = 4,934 \cdot 10^{-7} \text{ mol}/(\text{Pa} \cdot \text{s})$$



Tab. 20-18: Vypočtené hodnoty toku odpařené vody do bubliny

t	\dot{m}	Δh_l^{vyp}	\dot{Q}_{vyp}
[min]	[kg/s]	[J/kg]	[J]
0	2,98063E-05	2426611	72,328
1	2,96335E-05	2426889	71,917
2	2,73601E-05	2427443	66,415
3	2,74499E-05	2427998	66,648
4	2,72735E-05	2428275	66,228
5	2,73309E-05	2428829	66,382
6	2,59828E-05	2429106	63,115
7	2,68408E-05	2429660	65,214
8	2,50999E-05	2429937	60,991
9	2,4386E-05	2430491	59,270
10	2,4495E-05	2431044	59,549
11	2,33635E-05	2431597	56,811
12	2,44139E-05	2431874	59,372
13	2,39773E-05	2432426	58,323
14	2,27726E-05	2432703	55,399
15	2,21124E-05	2433255	53,805
16	2,24338E-05	2433531	54,593
17	2,12962E-05	2434084	51,837
18	2,19013E-05	2434636	53,322
19	2,17606E-05	2434912	52,985
20	2,11941E-05	2435188	51,612

Tab. 20-19: Vypočtené hodnoty toku odpařené vody do bubliny

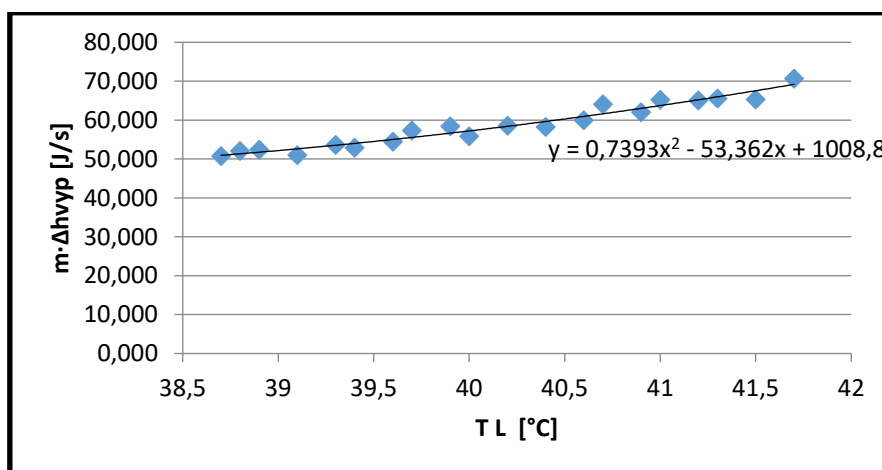
t	T_l	$T_{g_{in}}$	$T_{g_{out}}$	ΔT_{ln}	$T_{g_{stř}}$
[min]	[°C]	[°C]	[°C]	[°C]	[°C]
0	41,8	24,6	39,2	7,727	34,073
1	41,7	24,6	39,1	7,698	34,002
2	41,5	24,5	39,4	7,125	34,375
3	41,3	24,5	39,1	7,182	34,118
4	41,2	24,5	39	7,154	34,046
5	41	24,5	38,7	7,206	33,794
6	40,9	24,5	38,9	6,844	34,056
7	40,7	24,5	38,4	7,121	33,579
8	40,6	24,5	38,7	6,645	33,955
9	40,4	24,5	38,6	6,472	33,928
10	40,2	24,5	38,3	6,535	33,665
11	40	24,5	38,3	6,244	33,756



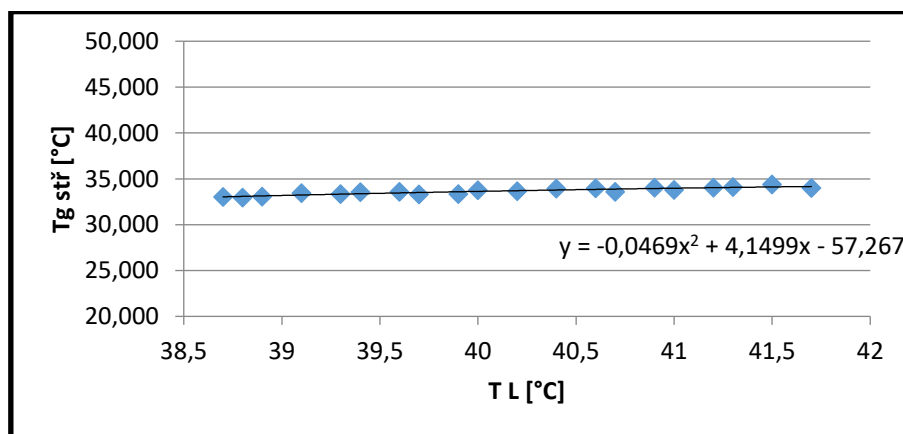
12	39,9	24,5	37,9	6,565	33,335
13	39,7	24,5	37,8	6,396	33,304
14	39,6	24,5	38	6,014	33,586
15	39,4	24,5	37,9	5,837	33,563
16	39,3	24,4	37,7	5,960	33,340
17	39,1	24,4	37,7	5,656	33,444
18	38,9	24,4	37,3	5,853	33,047
19	38,8	24,4	37,2	5,826	32,974
20	38,7	24,4	37,2	5,677	33,023

Tab. 20-20: Vypočtené hodnoty zavedených koeficientů

C2	-0,995
C1	70,56
C0	-1321
Δ	280,4



Obr. 20-21: Závislost mezi teplotou kapaliny a odpařeným teplem – potvrzení předpokladu nahrazení polynorem 2. stupně



Obr. 20-22: Závislost mezi teplotou kapaliny a střední logaritmicou teplotou – potvrzení předpokladu nahrazení polynorem 2. stupně



Tab. 20-21: Vypočtené hodnoty regrese pro porovnání levé a pravé strany

t	$t/m_l \cdot c_{p_l}$	$\arctg(X)$	$\arctg(X) \cdot (t/m_l \cdot c_{p_l})$	$(t/m_l \cdot c_{p_l})^2$
[min]	[s·K/J]	-	-	-
0	X	X	X	X
1	0,001639	0,00085	1,39E-06	7,22E-07
2	0,003279	0,002584	8,47E-06	6,68E-06
3	0,004918	0,003469	1,71E-05	1,2E-05
4	0,006557	0,005275	3,46E-05	2,78E-05
5	0,008197	0,006196	5,08E-05	3,84E-05
6	0,009836	0,008073	7,94E-05	6,52E-05
7	0,011475	0,009997	0,000115	9,99E-05
8	0,013114	0,010977	0,000144	0,00012
9	0,014754	0,012971	0,000191	0,000168
10	0,016393	0,013985	0,000229	0,000196
11	0,018032	0,015011	0,000271	0,000225
12	0,019672	0,017094	0,000336	0,000292
13	0,021311	0,017621	0,000376	0,000311
14	0,022950	0,020298	0,000466	0,000412
15	0,024590	0,021386	0,000526	0,000457
16	0,026229	0,023591	0,000619	0,000557
17	0,027868	0,024707	0,000689	0,00061
18	0,029507	0,025831	0,000762	0,000667
19	0,031147	0,028105	0,000875	0,00079
20	0,032786	0,029254	0,000959	0,000856

$$\alpha S_b = 5,46 \text{ W/K}$$

$$\alpha a = \frac{\alpha S_b}{V_L} = 618,0 \text{ W/(m}^3\text{K)}$$



20.2.1.2 Výška hladiny 600 mm

A. Výška plováku průtokoměru 20 mm

Tab. 20-22: Přímé měřené hodnoty při měření

t [min]	T_l [°C]	$T_{g_{in}}$ [°C]	$T_{g_{out}}$ [°C]	φ_{in} [%]	φ_{out} [%]	p [kPa]	P [m ³]
0	50,5	24,6	41	22,2	100	97,4	35,3656
1	50,3	24,6	41,1	19,7	100	97,4	35,375
2	50,1	24,7	41	19,6	100	97,4	35,3872
3	50	24,7	40,9	19,6	100	97,4	35,3976
4	49,8	24,7	40,9	19,8	100	97,4	35,4084
5	49,6	24,7	41,2	20,1	100	97,4	35,42
6	49,5	24,7	40,2	20,4	100	97,4	35,4306
7	49,3	24,7	41,2	20,7	100	97,4	35,4392
8	49,2	24,8	41,4	20,9	100	97,4	35,4476
9	49	24,8	41,8	21,1	100	97,4	35,4604
10	48,9	24,8	39,4	21,6	100	97,4	35,4665
11	48,8	24,8	40,3	22	100	97,4	35,4755
12	48,6	24,8	41,8	20	100	97,4	35,4868
13	48,5	24,8	41,3	18	100	97,4	35,4995
14	48,3	24,8	41,7	17,5	100	97,4	35,5087
15	48,2	24,8	41,1	17,5	100	97,4	35,521
16	48	24,8	41,7	17,6	100	97,4	35,5365
17	47,9	24,8	41,3	17,7	100	97,4	35,5435
18	47,8	24,9	41,1	17,8	100	97,4	35,5545
19	47,6	24,9	41,3	18,1	100	97,4	35,5666
20	47,5	24,9	40,5	18,3	100	97,5	35,5774

Tab. 20-23: Vypočtené hodnoty parciálních tlaků

t [min]	p''_{in} [bar]	$p_{H_2O_{in}}$ [kPa]	p''_{out} [bar]	$p_{H_2O_{out}}$ [kPa]	p''_{H_2O} [bar]	p_{H_2O} [kPa]	Δp_{ln} [kPa]
0	0,030920	3,0920	0,07699	7,6986	0,12649	12,649	7,948
1	0,030920	3,0920	0,07699	7,6986	0,12525	12,525	7,844
2	0,031105	3,1105	0,07740	7,7395	0,12401	12,401	7,683
3	0,031105	3,1105	0,07740	7,7395	0,12340	12,340	7,617
4	0,031105	3,1105	0,07740	7,7395	0,12218	12,218	7,483
5	0,031105	3,1105	0,07863	7,8634	0,12097	12,097	7,261
6	0,031105	3,1105	0,07457	7,4572	0,12037	12,037	7,479
7	0,031105	3,1105	0,07863	7,8634	0,11917	11,917	7,059
8	0,031292	3,1292	0,07947	7,9468	0,11858	11,858	6,930



9	0,031292	3,1292	0,66025	0,08116	8,1161	8,1161	0,11740	11,740	11,740	6,672
10	0,031292	3,1292	0,67590	0,07145	7,1454	7,1454	0,11682	11,682	11,682	7,300
11	0,031292	3,1292	0,68842	0,07497	7,4969	7,4969	0,11624	11,624	11,624	6,986
12	0,031292	3,1292	0,62583	0,08116	8,1161	8,1161	0,11508	11,508	11,508	6,425
13	0,031292	3,1292	0,56325	0,07905	7,9050	7,9050	0,11450	11,450	11,450	6,544
14	0,031292	3,1292	0,54760	0,08074	8,0735	8,0735	0,11336	11,336	11,336	6,292
15	0,031292	3,1292	0,54760	0,07822	7,8219	7,8219	0,11279	11,279	11,279	6,422
16	0,031292	3,1292	0,55073	0,08074	8,0735	8,0735	0,11166	11,166	11,166	6,100
17	0,031292	3,1292	0,55386	0,07905	7,9050	7,9050	0,11110	11,110	11,110	6,167
18	0,031479	3,1479	0,56033	0,07822	7,8219	7,8219	0,11054	11,054	11,054	6,166
19	0,031479	3,1479	0,56977	0,07905	7,9050	7,9050	0,10943	10,943	10,943	5,974
20	0,031479	3,1479	0,57607	0,07577	7,5771	7,5771	0,10888	10,888	10,888	6,163

Tab. 20-24: Vypočtené molární a hmotnostního toku mezi jednotlivými odečty měření

t	Δp_{ln}	Δt	\dot{n}	$\dot{n}_{stř}$	Δn	\dot{m}
[min]	[kPa]	[s]	[mol/s]	[mol/s]	[mol]	[kg/s]
0	7,948	X	7,798E-07	X	X	1,405E-05
1	7,844	60	7,667E-07	7,732E-07	4,639E-05	1,381E-05
2	7,683	X	7,564E-07	7,615E-07	4,569E-05	1,363E-05
3	7,617	60	7,527E-07	7,545E-07	4,527E-05	1,356E-05
4	7,483	60	7,395E-07	7,461E-07	4,477E-05	1,332E-05
5	7,261	60	7,175E-07	7,285E-07	4,371E-05	1,293E-05
6	7,479	60	7,391E-07	7,283E-07	4,37E-05	1,332E-05
7	7,059	60	6,976E-07	7,183E-07	4,31E-05	1,257E-05
8	6,930	60	6,848E-07	6,912E-07	4,147E-05	1,234E-05
9	6,672	60	6,593E-07	6,721E-07	4,032E-05	1,188E-05
10	7,300	60	6,587E-07	6,59E-07	3,954E-05	1,187E-05
11	6,986	60	6,55E-07	6,568E-07	3,941E-05	1,18E-05
12	6,425	60	6,349E-07	6,449E-07	3,87E-05	1,144E-05
13	6,544	60	6,466E-07	6,408E-07	3,845E-05	1,165E-05
14	6,292	60	6,218E-07	6,342E-07	3,805E-05	1,12E-05
15	6,422	60	6,346E-07	6,282E-07	3,769E-05	1,143E-05
16	6,100	60	6,028E-07	6,187E-07	3,712E-05	1,086E-05
17	6,167	60	6,094E-07	6,061E-07	3,637E-05	1,098E-05
18	6,166	60	6,094E-07	6,094E-07	3,656E-05	1,098E-05
19	5,974	60	5,903E-07	5,998E-07	3,599E-05	1,063E-05
20	6,163	60	6,09E-07	5,996E-07	3,598E-05	1,097E-05

$$\beta S = 0,988 \cdot 10^{-7} \text{ mol}/(\text{Pa} \cdot \text{s})$$



Tab. 20-25: Vypočtené hodnoty toku odpařené vody do bubliny

t [min]	\dot{m} [kg/s]	Δh_l^{vyp} [J/kg]	\dot{Q}_{vyp} [J]
0	1,405E-05	2402274	33,747
1	1,381E-05	2402838	33,186
2	1,363E-05	2403402	32,749
3	1,356E-05	2403684	32,594
4	1,332E-05	2404247	32,030
5	1,293E-05	2404811	31,086
6	1,332E-05	2405092	32,024
7	1,257E-05	2405655	30,231
8	1,234E-05	2405936	29,681
9	1,188E-05	2406499	28,583
10	1,187E-05	2406780	28,558
11	1,18E-05	2407061	28,402
12	1,144E-05	2407624	27,538
13	1,165E-05	2407905	28,050
14	1,12E-05	2408466	26,980
15	1,143E-05	2408747	27,538
16	1,086E-05	2409309	26,163
17	1,098E-05	2409589	26,455
18	1,098E-05	2409870	26,455
19	1,063E-05	2410431	25,633
20	1,097E-05	2410712	26,448

Tab. 20-26: Vypočtené hodnoty toku odpařené vody do bubliny

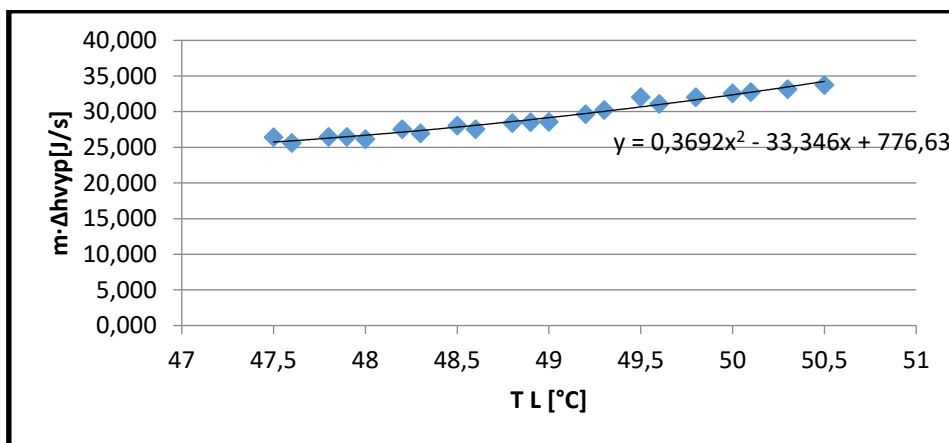
t [min]	T_l [°C]	$T_{g_{in}}$ [°C]	$T_{g_{out}}$ [°C]	ΔT_{ln} [°C]	$T_{g_{stř}}$ [°C]
0	50,5	24,6	41	16,352	34,148
1	50,3	24,6	41,1	16,062	34,238
2	50,1	24,7	41	15,880	34,220
3	50	24,7	40,9	15,843	34,157
4	49,8	24,7	40,9	15,625	34,175
5	49,6	24,7	41,2	15,184	34,416
6	49,5	24,7	40,2	15,803	33,697
7	49,3	24,7	41,2	14,853	34,447
8	49,2	24,8	41,4	14,556	34,644
9	49	24,8	41,8	14,023	34,977
10	48,9	24,8	39,4	14,066	34,834
11	48,8	24,8	40,3	14,031	34,769



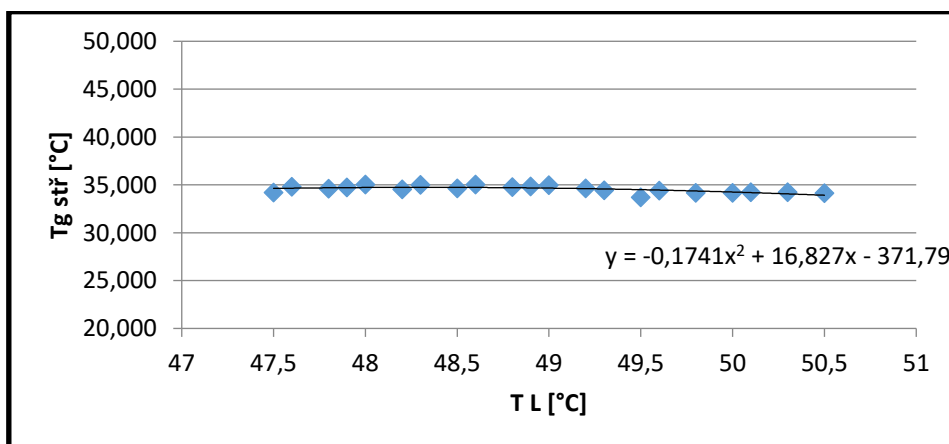
12	48,6	24,8	41,8	13,570	35,030
13	48,5	24,8	41,3	13,849	34,651
14	48,3	24,8	41,7	13,308	34,992
15	48,2	24,8	41,1	13,667	34,533
16	48	24,8	41,7	12,964	35,036
17	47,9	24,8	41,3	13,171	34,729
18	47,8	24,9	41,1	13,181	34,619
19	47,6	24,9	41,3	12,794	34,806
20	47,5	24,9	40,5	13,310	34,190

Tab. 20-27: Vypočtené hodnoty zavedených koeficientů

C2	-1,363
C1	123,7
C0	-2898,2
Δ	500,37



Obr. 20-23: Závislost mezi teplotou kapaliny a odpařeným teplem – potvrzení předpokladu nahrazení polynomem 2. stupně



Obr. 20-24: Závislost mezi teplotou kapaliny a střední logaritmickou teplotou – potvrzení předpokladu nahrazení polynomem 2. stupně



Tab. 20-28: Vypočtené hodnoty regrese pro porovnání levé a pravé strany

t	$t/m_l \cdot c_{p_l}$	$\arctg(X)$	$\arctg(X) \cdot (t/m_l \cdot c_{p_l})$	$(t/m_l \cdot c_{p_l})^2$
[min]	[s·K/J]	-	-	-
0	X	X	X	X
1	0,001369	0,001502	2,06E-06	2,26E-06
2	0,002738	0,003036	8,31E-06	9,21E-06
3	0,004107	0,003814	1,57E-05	1,45E-05
4	0,005476	0,005393	2,95E-05	2,91E-05
5	0,006846	0,007003	4,79E-05	4,9E-05
6	0,008215	0,00782	6,42E-05	6,12E-05
7	0,009584	0,009476	9,08E-05	8,98E-05
8	0,010953	0,010315	0,000113	0,000106
9	0,012322	0,012015	0,000148	0,000144
10	0,013691	0,012875	0,000176	0,000166
11	0,015060	0,013743	0,000207	0,000189
12	0,016429	0,015501	0,000255	0,00024
13	0,017799	0,016389	0,000292	0,000269
14	0,019168	0,018187	0,000349	0,000331
15	0,020537	0,019096	0,000392	0,000365
16	0,021906	0,020932	0,000459	0,000438
17	0,023275	0,021859	0,000509	0,000478
18	0,024644	0,022792	0,000562	0,000519
19	0,026013	0,024675	0,000642	0,000609
20	0,027382	0,025625	0,000702	0,000657

$$\alpha S_b = 5,70 \text{ W/K}$$

$$\alpha a = \frac{\alpha S_b}{V_L} = 538,2 \text{ W/(m}^3\text{K)}$$



B. Výška plováku průtokoměru 40 mm

Tab. 20-29: Přímé měřené hodnoty při měření

t	T_l	$T_{g_{in}}$	$T_{g_{out}}$	φ_{in}	φ_{out}	p	P
[min]	[°C]	[°C]	[°C]	[%]	[%]	[kPa]	[m ³]
0	47,4	24,9	40,9	18,5	100	97,4	35,5845
1	47,3	24,9	43,2	18,9	100	97,4	35,6068
2	47,1	24,9	42,7	19,2	100	97,4	35,6295
3	47	24,9	43,9	19,5	100	97,4	35,6506
4	46,8	24,9	43,7	19,9	100	97,4	35,6725
5	46,6	24,9	43	20,3	100	97,5	35,6935
6	46,5	24,9	43,7	20,7	100	97,5	35,7145
7	46,3	24,9	43,2	21	100	97,5	35,7365
8	46,2	24,9	43,2	21,5	100	97,5	35,7555
9	46	24,9	43,2	22	100	97,5	35,7765
10	45,8	24,9	43	22,3	100	97,5	35,7935
11	45,7	24,9	43,2	19,6	100	97,5	35,8195
12	45,5	24,9	43,5	17,3	100	97,5	35,8405
13	45,4	24,9	43	17,3	100	97,5	35,8632
14	45,2	24,9	43	17,2	100	97,5	35,8895
15	45	24,9	43	17,4	100	97,5	35,911
16	44,9	24,9	42,3	17,6	100	97,5	35,9342
17	44,7	24,9	42,9	17,9	100	97,5	35,9558
18	44,6	24,9	42,9	18,2	100	97,4	35,9812
19	44,4	24,9	42,6	18,5	100	97,4	36,0015
20	44,3	24,9	42,3	18,6	100	97,5	36,0235

Tab. 20-30: Vypočtené hodnoty parciálních tlaků

t	p''_{in}	$p_{H_2O_{in}}$	p''_{out}	$p_{H_2O_{out}}$	p''_{H_2O}	p_{H_2O}	Δp_{In}
[min]	[bar]	[kPa]	[bar]	[kPa]	[bar]	[kPa]	[kPa]
0	0,031479	3,1479	0,07740	7,7395	0,10833	10,833	5,974
1	0,031479	3,1479	0,08733	8,7333	0,10779	10,779	5,070
2	0,031479	3,1479	0,08508	8,5084	0,10670	10,670	5,138
3	0,031479	3,1479	0,09057	9,0567	0,10616	10,616	4,543
4	0,031479	3,1479	0,08963	8,9633	0,10509	10,509	4,494
5	0,031479	3,1479	0,08643	8,6427	0,10403	10,403	4,672
6	0,031479	3,1479	0,08963	8,9633	0,10350	10,350	4,273
7	0,031479	3,1479	0,08733	8,7333	0,10245	10,245	4,371
8	0,031479	3,1479	0,08733	8,7333	0,10193	10,193	4,298
9	0,031479	3,1479	0,08733	8,7333	0,10090	10,090	4,154
10	0,031479	3,1479	0,08643	8,6427	0,09987	9,987	4,109



11	0,031479	3,1479	0,6170	0,08733	8,7333	8,7333	0,09936	9,936	9,936	3,964
12	0,031479	3,1479	0,5446	0,08871	8,8707	8,8707	0,09835	9,835	9,835	3,676
13	0,031479	3,1479	0,5446	0,08643	8,6427	8,6427	0,09785	9,785	9,785	3,873
14	0,031479	3,1479	0,5414	0,08643	8,6427	8,6427	0,09685	9,685	9,685	3,730
15	0,031479	3,1479	0,5477	0,08643	8,6427	8,6427	0,09586	9,586	9,586	3,582
16	0,031479	3,1479	0,5540	0,08332	8,3321	8,3321	0,09537	9,537	9,537	3,871
17	0,031479	3,1479	0,5635	0,08598	8,5977	8,5977	0,09439	9,439	9,439	3,410
18	0,031479	3,1479	0,5729	0,08598	8,5977	8,5977	0,09390	9,390	9,390	3,331
19	0,031479	3,1479	0,5824	0,08464	8,4640	8,4640	0,09294	9,294	9,294	3,353
20	0,031479	3,1479	0,5855	0,08332	8,3321	8,3321	0,09246	9,246	9,246	3,445

Tab. 20-31: Vypočtené molární a hmotnostního toku mezi jednotlivými odečty měření

t	Δp_{ln}	Δt	\dot{n}	$\dot{n}_{stř}$	Δn	\dot{m}
[min]	[kPa]	[s]	[mol/s]	[mol/s]	[mol]	[kg/s]
0	5,974	X	1,463E-06	X	X	2,636E-05
1	5,070	60	1,242E-06	1,352E-06	8,115E-05	2,237E-05
2	5,138	X	1,258E-06	1,25E-06	7,501E-05	2,267E-05
3	4,543	60	1,113E-06	1,186E-06	7,113E-05	2,004E-05
4	4,494	60	1,101E-06	1,107E-06	6,64E-05	1,983E-05
5	4,672	60	1,144E-06	1,122E-06	6,734E-05	2,061E-05
6	4,273	60	1,047E-06	1,095E-06	6,572E-05	1,886E-05
7	4,371	60	1,071E-06	1,059E-06	6,352E-05	1,929E-05
8	4,298	60	1,053E-06	1,062E-06	6,369E-05	1,896E-05
9	4,154	60	1,017E-06	1,035E-06	6,21E-05	1,833E-05
10	4,109	60	1,006E-06	1,012E-06	6,072E-05	1,813E-05
11	3,964	60	9,71E-07	9,887E-07	5,932E-05	1,749E-05
12	3,676	60	9,002E-07	9,356E-07	5,613E-05	1,622E-05
13	3,873	60	9,486E-07	9,244E-07	5,547E-05	1,709E-05
14	3,730	60	9,136E-07	9,311E-07	5,587E-05	1,646E-05
15	3,582	60	8,773E-07	8,954E-07	5,373E-05	1,58E-05
16	3,871	60	9,482E-07	9,127E-07	5,476E-05	1,708E-05
17	3,410	60	8,351E-07	8,917E-07	5,35E-05	1,505E-05
18	3,331	60	8,159E-07	8,255E-07	4,953E-05	1,47E-05
19	3,353	60	8,211E-07	8,185E-07	4,911E-05	1,479E-05
20	3,445	60	8,438E-07	8,324E-07	4,995E-05	1,52E-05

$$\beta S = 2,449 \cdot 10^{-7} \text{ mol}/(\text{Pa} \cdot \text{s})$$



Tab. 20-32: Vypočtené hodnoty toku odpařené vody do bubliny

t	\dot{m}	Δh_l^{vyp}	\dot{Q}_{vyp}
[min]	[kg/s]	[J/kg]	[J]
0	2,636E-05	2410992	63,555
1	2,237E-05	2411272	53,940
2	2,267E-05	2411833	54,681
3	2,004E-05	2412113	48,350
4	1,983E-05	2412673	47,836
5	2,061E-05	2413233	49,741
6	1,886E-05	2413513	45,508
7	1,929E-05	2414073	46,559
8	1,896E-05	2414353	45,781
9	1,833E-05	2414912	44,264
10	1,813E-05	2415471	43,794
11	1,749E-05	2415751	42,256
12	1,622E-05	2416310	39,186
13	1,709E-05	2416589	41,299
14	1,646E-05	2417148	39,784
15	1,58E-05	2417706	38,209
16	1,708E-05	2417985	41,302
17	1,505E-05	2418543	36,387
18	1,47E-05	2418822	35,551
19	1,479E-05	2419380	35,788
20	1,52E-05	2419659	36,779

Tab. 20-33: Vypočtené hodnoty toku odpařené vody do bubliny

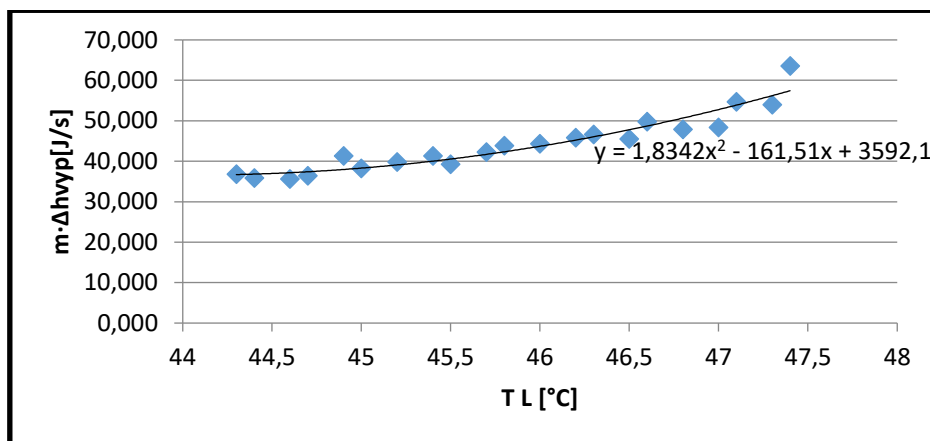
t	T_l	$T_{g_{in}}$	$T_{g_{out}}$	ΔT_{ln}	$T_{g_{stř}}$
[min]	[°C]	[°C]	[°C]	[°C]	[°C]
0	47,4	24,9	40,9	12,885	34,515
1	47,3	24,9	43,2	10,777	36,523
2	47,1	24,9	42,7	10,998	36,102
3	47	24,9	43,9	9,673	37,327
4	46,8	24,9	43,7	9,616	37,184
5	46,6	24,9	43	10,076	36,524
6	46,5	24,9	43,7	9,202	37,298
7	46,3	24,9	43,2	9,472	36,828
8	46,2	24,9	43,2	9,336	36,864
9	46	24,9	43,2	9,061	36,939
10	45,8	24,9	43	9,004	36,796
11	45,7	24,9	43,2	8,638	37,062



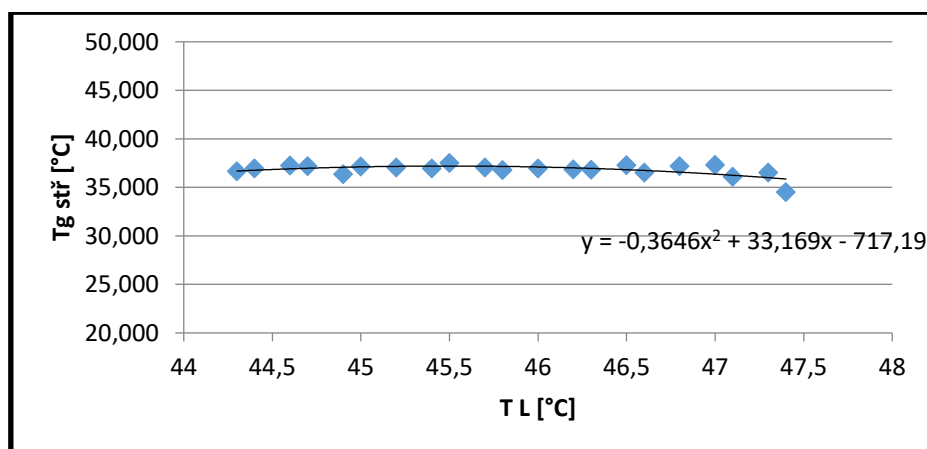
12	45,5	24,9	43,5	7,975	37,525
13	45,4	24,9	43	8,438	36,962
14	45,2	24,9	43	8,145	37,055
15	45	24,9	43	7,844	37,156
16	44,9	24,9	42,3	8,528	36,372
17	44,7	24,9	42,9	7,507	37,193
18	44,6	24,9	42,9	7,347	37,253
19	44,4	24,9	42,6	7,429	36,971
20	44,3	24,9	42,3	7,658	36,642

Tab. 20-34: Vypočtené hodnoty zavedených koeficientů

C2	-4,548
C1	400,9
C0	-8930,1
Δ	1699,9



Obr. 20-25: Závislost mezi teplotou kapaliny a odpařeným teplem – potvrzení předpokladu nahrazení polynomem 2. stupně



Obr. 20-26: Závislost mezi teplotou kapaliny a střední logaritmickou teplotou – potvrzení předpokladu nahrazení polynomem 2. stupně



Tab. 20-35: Vypočtené hodnoty regrese pro porovnání levé a pravé strany

t	$t/m_l \cdot c_{p_l}$	$\arctg(X)$	$\arctg(X) \cdot (t/m_l \cdot c_{p_l})$	$(t/m_l \cdot c_{p_l})^2$
[min]	[s·K/J]	-	-	-
0	X	X	X	X
1	0,001369	0,001502	2,06E-06	2,26E-06
2	0,002738	0,003036	8,31E-06	9,21E-06
3	0,004107	0,003814	1,57E-05	1,45E-05
4	0,005476	0,005393	2,95E-05	2,91E-05
5	0,006846	0,007003	4,79E-05	4,9E-05
6	0,008215	0,00782	6,42E-05	6,12E-05
7	0,009584	0,009476	9,08E-05	8,98E-05
8	0,010953	0,010315	0,000113	0,000106
9	0,012322	0,012015	0,000148	0,000144
10	0,013691	0,012875	0,000176	0,000166
11	0,015060	0,013743	0,000207	0,000189
12	0,016429	0,015501	0,000255	0,00024
13	0,017799	0,016389	0,000292	0,000269
14	0,019168	0,018187	0,000349	0,000331
15	0,020537	0,019096	0,000392	0,000365
16	0,021906	0,020932	0,000459	0,000438
17	0,023275	0,021859	0,000509	0,000478
18	0,024644	0,022792	0,000562	0,000519
19	0,026013	0,024675	0,000642	0,000609
20	0,027382	0,025625	0,000702	0,000657

$$\alpha S_b = 7,44 \text{ W/K}$$

$$\alpha a = \frac{\alpha S_b}{V_L} = 702,0 \text{ W/(m}^3\text{K)}$$



C. Výška plováku průtokoměru 60 mm

Tab. 20-36: Přímé měřené hodnoty při měření

t	T_l	$T_{g_{in}}$	$T_{g_{out}}$	φ_{in}	φ_{out}	p	P
[min]	[°C]	[°C]	[°C]	[%]	[%]	[kPa]	[m ³]
0	44,2	24,9	39,1	19,6	100	97,4	36,0504
1	44	24,9	39,6	19,5	100	97,4	36,0796
2	43,8	24,9	36,5	20	100	97,5	36,1028
3	43,7	24,9	39,2	20,4	100	97,4	36,135
4	43,5	24,9	39,4	20,7	100	97,5	36,1675
5	43,4	24,9	39,7	21,1	100	97,4	36,1985
6	43,2	24,9	39,6	21,7	100	97,4	36,231
7	43	24,9	39,0	22,1	100	97,5	36,2584
8	42,9	24,9	39,3	21,4	100	97,4	36,2935
9	42,6	24,8	39,9	17,9	100	97,4	36,3345
10	42,4	24,8	39,0	16,7	100	97,4	36,3752
11	42,2	24,8	40,2	16,9	100	97,4	36,4156
12	42	24,8	40,8	17,2	100	97,4	36,4574
13	41,8	24,8	40,7	17,7	100	97,4	36,5028
14	41,7	24,8	40,5	17,9	100	97,4	36,5355
15	41,5	24,8	40,4	18,4	100	97,4	36,576
16	41,3	24,8	40,2	18,8	100	97,4	36,5956
17	41,1	24,8	40,1	19,3	100	97,4	36,652
18	41	24,8	39,9	19,7	100	97,4	36,6925
19	40,8	24,8	39,8	20,1	100	97,4	36,7271
20	40,7	24,8	39,6	20,5	100	97,4	36,7635

Tab. 20-37: Vypočtené hodnoty parciálních tlaků

t	p''_{in}	$p_{H_2O_{in}}$	p''_{out}	$p_{H_2O_{out}}$	p''_{H_2O}	p_{H_2O}	Δp_{In}
[min]	[bar]	[kPa]	[bar]	[kPa]	[bar]	[kPa]	[kPa]
0	0,0315	3,1479	0,0703	7,0314	0,0920	9,1985	4,6609
1	0,0315	3,1479	0,0722	7,2222	0,0910	9,1038	4,3857
2	0,0315	3,1479	0,0611	6,1075	0,0901	9,0099	5,1661
3	0,0315	3,1479	0,0707	7,0692	0,0896	8,9633	4,3424
4	0,0315	3,1479	0,0715	7,1454	0,0887	8,8707	4,1598
5	0,0315	3,1479	0,0726	7,2609	0,0882	8,8247	3,9926
6	0,0315	3,1479	0,0722	7,2222	0,0873	8,7333	3,9089
7	0,0315	3,1479	0,0699	6,9937	0,0864	8,6427	4,0047
8	0,0315	3,1479	0,0711	7,1072	0,0860	8,5977	3,8506
9	0,0313	3,1292	0,0734	7,3389	0,0846	8,4640	3,4772
10	0,0313	3,1292	0,0699	6,9937	0,0838	8,3758	3,7248



11	0,0313	3,1292	0,5288	0,0746	7,4572	7,4572	0,0829	8,2885	8,2885	3,1018
12	0,0313	3,1292	0,5382	0,0772	7,7165	7,7165	0,0820	8,2019	8,2019	2,6016
13	0,0313	3,1292	0,5539	0,0765	7,6550	7,6550	0,0812	8,1161	8,1161	2,5386
14	0,0313	3,1292	0,5601	0,0759	7,5939	7,5939	0,0807	8,0735	8,0735	2,5563
15	0,0313	3,1292	0,5758	0,0753	7,5333	7,5333	0,0799	7,9889	7,9889	2,4943
16	0,0313	3,1292	0,5883	0,0747	7,4731	7,4731	0,0791	7,9050	7,9050	2,4331
17	0,0313	3,1292	0,6039	0,0741	7,4132	7,4132	0,0782	7,8219	7,8219	2,3714
18	0,0313	3,1292	0,6164	0,0735	7,3539	7,3539	0,0778	7,7806	7,7806	2,3886
19	0,0313	3,1292	0,6290	0,0729	7,2949	7,2949	0,0770	7,6986	7,6986	2,3285
20	0,0313	3,1292	0,6415	0,0724	7,2363	7,2363	0,0766	7,6579	7,6579	2,3454

Tab. 20-38: Vypočtené molární a hmotnostního toku mezi jednotlivými odečty měření

t	Δp_{ln}	Δt	\dot{n}	$\dot{n}_{stř}$	Δn	\dot{m}
[min]	[kPa]	[s]	[mol/s]	[mol/s]	[mol]	[kg/s]
0	4,6609	X	1,869E-06	X	X	3,368E-05
1	4,3857	60	1,759E-06	1,814E-06	0,0001089	3,169E-05
2	5,1661	X	2,072E-06	1,916E-06	0,0001149	3,733E-05
3	4,3424	60	1,742E-06	1,907E-06	0,0001144	3,138E-05
4	4,1598	60	1,668E-06	1,705E-06	0,0001023	3,006E-05
5	3,9926	60	1,601E-06	1,635E-06	9,809E-05	2,885E-05
6	3,9089	60	1,568E-06	1,585E-06	9,508E-05	2,824E-05
7	4,0047	60	1,606E-06	1,587E-06	9,522E-05	2,894E-05
8	3,8506	60	1,544E-06	1,575E-06	9,452E-05	2,782E-05
9	3,4772	60	1,395E-06	1,47E-06	8,817E-05	2,512E-05
10	3,7248	60	1,494E-06	1,444E-06	8,666E-05	2,691E-05
11	3,1018	60	1,244E-06	1,369E-06	8,214E-05	2,241E-05
12	2,6016	60	1,043E-06	1,144E-06	6,863E-05	1,880E-05
13	2,5386	60	1,018E-06	1,031E-06	6,185E-05	1,834E-05
14	2,5563	60	1,025E-06	1,022E-06	6,131E-05	1,847E-05
15	2,4943	60	1E-06	1,013E-06	6,077E-05	1,802E-05
16	2,4331	60	9,759E-07	9,882E-07	5,929E-05	1,758E-05
17	2,3714	60	9,511E-07	9,635E-07	5,781E-05	1,713E-05
18	2,3886	60	9,58E-07	9,546E-07	5,728E-05	1,726E-05
19	2,3285	60	9,339E-07	9,46E-07	5,676E-05	1,682E-05
20	2,3454	60	9,407E-07	9,373E-07	5,624E-05	1,695E-05

$$\beta S = 4,011 \cdot 10^{-7} \text{ mol}/(\text{Pa} \cdot \text{s})$$



Tab. 20-39: Vypočtené hodnoty toku odpařené vody do bubliny

t	\dot{m}	Δh_l^{vyp}	\dot{Q}_{vyp}
[min]	[kg/s]	[J/kg]	[J]
0	3,368E-05	2419937	81,50
1	3,169E-05	2420495	76,70
2	3,733E-05	2421052	90,37
3	3,138E-05	2421330	75,97
4	3,006E-05	2421887	72,80
5	2,885E-05	2422165	69,88
6	2,824E-05	2422722	68,43
7	2,894E-05	2423278	70,12
8	2,782E-05	2423556	67,43
9	2,512E-05	2424390	60,91
10	2,691E-05	2424946	65,26
11	2,241E-05	2425501	54,36
12	1,880E-05	2426056	45,60
13	1,834E-05	2426611	44,51
14	1,847E-05	2426889	44,83
15	1,802E-05	2427443	43,75
16	1,758E-05	2427998	42,69
17	1,713E-05	2428552	41,61
18	1,726E-05	2428829	41,92
19	1,682E-05	2429383	40,87
20	1,695E-05	2429660	41,17

Tab. 20-40: Vypočtené hodnoty toku odpařené vody do bubliny

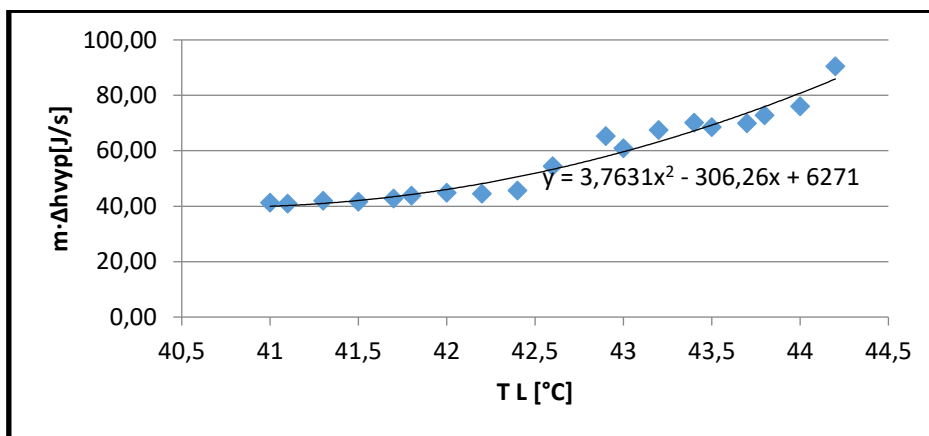
t	T_l	$T_{g_{in}}$	$T_{g_{out}}$	ΔT_{ln}	$T_{g_{stř}}$
[min]	[°C]	[°C]	[°C]	[°C]	[°C]
0	44,2	24,9	39,1	10,670	33,530
1	44	24,9	39,6	10,013	33,987
2	43,8	24,9	36,5	12,194	31,606
3	43,7	24,9	39,2	10,002	33,698
4	43,5	24,9	39,4	9,589	33,911
5	43,4	24,9	39,7	9,196	34,204
6	43,2	24,9	39,6	9,041	34,159
7	43	24,9	39,0	9,340	33,660
8	42,9	24,9	39,3	8,947	33,953
9	42,6	24,8	39,9	8,007	34,593
10	42,4	24,8	39,0	8,637	33,763
11	42,2	24,8	40,2	7,119	35,081



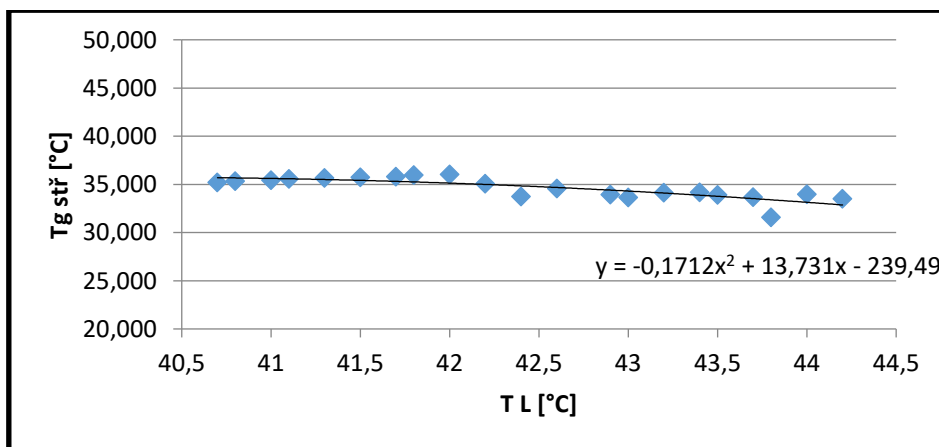
12	42	24,8	40,8	5,943	36,057
13	41,8	24,8	40,7	5,819	35,981
14	41,7	24,8	40,5	5,873	35,827
15	41,5	24,8	40,4	5,749	35,751
16	41,3	24,8	40,2	5,625	35,675
17	41,1	24,8	40,1	5,499	35,601
18	41	24,8	39,9	5,555	35,445
19	40,8	24,8	39,8	5,430	35,370
20	40,7	24,8	39,6	5,486	35,214

Tab. 20-41: Vypočtené hodnoty zavedených koeficientů

C2	-5,232
C1	415,4
C0	-8330
Δ	1731



Obr. 20-27: Závislost mezi teplotou kapaliny a odpařeným teplem – potvrzení předpokladu nahrazení polynomem 2. stupně



Obr. 20-28: Závislost mezi teplotou kapaliny a střední logaritmickou teplotou – potvrzení předpokladu nahrazení polynomem 2. stupně



Tab. 20-42: Vypočtené hodnoty regrese pro porovnání levé a pravé strany

t	$t/m_l \cdot c_{pl}$	$\arctg(X)$	$\arctg(X) \cdot (t/m_l \cdot c_{pl})$	$(t/m_l \cdot c_{pl})^2$
[min]	[s·K/J]	-	-	-
0	X	X	X	X
1	-0,001365	0,001088	-1,5E-06	1,18E-06
2	0,002730	0,002232	6,09E-06	4,98E-06
3	0,004095	0,002825	1,16E-05	7,98E-06
4	0,005460	0,004059	2,22E-05	1,65E-05
5	0,006826	0,004699	3,21E-05	2,21E-05
6	0,008191	0,006029	4,94E-05	3,63E-05
7	0,009556	0,007426	7,1E-05	5,52E-05
8	0,010921	0,008152	8,9E-05	6,64E-05
9	0,012286	0,010437	0,000128	0,000109
10	0,013651	0,012054	0,000165	0,000145
11	0,015016	0,013749	0,000206	0,000189
12	0,016381	0,015522	0,000254	0,000241
13	0,017747	0,017374	0,000308	0,000302
14	0,019112	0,01833	0,00035	0,000336
15	0,020477	0,020299	0,000416	0,000412
16	0,021842	0,022344	0,000488	0,000499
17	0,023207	0,024461	0,000568	0,000598
18	0,024572	0,025545	0,000628	0,000653
19	0,025937	0,027762	0,00072	0,000771
20	0,027302	0,028892	0,000789	0,000835

$$\alpha S_b = 8,598 \text{ W/K}$$

$$\alpha a = \frac{\alpha S_b}{V_L} = 810,9 \text{ W/(m}^3\text{K)}$$



20.2.1.3 Výška hladiny 850 mm

A. Výška plováku průtokoměru 20 mm

Tab. 20-43: Přímé měřené hodnoty při měření

t	T_l	$T_{g_{in}}$	$T_{g_{out}}$	φ_{in}	φ_{out}	p	P
[min]	[°C]	[°C]	[°C]	[%]	[%]	[kPa]	[m ³]
0	46,4	24,7	33,7	20,7	100	99,8	37,0675
1	46,3	24,7	35,7	21,6	100	99,8	37,0775
2	46,2	24,8	35,3	21,8	100	99,8	37,0875
3	46	24,8	35,4	22	100	99,8	37,0975
4	45,9	24,8	35,1	22,4	100	99,8	37,1075
5	45,8	24,8	36	22,7	100	99,8	37,1175
6	45,7	24,8	35,7	23	100	99,8	37,1275
7	45,6	24,8	35,9	23,2	100	99,8	37,1375
8	45,5	24,9	36,1	21,1	100	99,8	37,1475
9	45,4	24,9	35,8	19,2	100	99,8	37,1575
10	45,2	24,9	36,2	18,5	100	99,8	37,1675
11	45	24,9	36,1	18,5	100	99,8	37,1775
12	44,9	24,9	36,4	18,8	100	99,8	37,1875
13	44,8	25	35,6	19	100	99,8	37,1975
14	44,7	25	36,1	19,3	100	99,8	37,2075
15	44,6	25	35,6	19,5	100	99,8	37,2175
16	44,5	25	35,6	19,7	100	99,8	37,2275
17	44,3	25	35,9	20	100	99,8	37,2375
18	44,2	25	35,7	20,2	100	99,8	37,2475
19	44,1	25	36,9	20	100	99,8	37,2575
20	44	25	36	20	100	99,8	37,2675

Tab. 20-44: Vypočtené hodnoty parciálních tlaků

t	p''_{in}	$p_{H_2O_{in}}$	p''_{out}	$p_{H_2O_{out}}$	p''_{H_2O}	p_{H_2O}	Δp_{ln}
[min]	[bar]	[kPa]	[bar]	[kPa]	[bar]	[kPa]	[kPa]
0	0,031105	3,1105	0,05232	5,2318	0,1030	10,298	7,115
1	0,031105	3,1105	0,05845	5,8452	0,1025	10,245	6,655
2	0,031292	3,1292	0,05718	5,7178	0,1019	10,193	6,680
3	0,031292	3,1292	0,05749	5,7494	0,1009	10,090	6,548
4	0,031292	3,1292	0,05655	5,6550	0,1004	10,038	6,551
5	0,031292	3,1292	0,05942	5,9424	0,0999	9,987	6,303
6	0,031292	3,1292	0,05845	5,8452	0,0994	9,936	6,311
7	0,031292	3,1292	0,05910	5,9099	0,0989	9,886	6,211
8	0,031479	3,1479	0,05975	5,9751	0,0984	9,835	6,137



9	0,031479	3,1479	0,6044	0,05877	5,8775	5,8775	0,0978	9,785	9,785	6,173
10	0,031479	3,1479	0,5824	0,06008	6,0080	6,0080	0,0968	9,685	9,685	5,985
11	0,031479	3,1479	0,5824	0,05975	5,9751	5,9751	0,0959	9,586	9,586	5,902
12	0,031479	3,1479	0,5918	0,06074	6,0742	6,0742	0,0954	9,537	9,537	5,776
13	0,031667	3,1667	0,6017	0,05813	5,8132	5,8132	0,0949	9,488	9,488	5,902
14	0,031667	3,1667	0,6112	0,05975	5,9751	5,9751	0,0944	9,439	9,439	5,734
15	0,031667	3,1667	0,6175	0,05813	5,8132	5,8132	0,0939	9,390	9,390	5,792
16	0,031667	3,1667	0,6238	0,05813	5,8132	5,8132	0,0934	9,342	9,342	5,738
17	0,031667	3,1667	0,6333	0,05910	5,9099	5,9099	0,0925	9,246	9,246	5,564
18	0,031667	3,1667	0,6397	0,05845	5,8452	5,8452	0,0920	9,198	9,198	5,555
19	0,031667	3,1667	0,6333	0,06242	6,2424	6,2424	0,0915	9,151	9,151	5,220
20	0,031667	3,1667	0,6333	0,05942	5,9424	5,9424	0,0910	9,104	9,104	5,387

Tab. 20-45: Vypočtené molární a hmotnostního toku mezi jednotlivými odečty měření

t	Δp_{ln}	Δt	\dot{n}	$\dot{n}_{stř}$	Δn	\dot{m}
[min]	[kPa]	[s]	[mol/s]	[mol/s]	[mol]	[kg/s]
0	7,115	X	7,925E-07	X	X	1,428E-05
1	6,655	60	7,413E-07	7,67E-07	4,601E-05	1,335E-05
2	6,680	X	7,441E-07	7,43E-07	4,456E-05	1,34E-05
3	6,548	60	7,294E-07	7,37E-07	4,42E-05	1,314E-05
4	6,551	60	7,297E-07	7,3E-07	4,377E-05	1,315E-05
5	6,303	60	7,021E-07	7,16E-07	4,295E-05	1,265E-05
6	6,311	60	7,029E-07	7,03E-07	4,215E-05	1,266E-05
7	6,211	60	6,919E-07	6,97E-07	4,184E-05	1,246E-05
8	6,137	60	6,836E-07	6,88E-07	4,126E-05	1,232E-05
9	6,173	60	6,876E-07	6,86E-07	4,114E-05	1,239E-05
10	5,985	60	6,667E-07	6,77E-07	4,063E-05	1,201E-05
11	5,902	60	6,574E-07	6,62E-07	3,972E-05	1,184E-05
12	5,776	60	6,434E-07	6,5E-07	3,903E-05	1,159E-05
13	5,902	60	6,574E-07	6,5E-07	3,903E-05	1,184E-05
14	5,734	60	6,387E-07	6,48E-07	3,888E-05	1,151E-05
15	5,792	60	6,452E-07	6,42E-07	3,851E-05	1,162E-05
16	5,738	60	6,391E-07	6,42E-07	3,853E-05	1,151E-05
17	5,564	60	6,197E-07	6,29E-07	3,777E-05	1,116E-05
18	5,555	60	6,188E-07	6,19E-07	3,716E-05	1,115E-05
19	5,220	60	5,815E-07	6E-07	3,601E-05	1,048E-05
20	5,387	60	6E-07	5,91E-07	3,545E-05	1,081E-05

$$\beta S = 1,114 \cdot 10^{-7} \text{ mol}/(\text{Pa} \cdot \text{s})$$



Tab. 20-46: Vypočtené hodnoty toku odpařené vody do bubliny

t	\dot{m}	Δh_l^{vyp}	\dot{Q}_{vyp}
[min]	[kg/s]	[J/kg]	[J]
0	1,428E-05	2413793	34,463
1	1,335E-05	2414073	32,239
2	1,34E-05	2414353	32,363
3	1,314E-05	2414912	31,732
4	1,315E-05	2415192	31,751
5	1,265E-05	2415471	30,551
6	1,266E-05	2415751	30,592
7	1,246E-05	2416030	30,113
8	1,232E-05	2416310	29,757
9	1,239E-05	2416589	29,935
10	1,201E-05	2417148	29,032
11	1,184E-05	2417706	28,635
12	1,159E-05	2417985	28,028
13	1,184E-05	2418264	28,639
14	1,151E-05	2418543	27,827
15	1,162E-05	2418822	28,113
16	1,151E-05	2419101	27,854
17	1,116E-05	2419659	27,014
18	1,115E-05	2419937	26,977
19	1,048E-05	2420216	25,353
20	1,081E-05	2420495	26,165

Tab. 20-47: Vypočtené hodnoty toku odpařené vody do bubliny

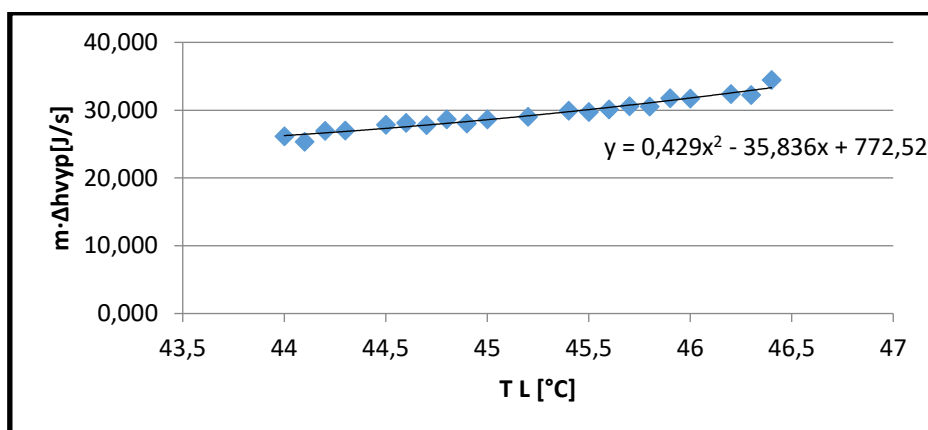
t	T_l	$T_{g_{in}}$	$T_{g_{out}}$	ΔT_{ln}	$T_{g_{stř}}$
[min]	[°C]	[°C]	[°C]	[°C]	[°C]
0	46,4	24,7	33,7	16,800	29,600
1	46,3	24,7	35,7	15,453	30,847
2	46,2	24,8	35,3	15,564	30,636
3	46	24,8	35,4	15,293	30,707
4	45,9	24,8	35,1	15,379	30,521
5	45,8	24,8	36	14,695	31,105
6	45,7	24,8	35,7	14,786	30,914
7	45,6	24,8	35,9	14,551	31,049
8	45,5	24,9	36,1	14,275	31,225
9	45,4	24,9	35,8	14,367	31,033
10	45,2	24,9	36,2	13,892	31,308
11	45	24,9	36,1	13,748	31,252



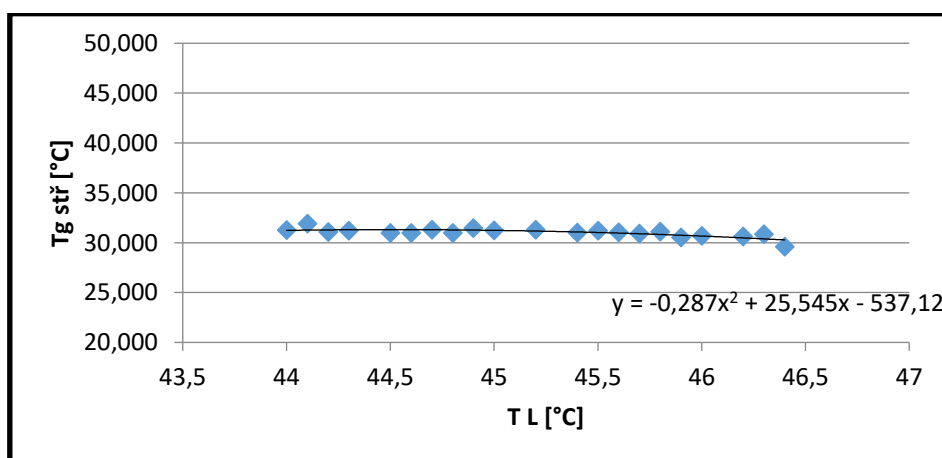
12	44,9	24,9	36,4	13,440	31,460
13	44,8	25	35,6	13,829	30,971
14	44,7	25	36,1	13,392	31,308
15	44,6	25	35,6	13,619	30,981
16	44,5	25	35,6	13,514	30,986
17	44,3	25	35,9	13,103	31,197
18	44,2	25	35,7	13,131	31,069
19	44,1	25	36,9	12,198	31,902
20	44	25	36	12,717	31,283

Tab. 20-48: Vypočtené hodnoty zavedených koeficientů

C2	-2,100
C1	178,46
C0	-3898,4
Δ	894,56



Obr. 20-29: Závislost mezi teplotou kapaliny a odpařeným teplem – potvrzení předpokladu nahrazení polynomem 2. stupně



Obr. 20-30: Závislost mezi teplotou kapaliny a střední logaritmickou teplotou – potvrzení předpokladu nahrazení polynomem 2. stupně



Tab. 20-49: Vypočtené hodnoty regrese pro porovnání levé a pravé strany

t	$t/m_l \cdot c_{p_l}$	$\arctg(X)$	$\arctg(X) \cdot (t/m_l \cdot c_{p_l})$	$(t/m_l \cdot c_{p_l})^2$
[min]	[s·K/J]	-	-	-
0	X	X	X	X
1	0,000966	0,000726	7,02E-07	5,27E-07
2	0,001932	0,001461	2,82E-06	2,13E-06
3	0,002898	0,002956	8,57E-06	8,74E-06
4	0,003864	0,003716	1,44E-05	1,38E-05
5	0,004830	0,004485	2,17E-05	2,01E-05
6	0,005796	0,005262	3,05E-05	2,77E-05
7	0,006762	0,006047	4,09E-05	3,66E-05
8	0,007728	0,00684	5,29E-05	4,68E-05
9	0,008694	0,007641	6,64E-05	5,84E-05
10	0,009660	0,009267	8,95E-05	8,59E-05
11	0,010627	0,010923	0,000116	0,000119
12	0,011593	0,011762	0,000136	0,000138
13	0,012559	0,012609	0,000158	0,000159
14	0,013525	0,013462	0,000182	0,000181
15	0,014491	0,014322	0,000208	0,000205
16	0,015457	0,015189	0,000235	0,000231
17	0,016423	0,016942	0,000278	0,000287
18	0,017389	0,017827	0,00031	0,000318
19	0,018355	0,018718	0,000344	0,00035
20	0,019321	0,019614	0,000379	0,000385

$$\alpha S_b = 5,82 \text{ W/K}$$

$$\alpha a = \frac{\alpha S_b}{V_L} = 387,5 \text{ W/(m}^3\text{K)}$$

**B. Výška plováku průtokoměru 40 mm**

Tab. 20-50: Přímé měřené hodnoty při měření

t	T_l	$T_{g_{in}}$	$T_{g_{out}}$	φ_{in}	φ_{out}	p	P
[min]	[°C]	[°C]	[°C]	[%]	[%]	[kPa]	[m ³]
0	44	25,1	36,2	21,2	100	99,8	37,3022
1	43,9	25,1	37,2	21,8	100	99,8	37,3245
2	43,8	25,1	37,2	22,3	100	99,8	37,345
3	43,7	25,1	37,5	22,8	100	99,8	37,365
4	43,6	25,1	37,6	23,3	100	99,8	37,3855
5	43,5	25,1	37,7	23,4	100	99,8	37,406
6	43,3	25,1	38	20,5	100	99,8	37,4308
7	43,2	25,1	38,8	18	100	99,8	37,4564
8	43,1	25,1	38,7	17,9	100	99,8	37,4806
9	43	25,1	38,4	18,1	100	99,8	37,5054
10	42,8	25,1	38,6	18,3	100	99,8	37,5315
11	42,7	25,1	37,8	18,6	100	99,8	37,5555
12	42,6	25,1	38,4	19	100	99,8	37,5806
13	42,5	25,1	38,3	19,2	100	99,8	37,6035
14	42,4	25,1	38,1	19,6	100	99,8	37,6274
15	42,3	25,1	38	20	100	99,8	37,6512
16	42,1	25,1	38	20	100	99,8	37,6755
17	42	25,1	37,8	20,6	100	99,8	37,6985
18	41,9	25,1	37,3	20,9	100	99,8	37,7215
19	41,8	25,1	37,6	21,3	100	99,8	37,7455
20	41,7	25,1	37,6	21,7	100	99,8	37,7672

Tab. 20-51: Vypočtené hodnoty parciálních tlaků

t	p''_{in}	$p_{H_2O_{in}}$	p''_{out}	$p_{H_2O_{out}}$	p''_{H_2O}	p_{H_2O}	Δp_{in}			
[min]	[bar]	[kPa]	[kPa]	[bar]	[kPa]	[kPa]	[kPa]			
0	0,031857	3,1857	0,6754	0,06008	6,0080	6,0080	0,09104	9,104	9,104	5,324
1	0,031857	3,1857	0,6945	0,06345	6,3453	6,3453	0,09057	9,057	9,057	5,017
2	0,031857	3,1857	0,7104	0,06345	6,3453	6,3453	0,09010	9,010	9,010	4,960
3	0,031857	3,1857	0,7263	0,06450	6,4496	6,4496	0,08963	8,963	8,963	4,822
4	0,031857	3,1857	0,7423	0,06485	6,4847	6,4847	0,08917	8,917	8,917	4,737
5	0,031857	3,1857	0,7455	0,06520	6,5200	6,5200	0,08871	8,871	8,871	4,656
6	0,031857	3,1857	0,6531	0,06627	6,6268	6,6268	0,08779	8,779	8,779	4,496
7	0,031857	3,1857	0,5734	0,06919	6,9190	6,9190	0,08733	8,733	8,733	4,220
8	0,031857	3,1857	0,5702	0,06882	6,8818	6,8818	0,08688	8,688	8,688	4,200
9	0,031857	3,1857	0,5766	0,06772	6,7715	6,7715	0,08643	8,643	8,643	4,240
10	0,031857	3,1857	0,5830	0,06845	6,8449	6,8449	0,08553	8,553	8,553	4,065



11	0,031857	3,1857	0,5925	0,06555	6,5554	6,5554	0,08508	8,508	8,508	4,261
12	0,031857	3,1857	0,6053	0,06772	6,7715	6,7715	0,08464	8,464	8,464	4,016
13	0,031857	3,1857	0,6117	0,06735	6,7351	6,7351	0,08420	8,420	8,420	3,993
14	0,031857	3,1857	0,6244	0,06663	6,6627	6,6627	0,08376	8,376	8,376	4,000
15	0,031857	3,1857	0,6371	0,06627	6,6268	6,6268	0,08332	8,332	8,332	3,975
16	0,031857	3,1857	0,6371	0,06627	6,6268	6,6268	0,08245	8,245	8,245	3,870
17	0,031857	3,1857	0,6563	0,06555	6,5554	6,5554	0,08202	8,202	8,202	3,875
18	0,031857	3,1857	0,6658	0,06380	6,3799	6,3799	0,08159	8,159	8,159	3,974
19	0,031857	3,1857	0,6786	0,06485	6,4847	6,4847	0,08116	8,116	8,116	3,827
20	0,031857	3,1857	0,6913	0,06485	6,4847	6,4847	0,08074	8,074	8,074	3,772

Tab. 20-52: Vypočtené molární a hmotnostního toku mezi jednotlivými odečty měření

t	Δp_{ln}	Δt	\dot{n}	$\dot{n}_{stř}$	Δn	\dot{m}
[min]	[kPa]	[s]	[mol/s]	[mol/s]	[mol]	[kg/s]
0	5,324	X	1,257E-06	X	X	2,264E-05
1	5,017	60	1,184E-06	1,22E-06	7,323E-05	2,133E-05
2	4,960	X	1,171E-06	1,18E-06	7,065E-05	2,109E-05
3	4,822	60	1,138E-06	1,15E-06	6,926E-05	2,05E-05
4	4,737	60	1,118E-06	1,13E-06	6,769E-05	2,014E-05
5	4,656	60	1,099E-06	1,11E-06	6,651E-05	1,98E-05
6	4,496	60	1,061E-06	1,08E-06	6,48E-05	1,912E-05
7	4,220	60	9,961E-07	1,03E-06	6,172E-05	1,795E-05
8	4,200	60	9,912E-07	9,94E-07	5,962E-05	1,786E-05
9	4,240	60	1,001E-06	9,96E-07	5,976E-05	1,803E-05
10	4,065	60	9,595E-07	9,8E-07	5,881E-05	1,729E-05
11	4,261	60	1,006E-06	9,83E-07	5,895E-05	1,812E-05
12	4,016	60	9,479E-07	9,77E-07	5,861E-05	1,708E-05
13	3,993	60	9,425E-07	9,45E-07	5,671E-05	1,698E-05
14	4,000	60	9,441E-07	9,43E-07	5,66E-05	1,701E-05
15	3,975	60	9,382E-07	9,41E-07	5,647E-05	1,69E-05
16	3,870	60	9,134E-07	9,26E-07	5,555E-05	1,645E-05
17	3,875	60	9,146E-07	9,14E-07	5,484E-05	1,648E-05
18	3,974	60	9,379E-07	9,26E-07	5,558E-05	1,69E-05
19	3,827	60	9,033E-07	9,21E-07	5,524E-05	1,627E-05
20	3,772	60	8,902E-07	8,97E-07	5,38E-05	1,604E-05

$$\beta S = 2,36 \cdot 10^{-7} \text{ mol}/(\text{Pa} \cdot \text{s})$$



Tab. 20-53: Vypočtené hodnoty toku odpařené vody do bubliny

t [min]	\dot{m} [kg/s]	Δh_l^{vyp} [J/kg]	\dot{Q}_{vyp} [J]
0	2,264E-05	2420495	54,798
1	2,133E-05	2420773	51,645
2	2,109E-05	2421052	51,057
3	2,05E-05	2421330	49,646
4	2,014E-05	2421609	48,776
5	1,98E-05	2421887	47,946
6	1,912E-05	2422444	46,313
7	1,795E-05	2422722	43,477
8	1,786E-05	2423000	43,267
9	1,803E-05	2423278	43,688
10	1,729E-05	2423834	41,898
11	1,812E-05	2424112	43,917
12	1,708E-05	2424390	41,399
13	1,698E-05	2424668	41,167
14	1,701E-05	2424946	41,245
15	1,69E-05	2425223	40,991
16	1,645E-05	2425779	39,915
17	1,648E-05	2426056	39,974
18	1,69E-05	2426334	40,998
19	1,627E-05	2426611	39,489
20	1,604E-05	2426889	38,919

Tab. 20-54: Vypočtené hodnoty toku odpařené vody do bubliny

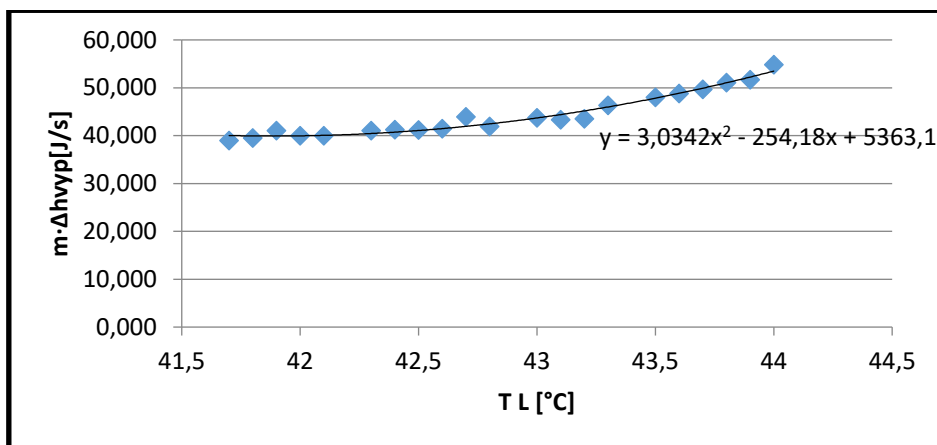
t [min]	T_l [°C]	$T_{g_{in}}$ [°C]	$T_{g_{out}}$ [°C]	ΔT_{ln} [°C]	$T_{g_{stř}}$ [°C]
0	44	25,1	36,2	12,54	31,46
1	43,9	25,1	37,2	11,73	32,17
2	43,8	25,1	37,2	11,62	32,18
3	43,7	25,1	37,5	11,29	32,41
4	43,6	25,1	37,6	11,10	32,50
5	43,5	25,1	37,7	10,91	32,59
6	43,3	25,1	38	10,46	32,84
7	43,2	25,1	38,8	9,69	33,51
8	43,1	25,1	38,7	9,65	33,45
9	43	25,1	38,4	9,79	33,21
10	42,8	25,1	38,6	9,38	33,42
11	42,7	25,1	37,8	9,93	32,77



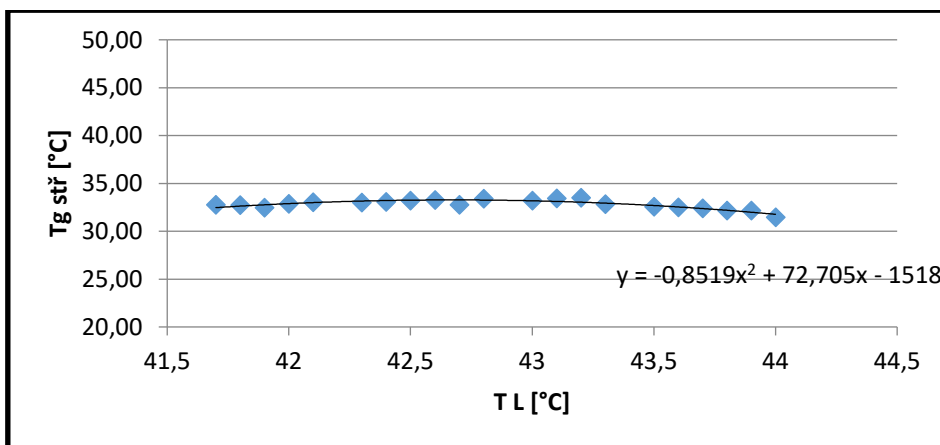
12	42,6	25,1	38,4	9,32	33,28
13	42,5	25,1	38,3	9,29	33,21
14	42,4	25,1	38,1	9,34	33,06
15	42,3	25,1	38	9,31	32,99
16	42,1	25,1	38	9,07	33,03
17	42	25,1	37,8	9,12	32,88
18	41,9	25,1	37,3	9,42	32,48
19	41,8	25,1	37,6	9,06	32,74
20	41,7	25,1	37,6	8,94	32,76

Tab. 20-55: Vypočtené hodnoty zavedených koeficientů

C2	-9,197
C1	772,9
C0	-16345
Δ	3942,8



Obr. 20-31: Závislost mezi teplotou kapaliny a odpařeným teplem – potvrzení předpokladu nahrazení polynommem 2. stupně



Obr. 20-32: Závislost mezi teplotou kapaliny a střední logaritmickou teplotou – potvrzení předpokladu nahrazení polynommem 2. stupně



Tab. 20-56: Vypočtené hodnoty regrese pro porovnání levé a pravé strany

t	$t/m_l \cdot c_{p_l}$	$\arctg(X)$	$\arctg(X) \cdot (t/m_l \cdot c_{p_l})$	$(t/m_l \cdot c_{p_l})^2$
[min]	[s·K/J]	-	-	-
0	X	X	X	X
1	0,000965	0,000707	6,82E-07	5E-07
2	0,001930	0,001431	2,76E-06	2,05E-06
3	0,002895	0,002173	6,29E-06	4,72E-06
4	0,003860	0,002933	1,13E-05	8,6E-06
5	0,004824	0,00371	1,79E-05	1,38E-05
6	0,005789	0,005313	3,08E-05	2,82E-05
7	0,006754	0,006139	4,15E-05	3,77E-05
8	0,007719	0,006979	5,39E-05	4,87E-05
9	0,008684	0,007834	6,8E-05	6,14E-05
10	0,009649	0,009583	9,25E-05	9,18E-05
11	0,010614	0,010476	0,000111	0,00011
12	0,011579	0,011378	0,000132	0,000129
13	0,012543	0,012289	0,000154	0,000151
14	0,013508	0,013207	0,000178	0,000174
15	0,014473	0,014131	0,000205	0,0002
16	0,015438	0,015992	0,000247	0,000256
17	0,016403	0,016925	0,000278	0,000286
18	0,017368	0,017857	0,00031	0,000319
19	0,018333	0,018788	0,000344	0,000353
20	0,019298	0,019715	0,00038	0,000389

$$\alpha S_b = 7,23 \text{ W/K}$$

$$\alpha a = \frac{\alpha S_b}{V_L} = 481,7 \text{ W/(m}^3\text{K)}$$



C. Výška plováku průtokoměru 60 mm

Tab. 20-57: Přímé měřené hodnoty při měření

t	T_l	$T_{g_{in}}$	$T_{g_{out}}$	φ_{in}	φ_{out}	p	P
[min]	[°C]	[°C]	[°C]	[%]	[%]	[kPa]	[m ³]
0	41,5	25	37,8	22,5	100	99,8	37,8135
1	41,4	25	38,1	23	100	99,8	37,843
2	41,3	25	38,1	23,5	100	99,8	37,8765
3	41,1	25	38,5	20,1	100	99,8	37,913
4	41	25	38,4	18,1	100	99,8	37,9495
5	40,9	25	38,5	17,8	100	99,8	37,9874
6	40,7	25	38,3	18	100	99,8	38,0252
7	40,6	25	38,6	18,3	100	99,8	38,062
8	40,5	25	38,5	18,9	100	99,8	38,1008
9	40,3	24,9	38,4	19,1	100	99,8	38,136
10	40,2	24,9	38,3	19,5	100	99,8	38,1724
11	40,1	24,9	38,3	19,9	100	99,8	38,2085
12	40	24,9	38,2	20,2	100	99,8	38,2488
13	39,8	24,9	38,1	20,6	100	99,8	38,2818
14	39,7	24,9	37,9	21,1	100	99,8	38,3148
15	39,6	24,9	37,7	24,5	100	99,8	38,3518
16	39,5	24,9	37,6	21,9	100	99,8	38,384
17	39,4	24,9	37,4	22,5	100	99,7	38,4168
18	39,3	24,9	37,2	23	100	99,8	38,449
19	39,2	24,9	36,7	22,2	100	99,8	38,481
20	39,1	24,9	37,6	19	100	99,8	38,519

Tab. 20-58: Vypočtené hodnoty parciálních tlaků

t	p''_{in}	$p_{H_2O_{in}}$	p''_{out}	$p_{H_2O_{out}}$	p''_{H_2O}	p_{H_2O}	Δp_{In}
[min]	[bar]	[kPa]	[bar]	[kPa]	[bar]	[kPa]	[kPa]
0	0,03167	3,1667	0,06555	6,555	0,07989	7,9889	3,5967
1	0,03167	3,1667	0,06663	6,663	0,07947	7,9468	3,4371
2	0,03167	3,1667	0,06663	6,663	0,07905	7,9050	3,3788
3	0,03167	3,1667	0,06808	6,808	0,07822	7,8219	3,1514
4	0,03167	3,1667	0,06772	6,772	0,07781	7,7806	3,1527
5	0,03167	3,1667	0,06808	6,808	0,07740	7,7395	3,0584
6	0,03167	3,1667	0,06735	6,735	0,07658	7,6579	3,0241
7	0,03167	3,1667	0,06845	6,845	0,07617	7,6174	2,8358
8	0,03167	3,1667	0,06808	6,808	0,07577	7,5771	2,8154
9	0,03148	3,1479	0,06772	6,772	0,07497	7,4969	2,7401
10	0,03148	3,1479	0,06735	6,735	0,07457	7,4572	2,7219



11	0,03148	3,1479	0,62643	0,06735	6,735	6,735	0,07418	7,4176	7,4176	2,6587
12	0,03148	3,1479	0,63588	0,06699	6,699	6,699	0,07378	7,3781	7,3781	2,6418
13	0,03148	3,1479	0,64847	0,06663	6,663	6,663	0,07300	7,2998	7,2998	2,5641
14	0,03148	3,1479	0,66421	0,06591	6,591	6,591	0,07261	7,2609	7,2609	2,5914
15	0,03148	3,1479	0,77124	0,06520	6,520	6,520	0,07222	7,2222	7,2222	2,5922
16	0,03148	3,1479	0,68939	0,06485	6,485	6,485	0,07184	7,1837	7,1837	2,6000
17	0,03148	3,1479	0,70828	0,06415	6,415	6,415	0,07145	7,1454	7,1454	2,6226
18	0,03148	3,1479	0,72402	0,06345	6,345	6,345	0,07107	7,1072	7,1072	2,6446
19	0,03148	3,1479	0,69884	0,06175	6,175	6,175	0,07069	7,0692	7,0692	2,7894
20	0,03148	3,1479	0,59810	0,06485	6,485	6,485	0,07031	7,0314	7,0314	2,3877

Tab. 20-59: Vypočtené molární a hmotnostního toku mezi jednotlivými odečty měření

t	Δp_{ln}	Δt	\dot{n}	$\dot{n}_{stř}$	Δn	\dot{m}
[min]	[kPa]	[s]	[mol/s]	[mol/s]	[mol]	[kg/s]
0	3,5967	X	1,705E-06	X	X	3,071E-05
1	3,4371	60	1,629E-06	1,67E-06	0,0001	2,934E-05
2	3,3788	X	1,601E-06	1,62E-06	9,691E-05	2,885E-05
3	3,1514	60	1,494E-06	1,55E-06	9,284E-05	2,691E-05
4	3,1527	60	1,494E-06	1,49E-06	8,963E-05	2,692E-05
5	3,0584	60	1,449E-06	1,47E-06	8,831E-05	2,611E-05
6	3,0241	60	1,433E-06	1,44E-06	8,648E-05	2,582E-05
7	2,8358	60	1,344E-06	1,39E-06	8,331E-05	2,421E-05
8	2,8154	60	1,334E-06	1,34E-06	8,035E-05	2,404E-05
9	2,7401	60	1,299E-06	1,32E-06	7,899E-05	2,339E-05
10	2,7219	60	1,29E-06	1,29E-06	7,766E-05	2,324E-05
11	2,6587	60	1,26E-06	1,27E-06	7,65E-05	2,27E-05
12	2,6418	60	1,252E-06	1,26E-06	7,536E-05	2,255E-05
13	2,5641	60	1,215E-06	1,23E-06	7,401E-05	2,189E-05
14	2,5914	60	1,228E-06	1,22E-06	7,33E-05	2,212E-05
15	2,5922	60	1,229E-06	1,23E-06	7,37E-05	2,213E-05
16	2,6000	60	1,232E-06	1,23E-06	7,382E-05	2,22E-05
17	2,6226	60	1,243E-06	1,24E-06	7,425E-05	2,239E-05
18	2,6446	60	1,253E-06	1,25E-06	7,489E-05	2,258E-05
19	2,7894	60	1,322E-06	1,29E-06	7,726E-05	2,381E-05
20	2,3877	60	1,132E-06	1,23E-06	7,361E-05	2,039E-05

$$\beta S = 4,739 \cdot 10^{-7} \text{ mol}/(\text{Pa} \cdot \text{s})$$



Tab. 20-60: Vypočtené hodnoty toku odpařené vody do bubliny

t [min]	\dot{m} [kg/s]	Δh_l^{vyp} [J/kg]	\dot{Q}_{vyp} [J]
0	3,071E-05	2427443	74,539
1	2,934E-05	2427721	71,241
2	2,885E-05	2427998	70,040
3	2,691E-05	2428552	65,341
4	2,692E-05	2428829	65,376
5	2,611E-05	2429106	63,427
6	2,582E-05	2429660	62,730
7	2,421E-05	2429937	58,830
8	2,404E-05	2430214	58,415
9	2,339E-05	2430767	56,864
10	2,324E-05	2431044	56,494
11	2,27E-05	2431320	55,188
12	2,255E-05	2431597	54,843
13	2,189E-05	2432150	53,242
14	2,212E-05	2432426	53,815
15	2,213E-05	2432703	53,840
16	2,22E-05	2432979	54,006
17	2,239E-05	2433255	54,483
18	2,258E-05	2433531	54,945
19	2,381E-05	2433808	57,961
20	2,039E-05	2434084	49,620

Tab. 20-61: Vypočtené hodnoty toku odpařené vody do bubliny

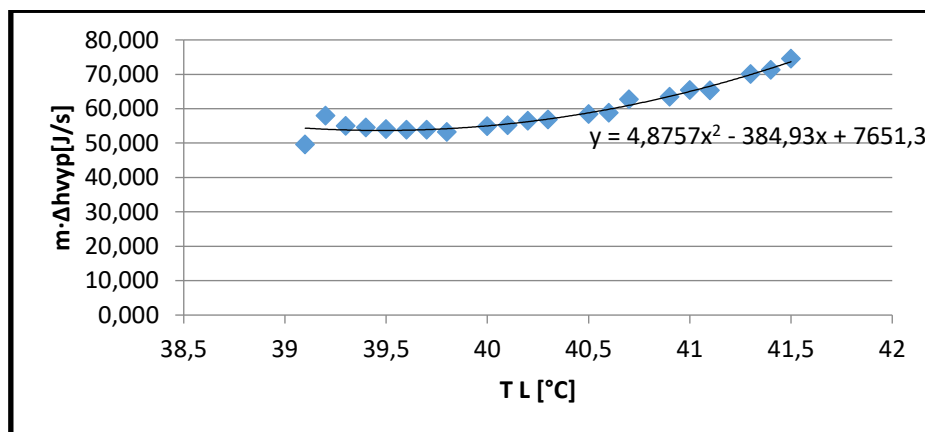
t [min]	T_l [°C]	$T_{g_{in}}$ [°C]	$T_{g_{out}}$ [°C]	ΔT_{ln} [°C]	$T_{g_{stř}}$ [°C]
0	41,5	25	37,8	8,562	32,938
1	41,4	25	38,1	8,170	33,230
2	41,3	25	38,1	8,047	33,253
3	41,1	25	38,5	7,404	33,696
4	41	25	38,4	7,374	33,626
5	40,9	25	38,5	7,140	33,760
6	40,7	25	38,3	7,081	33,619
7	40,6	25	38,6	6,621	33,979
8	40,5	25	38,5	6,593	33,907
9	40,3	24,9	38,4	6,452	33,848
10	40,2	24,9	38,3	6,424	33,776
11	40,1	24,9	38,3	6,281	33,819



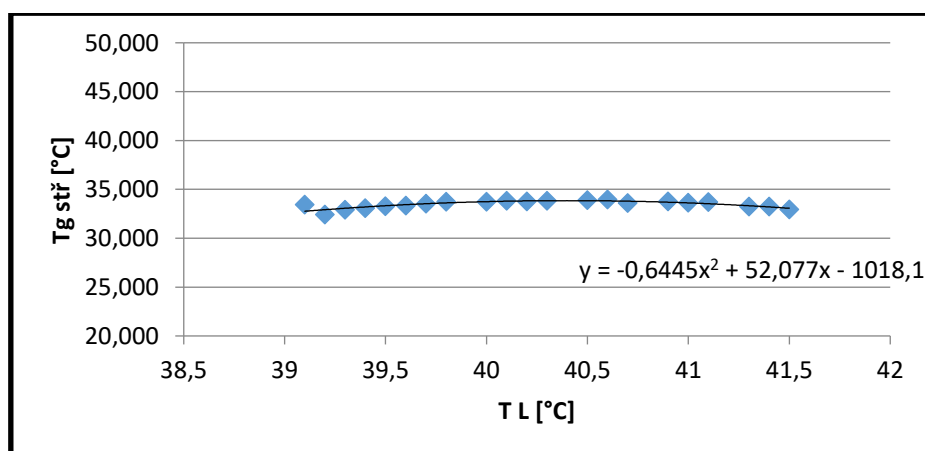
12	40	24,9	38,2	6,253	33,747
13	39,8	24,9	38,1	6,081	33,719
14	39,7	24,9	37,9	6,170	33,530
15	39,6	24,9	37,7	6,256	33,344
16	39,5	24,9	37,6	6,228	33,272
17	39,4	24,9	37,4	6,310	33,090
18	39,3	24,9	37,2	6,389	32,911
19	39,2	24,9	36,7	6,766	32,434
20	39,1	24,9	37,6	5,650	33,450

Tab. 20-62: Vypočtené hodnoty zavedených koeficientů

C2	-11,349
C1	897,91
C0	-17876
Δ	5237,9



Obr. 20-33: Závislost mezi teplotou kapaliny a odpařeným teplem – potvrzení předpokladu nahrazení polynomem 2. stupně



Obr. 20-34: Závislost mezi teplotou kapaliny a střední logaritmickou teplotou – potvrzení předpokladu nahrazení polynomem 2. stupně



Tab. 20-63: Vypočtené hodnoty regrese pro porovnání levé a pravé strany

t	$t/m_l \cdot c_{p_l}$	$\arctg(X)$	$\arctg(X) \cdot (t/m_l \cdot c_{p_l})$	$(t/m_l \cdot c_{p_l})^2$
[min]	[s·K/J]	-	-	-
0	X	X	X	X
1	0,000964	0,000641	6,18E-07	4,11E-07
2	0,001927	0,0013	2,51E-06	1,69E-06
3	0,002891	0,00267	7,72E-06	7,13E-06
4	0,003855	0,003382	1,3E-05	1,14E-05
5	0,004819	0,00411	1,98E-05	1,69E-05
6	0,005782	0,005615	3,25E-05	3,15E-05
7	0,006746	0,006391	4,31E-05	4,08E-05
8	0,007710	0,007181	5,54E-05	5,16E-05
9	0,008673	0,008801	7,63E-05	7,75E-05
10	0,009637	0,009629	9,28E-05	9,27E-05
11	0,010601	0,010467	0,000111	0,00011
12	0,011565	0,011313	0,000131	0,000128
13	0,012528	0,013027	0,000163	0,00017
14	0,013492	0,01389	0,000187	0,000193
15	0,014456	0,014756	0,000213	0,000218
16	0,015419	0,015623	0,000241	0,000244
17	0,016383	0,016488	0,00027	0,000272
18	0,017347	0,017351	0,000301	0,000301
19	0,018311	0,01821	0,000333	0,000332
20	0,019274	0,019062	0,000367	0,000363

$$\alpha S_b = 10,04 \text{ W/K}$$

$$\alpha a = \frac{\alpha S_b}{V_L} = 668,7 \text{ W/(m}^3\text{K)}$$



20.2.1.4 Výška hladiny 950 mm

A. Výška plováku průtokoměru 20 mm

Tab. 20-64: Přímé měřené hodnoty při měření

t	T_l	$T_{g_{in}}$	$T_{g_{out}}$	φ_{in}	φ_{out}	p	P
[min]	[°C]	[°C]	[°C]	[%]	[%]	[kPa]	[m ³]
0	50,6	25,2	38,1	22,9	100	99,8	38,5288
1	50,4	25,3	38,5	21,3	100	99,8	38,5376
2	50,2	25,3	39,1	21,3	100	99,8	38,5465
3	50,1	25,3	38,6	21,5	100	99,8	38,5551
4	50	25,3	39,5	21,7	100	99,8	38,564
5	49,9	25,3	39,7	22,1	100	99,8	38,5729
6	49,7	25,4	40	22,7	100	99,8	38,5815
7	49,6	25,4	38,7	22,7	100	99,7	38,5904
8	49,5	25,4	39,7	23	100	99,8	38,5982
9	49,4	25,4	40,5	20,9	100	99,7	38,6085
10	49,2	25,4	40,3	19	100	99,8	38,6195
11	49,1	25,4	40	18,2	100	99,8	38,6305
12	49	25,4	39,6	18	100	99,8	38,6405
13	48,9	25,5	40,3	18	100	99,8	38,6515
14	48,7	25,5	40	18	100	99,8	38,6615
15	48,6	25,5	39,3	18,2	100	99,8	38,6725
16	48,5	25,5	39,3	18,3	100	99,8	38,6825
17	48,4	25,5	38,7	18,6	100	99,8	38,694
18	48,3	25,5	39,9	18,8	100	99,8	38,7035
19	48,2	25,5	40,1	19	100	99,8	38,7136
20	48,1	25,5	39,6	19,3	100	99,8	38,7239

Tab. 20-65: Vypočtené hodnoty parciálních tlaků

t	p''_{in}	$p_{H_2O_{in}}$	p''_{out}	$p_{H_2O_{out}}$	p''_{H_2O}	p_{H_2O}	Δp_{ln}
[min]	[bar]	[kPa]	[bar]	[kPa]	[bar]	[kPa]	[kPa]
0	0,032047	3,2047	0,06663	6,663	0,12712	12,712	8,679
1	0,032239	3,2239	0,07031	7,031	0,12587	12,587	8,329
2	0,032239	3,2239	0,06845	6,845	0,12463	12,463	8,321
3	0,032239	3,2239	0,06845	6,845	0,12401	12,401	8,253
4	0,032239	3,2239	0,07184	7,184	0,12340	12,340	7,963
5	0,032239	3,2239	0,07261	7,261	0,12279	12,279	7,841
6	0,032431	3,2431	0,07378	7,378	0,12157	12,157	7,624
7	0,032431	3,2431	0,06882	6,882	0,12097	12,097	7,893
8	0,032431	3,2431	0,07261	7,261	0,12037	12,037	7,572



9	0,032431	3,2431	0,67781	0,07577	7,577	7,577	0,11977	11,977	11,977	7,315
10	0,032431	3,2431	0,61619	0,07497	7,497	7,497	0,11858	11,858	11,858	7,267
11	0,032431	3,2431	0,59024	0,07378	7,378	7,378	0,11799	11,799	11,799	7,296
12	0,032431	3,2431	0,58376	0,07222	7,222	7,222	0,11740	11,740	11,740	7,344
13	0,032624	3,2624	0,58724	0,07497	7,497	7,497	0,11682	11,682	11,682	7,087
14	0,032624	3,2624	0,58724	0,07378	7,378	7,378	0,11565	11,565	11,565	7,046
15	0,032624	3,2624	0,59376	0,07107	7,107	7,107	0,11508	11,508	11,508	7,171
16	0,032624	3,2624	0,59703	0,07107	7,107	7,107	0,11450	11,450	11,450	7,108
17	0,032624	3,2624	0,60681	0,06882	6,882	6,882	0,11393	11,393	11,393	7,198
18	0,032624	3,2624	0,61334	0,07339	7,339	7,339	0,11336	11,336	11,336	6,815
19	0,032624	3,2624	0,61986	0,07418	7,418	7,418	0,11279	11,279	11,279	6,695
20	0,032624	3,2624	0,62965	0,07222	7,222	7,222	0,11222	11,222	11,222	6,770

Tab. 20-66: Vypočtené molární a hmotnostního toku mezi jednotlivými odečty měření

t	Δp_{ln}	Δt	\dot{n}	$\dot{n}_{stř}$	Δn	\dot{m}
[min]	[kPa]	[s]	[mol/s]	[mol/s]	[mol]	[kg/s]
0	8,679	X	7,798E-07	X	X	1,405E-05
1	8,329	60	7,484E-07	7,641E-07	4,585E-05	1,348E-05
2	8,321	X	7,476E-07	7,48E-07	4,488E-05	1,347E-05
3	8,253	60	7,416E-07	7,446E-07	4,468E-05	1,336E-05
4	7,963	60	7,155E-07	7,286E-07	4,371E-05	1,289E-05
5	7,841	60	7,046E-07	7,101E-07	4,26E-05	1,269E-05
6	7,624	60	6,85E-07	6,948E-07	4,169E-05	1,234E-05
7	7,893	60	7,092E-07	6,971E-07	4,183E-05	1,278E-05
8	7,572	60	6,804E-07	6,948E-07	4,169E-05	1,226E-05
9	7,315	60	6,573E-07	6,689E-07	4,013E-05	1,184E-05
10	7,267	60	6,529E-07	6,551E-07	3,931E-05	1,176E-05
11	7,296	60	6,556E-07	6,543E-07	3,926E-05	1,181E-05
12	7,344	60	6,599E-07	6,578E-07	3,947E-05	1,189E-05
13	7,087	60	6,368E-07	6,484E-07	3,89E-05	1,147E-05
14	7,046	60	6,331E-07	6,35E-07	3,81E-05	1,141E-05
15	7,171	60	6,443E-07	6,387E-07	3,832E-05	1,161E-05
16	7,108	60	6,387E-07	6,415E-07	3,849E-05	1,151E-05
17	7,198	60	6,468E-07	6,428E-07	3,857E-05	1,165E-05
18	6,815	60	6,124E-07	6,296E-07	3,778E-05	1,103E-05
19	6,695	60	6,016E-07	6,07E-07	3,642E-05	1,084E-05
20	6,770	60	6,083E-07	6,049E-07	3,63E-05	1,096E-05

$$\beta S = 0,899 \cdot 10^{-7} \text{ mol}/(\text{Pa} \cdot \text{s})$$



Tab. 20-67: Vypočtené hodnoty toku odpařené vody do bubliny

t [min]	\dot{m} [kg/s]	Δh_l^{vyp} [J/kg]	\dot{Q}_{vyp} [J]
0	1,405E-05	2401992	33,744
1	1,348E-05	2402556	32,392
2	1,347E-05	2403120	32,367
3	1,336E-05	2403402	32,110
4	1,289E-05	2403684	30,983
5	1,269E-05	2403966	30,514
6	1,234E-05	2404529	29,675
7	1,278E-05	2404811	30,726
8	1,226E-05	2405092	29,479
9	1,184E-05	2405374	28,483
10	1,176E-05	2405936	28,301
11	1,181E-05	2406218	28,419
12	1,189E-05	2406499	28,609
13	1,147E-05	2406780	27,611
14	1,141E-05	2407342	27,456
15	1,161E-05	2407624	27,947
16	1,151E-05	2407905	27,705
17	1,165E-05	2408185	28,061
18	1,103E-05	2408466	26,571
19	1,084E-05	2408747	26,104
20	1,096E-05	2409028	26,400

Tab. 20-68: Vypočtené hodnoty toku odpařené vody do bubliny

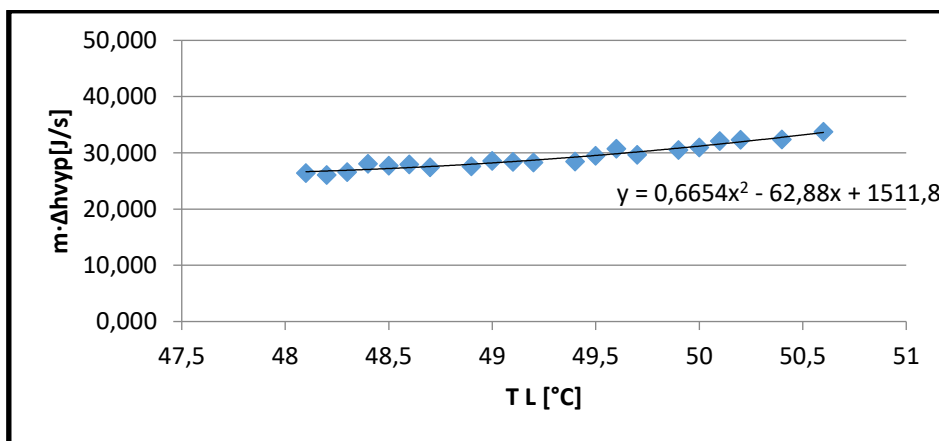
t [min]	T_l [°C]	$T_{g_{in}}$ [°C]	$T_{g_{out}}$ [°C]	ΔT_{ln} [°C]	$T_{g_{stř}}$ [°C]
0	50,6	25,2	38,1	18,194	32,406
1	50,4	25,3	38,5	17,292	33,108
2	50,2	25,3	39,1	17,412	32,788
3	50,1	25,3	38,6	17,307	32,793
4	50	25,3	39,5	16,600	33,400
5	49,9	25,3	39,7	16,357	33,543
6	49,7	25,4	40	15,898	33,802
7	49,6	25,4	38,7	16,675	32,925
8	49,5	25,4	39,7	15,892	33,608
9	49,4	25,4	40,5	15,222	34,178
10	49,2	25,4	40,3	15,148	34,052
11	49,1	25,4	40	15,253	33,847



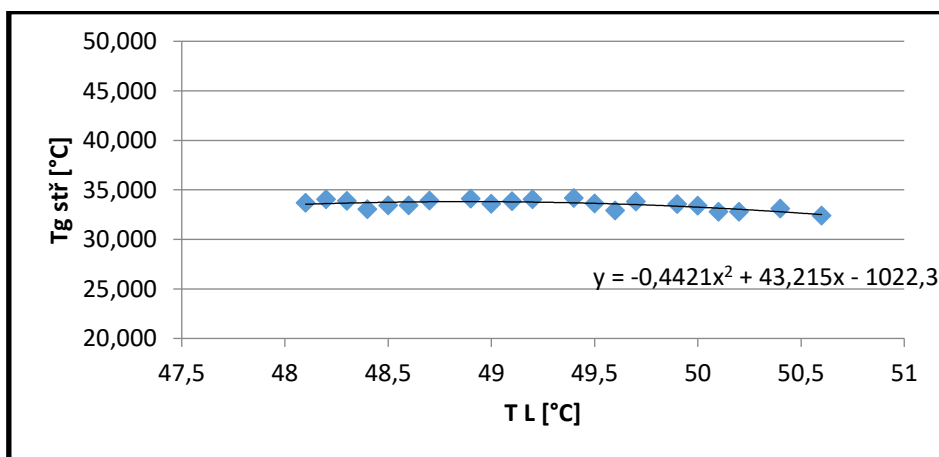
12	49	25,4	39,6	15,426	33,574
13	48,9	25,5	40,3	14,786	34,114
14	48,7	25,5	40	14,783	33,917
15	48,6	25,5	39,3	15,168	33,432
16	48,5	25,5	39,3	15,061	33,439
17	48,4	25,5	38,7	15,367	33,033
18	48,3	25,5	39,9	14,421	33,879
19	48,2	25,5	40,1	14,168	34,032
20	48,1	25,5	39,6	14,419	33,681

Tab. 20-69: Vypočtené hodnoty zavedených koeficientů

C2	-3,168
C1	301,8
C0	-7325
Δ	1757



Obr. 20-35: Závislost mezi teplotou kapaliny a odpařeným teplem – potvrzení předpokladu nahrazení polynomem 2. stupně



Obr. 20-36: Závislost mezi teplotou kapaliny a střední logaritmickou teplotou – potvrzení předpokladu nahrazení polynomem 2. stupně



Tab. 20-70: Vypočtené hodnoty regrese pro porovnání levé a pravé strany

t	$t/m_l \cdot c_{p_l}$	$\arctg(X)$	$\arctg(X) \cdot (t/m_l \cdot c_{p_l})$	$(t/m_l \cdot c_{p_l})^2$
[min]	[s·K/J]	-	-	-
0	X	X	X	X
1	0,000865	0,001214	1,05E-06	1,47E-06
2	0,001730	0,002454	4,25E-06	6,02E-06
3	0,002595	0,003084	8E-06	9,51E-06
4	0,003460	0,00372	1,29E-05	1,38E-05
5	0,004325	0,004362	1,89E-05	1,9E-05
6	0,005190	0,005665	2,94E-05	3,21E-05
7	0,006055	0,006324	3,83E-05	4E-05
8	0,006920	0,00699	4,84E-05	4,89E-05
9	0,007786	0,00766	5,96E-05	5,87E-05
10	0,008651	0,009016	7,8E-05	8,13E-05
11	0,009516	0,009701	9,23E-05	9,41E-05
12	0,010381	0,010391	0,000108	0,000108
13	0,011246	0,011085	0,000125	0,000123
14	0,012111	0,012484	0,000151	0,000156
15	0,012976	0,013188	0,000171	0,000174
16	0,013841	0,013896	0,000192	0,000193
17	0,014706	0,014606	0,000215	0,000213
18	0,015571	0,015319	0,000239	0,000235
19	0,016436	0,016034	0,000264	0,000257
20	0,017301	0,016751	0,00029	0,000281

$$\alpha S_b = 5,82 \text{ W/K}$$

$$\alpha a = \frac{\alpha S_b}{V_L} = 338,8 \text{ W/(m}^3\text{K)}$$



B. Výška plováku průtokoměru 40 mm

Tab. 20-71: Přímé měřené hodnoty při měření

t	T_l	$T_{g_{in}}$	$T_{g_{out}}$	φ_{in}	φ_{out}	p	P
[min]	[°C]	[°C]	[°C]	[%]	[%]	[kPa]	[m ³]
0	47,9	25,6	41	19,9	100	99,8	38,7495
1	47,8	25,6	42,6	20,2	100	99,8	38,7712
2	47,6	25,6	41,3	20,6	100	99,8	38,792
3	47,5	25,6	42,8	21	100	99,8	38,8125
4	47,4	25,6	41,7	21,4	100	99,8	38,8335
5	47,2	25,6	41,7	21,8	100	99,8	38,853
6	47,1	25,6	41,8	22,2	100	99,8	38,8723
7	47	25,6	41,9	22,6	100	99,8	38,8908
8	46,8	25,6	42	23	100	99,8	38,9093
9	46,7	25,6	42,6	20,6	100	99,8	38,9335
10	46,6	25,6	42,8	17,9	100	99,8	38,9604
11	46,4	25,6	42,6	17,6	100	99,8	38,9828
12	46,3	25,6	41,8	17,7	100	99,7	39,004
13	46,2	25,6	41,3	17,8	100	99,7	39,0255
14	46	25,6	42,1	18,1	100	99,7	39,0494
15	45,9	25,6	41,6	18,3	100	99,7	39,0673
16	45,8	25,6	41,9	18,6	100	99,8	39,088
17	45,7	25,6	41,5	18,9	100	99,7	39,1086
18	45,5	25,6	41,3	19,2	100	99,7	39,1294
19	45,4	25,6	41,1	19,5	100	99,7	39,15
20	45,3	25,6	40,6	19,8	100	99,7	39,1708

Tab. 20-72: Vypočtené hodnoty parciálních tlaků

t	p''_{in}	$p_{H_2O_{in}}$	p''_{out}	$p_{H_2O_{out}}$	p''_{H_2O}	p_{H_2O}	Δp_{in}
[min]	[bar]	[kPa]	[bar]	[kPa]	[bar]	[kPa]	[kPa]
0	0,03282	3,2819	0,07781	7,781	0,1111	11,110	6,228
1	0,03282	3,2819	0,08464	8,464	0,1105	11,054	5,615
2	0,03282	3,2819	0,07905	7,905	0,1094	10,943	5,937
3	0,03282	3,2819	0,08553	8,553	0,1089	10,888	5,334
4	0,03282	3,2819	0,08074	8,074	0,1083	10,833	5,668
5	0,03282	3,2819	0,08074	8,074	0,1072	10,724	5,538
6	0,03282	3,2819	0,08116	8,116	0,1067	10,670	5,436
7	0,03282	3,2819	0,08159	8,159	0,1062	10,616	5,333
8	0,03282	3,2819	0,08202	8,202	0,1051	10,509	5,166
9	0,03282	3,2819	0,08464	8,464	0,1046	10,456	4,894
10	0,03282	3,2819	0,08553	8,553	0,1040	10,403	4,773



11	0,03282	3,2819	0,57761	0,08464	8,464	8,464	0,1030	10,298	10,298	4,728
12	0,03282	3,2819	0,58089	0,08116	8,116	8,116	0,1025	10,245	10,245	4,981
13	0,03282	3,2819	0,58417	0,07905	7,905	7,905	0,1019	10,193	10,193	5,102
14	0,03282	3,2819	0,59402	0,08245	8,245	8,245	0,1009	10,090	10,090	4,669
15	0,03282	3,2819	0,60058	0,08031	8,031	8,031	0,1004	10,038	10,038	4,800
16	0,03282	3,2819	0,61043	0,08159	8,159	8,159	0,0999	9,987	9,987	4,617
17	0,03282	3,2819	0,62027	0,07989	7,989	7,989	0,0994	9,936	9,936	4,708
18	0,03282	3,2819	0,63012	0,07905	7,905	7,905	0,0984	9,835	9,835	4,657
19	0,03282	3,2819	0,63997	0,07822	7,822	7,822	0,0978	9,785	9,785	4,667
20	0,03282	3,2819	0,64981	0,07617	7,617	7,617	0,0973	9,735	9,735	4,784

Tab. 20-73: Vypočtené molární a hmotnostního toku mezi jednotlivými odečty měření

t	Δp_{ln}	Δt	\dot{n}	$\dot{n}_{stř}$	Δn	\dot{m}
[min]	[kPa]	[s]	[mol/s]	[mol/s]	[mol]	[kg/s]
0	6,228	X	1,644E-06	X	X	2,962E-05
1	5,615	60	1,483E-06	1,563E-06	9,381E-05	2,671E-05
2	5,937	X	1,567E-06	1,525E-06	9,15E-05	2,824E-05
3	5,334	60	1,408E-06	1,488E-06	8,927E-05	2,537E-05
4	5,668	60	1,497E-06	1,452E-06	8,715E-05	2,696E-05
5	5,538	60	1,462E-06	1,479E-06	8,876E-05	2,634E-05
6	5,436	60	1,435E-06	1,449E-06	8,692E-05	2,585E-05
7	5,333	60	1,408E-06	1,422E-06	8,529E-05	2,536E-05
8	5,166	60	1,364E-06	1,386E-06	8,315E-05	2,457E-05
9	4,894	60	1,292E-06	1,328E-06	7,968E-05	2,328E-05
10	4,773	60	1,26E-06	1,276E-06	7,657E-05	2,27E-05
11	4,728	60	1,248E-06	1,254E-06	7,526E-05	2,249E-05
12	4,981	60	1,315E-06	1,282E-06	7,691E-05	2,369E-05
13	5,102	60	1,347E-06	1,331E-06	7,986E-05	2,427E-05
14	4,669	60	1,233E-06	1,29E-06	7,739E-05	2,221E-05
15	4,800	60	1,267E-06	1,25E-06	7,5E-05	2,283E-05
16	4,617	60	1,219E-06	1,243E-06	7,459E-05	2,196E-05
17	4,708	60	1,243E-06	1,231E-06	7,386E-05	2,239E-05
18	4,657	60	1,229E-06	1,236E-06	7,417E-05	2,215E-05
19	4,667	60	1,232E-06	1,231E-06	7,385E-05	2,22E-05
20	4,784	60	1,263E-06	1,248E-06	7,486E-05	2,275E-05

$$\beta S = 2,64 \cdot 10^{-7} \text{ mol}/(\text{Pa} \cdot \text{s})$$



Tab. 20-74: Vypočtené hodnoty toku odpařené vody do bubliny

t	\dot{m}	Δh_l^{vyp}	\dot{Q}_{vyp}
[min]	[kg/s]	[J/kg]	[J]
0	2,962E-05	2409589	71,376
1	2,671E-05	2409870	64,365
2	2,824E-05	2410431	68,064
3	2,537E-05	2410712	61,164
4	2,696E-05	2410992	65,000
5	2,634E-05	2411553	63,523
6	2,585E-05	2411833	62,357
7	2,536E-05	2412113	61,181
8	2,457E-05	2412673	59,277
9	2,328E-05	2412953	56,170
10	2,27E-05	2413233	54,787
11	2,249E-05	2413793	54,284
12	2,369E-05	2414073	57,195
13	2,427E-05	2414353	58,587
14	2,221E-05	2414912	53,633
15	2,283E-05	2415192	55,142
16	2,196E-05	2415471	53,046
17	2,239E-05	2415751	54,091
18	2,215E-05	2416310	53,519
19	2,22E-05	2416589	53,646
20	2,275E-05	2416869	54,992

Tab. 20-75: Vypočtené hodnoty toku odpařené vody do bubliny

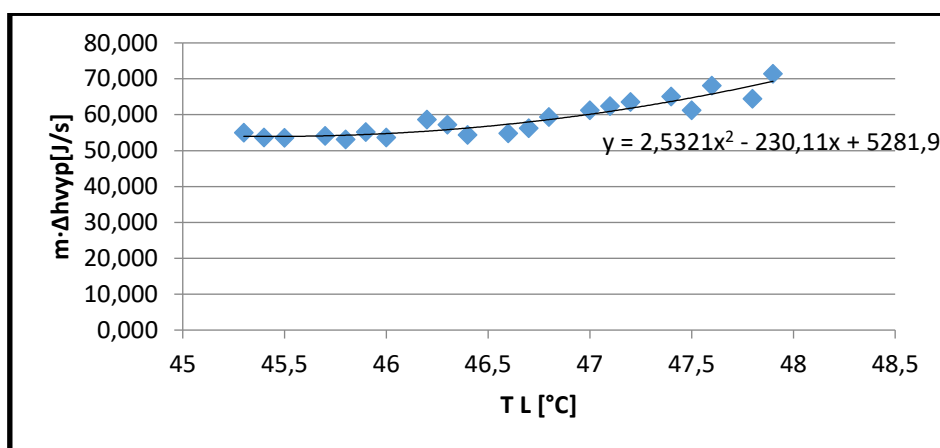
t	T_l	$T_{g_{in}}$	$T_{g_{out}}$	ΔT_{ln}	$T_{g_{stř}}$
[min]	[°C]	[°C]	[°C]	[°C]	[°C]
0	47,9	25,6	41	13,128	34,772
1	47,8	25,6	42,6	11,713	36,087
2	47,6	25,6	41,3	12,555	35,045
3	47,5	25,6	42,8	11,177	36,323
4	47,4	25,6	41,7	12,002	35,398
5	47,2	25,6	41,7	11,769	35,431
6	47,1	25,6	41,8	11,569	35,531
7	47	25,6	41,9	11,366	35,634
8	46,8	25,6	42	11,041	35,759
9	46,7	25,6	42,6	10,377	36,323
10	46,6	25,6	42,8	10,061	36,539
11	46,4	25,6	42,6	10,000	36,400



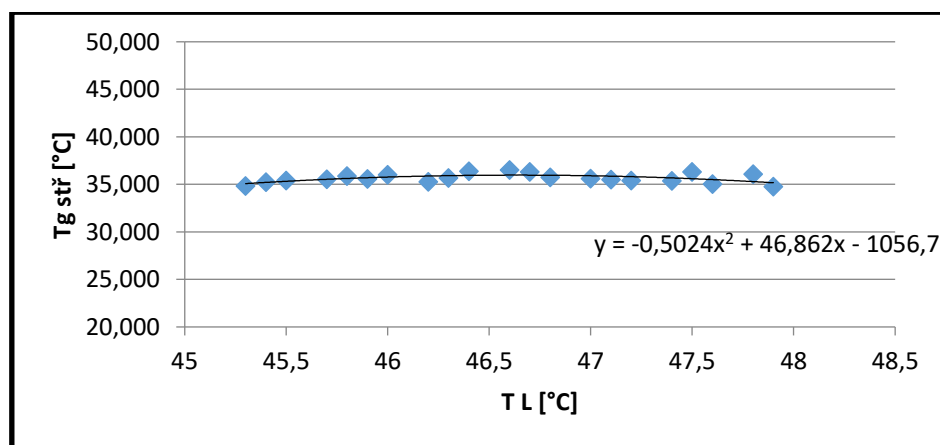
12	46,3	25,6	41,8	10,616	35,684
13	46,2	25,6	41,3	10,933	35,267
14	46	25,6	42,1	9,972	36,028
15	45,9	25,6	41,6	10,309	35,591
16	45,8	25,6	41,9	9,911	35,889
17	45,7	25,6	41,5	10,156	35,544
18	45,5	25,6	41,3	10,092	35,408
19	45,4	25,6	41,1	10,150	35,250
20	45,3	25,6	40,6	10,467	34,833

Tab. 20-76: Vypočtené hodnoty zavedených koeficientů

C2	-6,781
C1	618,0
C0	-14219
Δ	3774,2



Obr. 20-37: Závislost mezi teplotou kapaliny a odpařeným teplem – potvrzení předpokladu nahrazení polynomem 2. stupně



Obr. 20-38: Závislost mezi teplotou kapaliny a střední logaritmickou teplotou – potvrzení předpokladu nahrazení polynomem 2. stupně



Tab. 20-77: Vypočtené hodnoty regrese pro porovnání levé a pravé strany

t	$t/m_l \cdot c_{p_l}$	$\arctg(X)$	$\arctg(X) \cdot (t/m_l \cdot c_{p_l})$	$(t/m_l \cdot c_{p_l})^2$
[min]	[s·K/J]	-	-	-
0	X	X	X	X
1	0,000863	0,000573	4,95E-07	3,28E-07
2	0,001727	0,001749	3,02E-06	3,06E-06
3	0,002590	0,002353	6,09E-06	5,53E-06
4	0,003454	0,002965	1,02E-05	8,79E-06
5	0,004317	0,004219	1,82E-05	1,78E-05
6	0,005181	0,004859	2,52E-05	2,36E-05
7	0,006044	0,005509	3,33E-05	3,03E-05
8	0,006908	0,006831	4,72E-05	4,67E-05
9	0,007771	0,007504	5,83E-05	5,63E-05
10	0,008635	0,008184	7,07E-05	6,7E-05
11	0,009498	0,009563	9,08E-05	9,14E-05
12	0,010362	0,01026	0,000106	0,000105
13	0,011225	0,010963	0,000123	0,00012
14	0,012089	0,012381	0,00015	0,000153
15	0,012952	0,013094	0,00017	0,000171
16	0,013816	0,01381	0,000191	0,000191
17	0,014679	0,014528	0,000213	0,000211
18	0,015543	0,015965	0,000248	0,000255
19	0,016406	0,016683	0,000274	0,000278
20	0,017270	0,0174	0,0003	0,000303

$$\alpha S_b = 8,46 \text{ W/K}$$

$$\alpha a = \frac{\alpha S_b}{V_L} = 503,8 \text{ W/(m}^3\text{K)}$$



C. Výška plováku průtokoměru 60 mm

Tab. 20-78: Přímé měřené hodnoty při měření

t	T_l	$T_{g_{in}}$	$T_{g_{out}}$	φ_{in}	φ_{out}	p	P
[min]	[°C]	[°C]	[°C]	[%]	[%]	[kPa]	[m ³]
0	44,9	25,6	41,7	21,1	100	99,7	39,214
1	44,7	25,6	41,4	21,8	100	99,7	39,2478
2	44,6	25,6	41,6	22,5	100	99,7	39,2854
3	44,5	25,6	41,8	22,9	100	99,7	39,3084
4	44,4	25,6	41,1	23,6	100	99,7	39,3376
5	44,2	25,6	42,2	19,8	100	99,7	39,3735
6	44,1	25,6	41,8	17,3	100	99,7	39,4105
7	43,9	25,5	42,1	17,3	100	99,7	39,4462
8	43,8	25,5	41,7	17,6	100	99,7	39,4876
9	43,6	25,5	42,2	17,9	100	99,7	39,5127
10	43,5	25,5	41,5	18,2	100	99,7	39,5545
11	43,4	25,5	41,6	18,6	100	99,7	39,5862
12	43,2	25,5	41,2	19	100	99,7	39,6183
13	43,1	25,5	41,2	19,4	100	99,7	39,6496
14	43	25,5	41	19,7	100	99,7	39,6808
15	42,8	25,5	41,1	20,2	100	99,7	39,712
16	42,7	25,5	40,7	20,5	100	99,7	39,7432
17	42,6	25,5	40,3	20,9	100	99,7	39,7725
18	42,5	25,5	40,6	21,4	100	99,7	39,802
19	42,3	25,5	40,2	22	100	99,7	39,831
20	42,2	25,5	40,4	22,9	100	99,7	39,8585

Tab. 20-79: Vypočtené hodnoty parciálních tlaků

t	p''_{in}	$p_{H_2O_{in}}$	p''_{out}	$p_{H_2O_{out}}$	p''_{H_2O}	p_{H_2O}	Δp_{ln}
[min]	[bar]	[kPa]	[bar]	[kPa]	[bar]	[kPa]	[kPa]
0	0,03282	3,2819	0,08074	8,074	0,09537	9,537	4,102
1	0,03282	3,2819	0,07947	7,947	0,09439	9,439	4,095
2	0,03282	3,2819	0,08031	8,031	0,09390	9,390	3,940
3	0,03282	3,2819	0,08116	8,116	0,09342	9,342	3,783
4	0,03282	3,2819	0,07822	7,822	0,09294	9,294	4,014
5	0,03282	3,2819	0,08288	8,288	0,09198	9,198	3,410
6	0,03282	3,2819	0,08116	8,116	0,09151	9,151	3,568
7	0,03262	3,2624	0,08245	8,245	0,09057	9,057	3,271
8	0,03262	3,2624	0,08074	8,074	0,09010	9,010	3,412
9	0,03262	3,2624	0,08288	8,288	0,08917	8,917	2,981
10	0,03262	3,2624	0,07989	7,989	0,08871	8,871	3,302



11	0,03262	3,2624	0,6068	0,08031	8,031	8,031	0,08825	8,825	8,825	3,176
12	0,03262	3,2624	0,6199	0,07863	7,863	7,863	0,08733	8,733	8,733	3,244
13	0,03262	3,2624	0,6329	0,07863	7,863	7,863	0,08688	8,688	8,688	3,172
14	0,03262	3,2624	0,6427	0,07781	7,781	7,781	0,08643	8,643	8,643	3,204
15	0,03262	3,2624	0,6590	0,07822	7,822	7,822	0,08553	8,553	8,553	3,010
16	0,03262	3,2624	0,6688	0,07658	7,658	7,658	0,08508	8,508	8,508	3,147
17	0,03262	3,2624	0,6818	0,07497	7,497	7,497	0,08464	8,464	8,464	3,268
18	0,03262	3,2624	0,6982	0,07617	7,617	7,617	0,08420	8,420	8,420	3,056
19	0,03262	3,2624	0,7177	0,07457	7,457	7,457	0,08332	8,332	8,332	3,115
20	0,03262	3,2624	0,7471	0,07537	7,537	7,537	0,08288	8,288	8,288	2,944

Tab. 20-80: Vypočtené molární a hmotnostního toku mezi jednotlivými odečty měření

t	Δp_{ln}	Δt	\dot{n}	$\dot{n}_{stř}$	Δn	\dot{m}
[min]	[kPa]	[s]	[mol/s]	[mol/s]	[mol]	[kg/s]
0	4,102	X	2,047E-06	X	X	3,689E-05
1	4,095	60	2,044E-06	2,046E-06	0,0001227	3,682E-05
2	3,940	X	1,967E-06	2,005E-06	0,0001203	3,543E-05
3	3,783	60	1,888E-06	1,927E-06	0,0001156	3,401E-05
4	4,014	60	2,003E-06	1,946E-06	0,0001167	3,609E-05
5	3,410	60	1,702E-06	1,853E-06	0,0001112	3,066E-05
6	3,568	60	1,781E-06	1,741E-06	0,0001045	3,208E-05
7	3,271	60	1,633E-06	1,707E-06	0,0001024	2,941E-05
8	3,412	60	1,703E-06	1,668E-06	0,0001001	3,067E-05
9	2,981	60	1,488E-06	1,595E-06	9,571E-05	2,68E-05
10	3,302	60	1,648E-06	1,568E-06	9,407E-05	2,969E-05
11	3,176	60	1,585E-06	1,617E-06	9,7E-05	2,856E-05
12	3,244	60	1,619E-06	1,602E-06	9,613E-05	2,917E-05
13	3,172	60	1,583E-06	1,601E-06	9,607E-05	2,852E-05
14	3,204	60	1,599E-06	1,591E-06	9,547E-05	2,881E-05
15	3,010	60	1,502E-06	1,551E-06	9,305E-05	2,707E-05
16	3,147	60	1,57E-06	1,536E-06	9,219E-05	2,829E-05
17	3,268	60	1,631E-06	1,601E-06	9,604E-05	2,938E-05
18	3,056	60	1,525E-06	1,578E-06	9,469E-05	2,748E-05
19	3,115	60	1,555E-06	1,54E-06	9,239E-05	2,801E-05
20	2,944	60	1,47E-06	1,512E-06	9,072E-05	2,647E-05

$$\beta S = 4,99 \cdot 10^{-7} \text{ mol}/(\text{Pa} \cdot \text{s})$$



Tab. 20-81: Vypočtené hodnoty toku odpařené vody do bubliny

t	\dot{m}	Δh_l^{vyp}	Q_{vyp}
[min]	[kg/s]	[J/kg]	[J]
0	3,689E-05	2417985	89,189
1	3,682E-05	2418543	89,051
2	3,543E-05	2418822	85,692
3	3,401E-05	2419101	82,275
4	3,609E-05	2419380	87,318
5	3,066E-05	2419937	74,193
6	3,208E-05	2420216	77,643
7	2,941E-05	2420773	71,201
8	3,067E-05	2421052	74,262
9	2,68E-05	2421609	64,897
10	2,969E-05	2421887	71,912
11	2,856E-05	2422165	69,169
12	2,917E-05	2422722	70,664
13	2,852E-05	2423000	69,110
14	2,881E-05	2423278	69,807
15	2,707E-05	2423834	65,605
16	2,829E-05	2424112	68,580
17	2,938E-05	2424390	71,237
18	2,748E-05	2424668	66,621
19	2,801E-05	2425223	67,919
20	2,647E-05	2425501	64,211

Tab. 20-82: Vypočtené hodnoty toku odpařené vody do bubliny

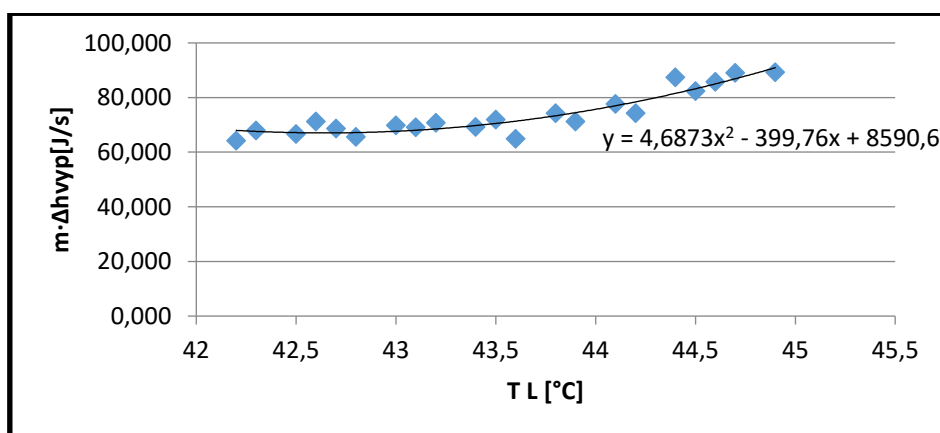
t	T_l	$T_{g_{in}}$	$T_{g_{out}}$	ΔT_{ln}	$T_{g_{stř}}$
[min]	[°C]	[°C]	[°C]	[°C]	[°C]
0	44,9	25,6	41,7	8,960	35,94
1	44,7	25,6	41,4	8,999	35,70
2	44,6	25,6	41,6	8,668	35,93
3	44,5	25,6	41,8	8,325	36,17
4	44,4	25,6	41,1	8,908	35,49
5	44,2	25,6	42,2	7,444	36,76
6	44,1	25,6	41,8	7,770	36,33
7	43,9	25,5	42,1	7,141	36,76
8	43,8	25,5	41,7	7,483	36,32
9	43,6	25,5	42,2	6,525	37,08
10	43,5	25,5	41,5	7,282	36,22
11	43,4	25,5	41,6	7,009	36,39



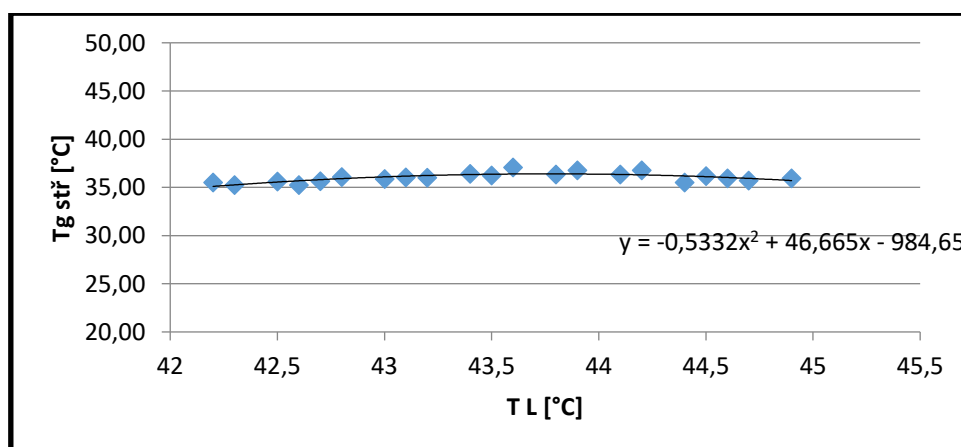
12	43,2	25,5	41,2	7,200	36,00
13	43,1	25,5	41,2	7,053	36,05
14	43	25,5	41	7,146	35,85
15	42,8	25,5	41,1	6,724	36,08
16	42,7	25,5	40,7	7,064	35,64
17	42,6	25,5	40,3	7,377	35,22
18	42,5	25,5	40,6	6,891	35,61
19	42,3	25,5	40,2	7,069	35,23
20	42,2	25,5	40,4	6,689	35,51

Tab. 20-83: Vypočtené hodnoty zavedených koeficientů

C2	-10,59
C1	905,1
C0	-19486
Δ	6038



Obr. 20-39: Závislost mezi teplotou kapaliny a odpařeným teplem – potvrzení předpokladu nahrazení polynomem 2. stupně



Obr. 20-40: Závislost mezi teplotou kapaliny a střední logaritmickou teplotou – potvrzení předpokladu nahrazení polynomem 2. stupně



Tab. 20-84: Vypočtené hodnoty regrese pro porovnání levé a pravé strany

t	$t/m_l \cdot c_{p_l}$	$\arctg(X)$	$\arctg(X) \cdot (t/m_l \cdot c_{p_l})$	$(t/m_l \cdot c_{p_l})^2$
[min]	[s·K/J]	-	-	-
0	X	X	X	X
1	0,000862	0,001068	9,2E-07	1,14E-06
2	0,001724	0,00162	2,79E-06	2,62E-06
3	0,002586	0,002185	5,65E-06	4,77E-06
4	0,003448	0,002762	9,52E-06	7,63E-06
5	0,004310	0,00395	1,7E-05	1,56E-05
6	0,005172	0,004562	2,36E-05	2,08E-05
7	0,006034	0,005818	3,51E-05	3,38E-05
8	0,006896	0,006461	4,46E-05	4,17E-05
9	0,007758	0,007774	6,03E-05	6,04E-05
10	0,008620	0,008443	7,28E-05	7,13E-05
11	0,009482	0,009119	8,65E-05	8,32E-05
12	0,010344	0,01049	0,000109	0,00011
13	0,011206	0,011183	0,000125	0,000125
14	0,012068	0,01188	0,000143	0,000141
15	0,012930	0,01328	0,000172	0,000176
16	0,013792	0,013981	0,000193	0,000195
17	0,014654	0,014682	0,000215	0,000216
18	0,015516	0,015381	0,000239	0,000237
19	0,016378	0,016771	0,000275	0,000281
20	0,017240	0,01746	0,000301	0,000305

$$\alpha S_b = 11,07 \text{ W/K}$$

$$\alpha a = \frac{\alpha S_b}{V_L} = 659,1 \text{ W/(m}^3\text{K)}$$



20.2.2 Naměřené a vypočtené hodnoty pro výpočet experimentálního měření objemového součinitele přestupu tepla pro SC distributor plynu

20.2.2.1 Výška hladiny 500 mm

A. Výška plováku průtokoměru 20 mm

Tab. 20-85: Přímo měřené hodnoty při měření

t	T_l	$T_{g_{in}}$	$T_{g_{out}}$	φ_{in}	φ_{out}	p	P
[min]	[°C]	[°C]	[°C]	[%]	[%]	[kPa]	[m ³]
0	47,7	24,3	38,1	24	100	99,6	23,0174
1	47,5	24,3	40,2	20,1	100	99,6	23,0274
2	47,4	24,3	40,4	19,2	100	99,6	23,038
3	47,2	24,4	39,2	18,9	100	99,6	23,0488
4	47,1	24,4	39,2	18,9	100	99,6	23,0578
5	46,9	24,4	39,1	19	100	99,6	23,0674
6	46,8	24,4	39,1	19,2	100	99,6	23,0776
7	46,6	24,4	38,4	19,3	100	99,6	23,0862
8	46,5	24,4	38,4	19,5	100	99,6	23,0952
9	46,3	24,4	39	19,8	100	99,6	23,104
10	46,2	24,5	38,5	20	100	99,6	23,1125
11	46,1	24,5	38,2	20,3	100	99,6	23,1213
12	46	24,5	38,1	20,6	100	99,6	23,1298
13	45,8	24,5	38	20,9	100	99,6	23,1375
14	45,7	24,5	37,8	21,2	100	99,6	23,146
15	45,6	24,5	37,5	21,6	100	99,6	23,1535
16	45,4	24,5	37,4	21,9	100	99,6	23,1612
17	45,3	24,5	37,6	22,2	100	99,6	23,1685
18	45,2	24,5	38,5	20	100	99,6	23,176
19	45,1	24,5	38,3	18,2	100	99,6	23,1825
20	45	24,5	37,4	17,7	100	99,6	23,1896

Tab. 20-86: Vypočtené hodnoty parciálních tlaků

t	p''_{in}	$p_{H_2O_{in}}$	p''_{out}	$p_{H_2O_{out}}$	p''_{H_2O}	p_{H_2O}	Δp_{ln}
[min]	[bar]	[kPa]	[bar]	[kPa]	[bar]	[kPa]	[kPa]
0	0,03037	3,0369	0,06663	6,663	0,1100	10,999	6,882
1	0,03037	3,0369	0,07457	7,457	0,1089	10,888	6,241
2	0,03037	3,0369	0,07537	7,537	0,1083	10,833	6,130
3	0,03055	3,0552	0,07069	7,069	0,1072	10,724	6,358



4	0,03055	3,0552	0,5774	0,07069	7,069	7,069	0,1067	10,670	10,670	6,299
5	0,03055	3,0552	0,5805	0,07031	7,031	7,031	0,1056	10,563	10,563	6,208
6	0,03055	3,0552	0,5866	0,07031	7,031	7,031	0,1051	10,509	10,509	6,147
7	0,03055	3,0552	0,5896	0,06772	6,772	6,772	0,1040	10,403	10,403	6,218
8	0,03055	3,0552	0,5958	0,06772	6,772	6,772	0,1035	10,350	10,350	6,159
9	0,03055	3,0552	0,6049	0,06994	6,994	6,994	0,1025	10,245	10,245	5,878
10	0,03074	3,0735	0,6147	0,06808	6,808	6,808	0,1019	10,193	10,193	5,954
11	0,03074	3,0735	0,6239	0,06699	6,699	6,699	0,1014	10,141	10,141	5,974
12	0,03074	3,0735	0,6331	0,06663	6,663	6,663	0,1009	10,090	10,090	5,940
13	0,03074	3,0735	0,6424	0,06627	6,627	6,627	0,0999	9,987	9,987	5,851
14	0,03074	3,0735	0,6516	0,06555	6,555	6,555	0,0994	9,936	9,936	5,844
15	0,03074	3,0735	0,6639	0,06450	6,450	6,450	0,0989	9,886	9,886	5,860
16	0,03074	3,0735	0,6731	0,06415	6,415	6,415	0,0978	9,785	9,785	5,773
17	0,03074	3,0735	0,6823	0,06485	6,485	6,485	0,0973	9,735	9,735	5,664
18	0,03074	3,0735	0,6147	0,06808	6,808	6,808	0,0968	9,685	9,685	5,393
19	0,03074	3,0735	0,5594	0,06735	6,735	6,735	0,0964	9,635	9,635	5,413
20	0,03074	3,0735	0,5440	0,06415	6,415	6,415	0,0959	9,586	9,586	5,603

Tab. 20-87: Vypočtené molární a hmotnostního toku mezi jednotlivými odečty měření

t	Δp_{ln}	Δt	\dot{n}	$\dot{n}_{stř}$	Δn	\dot{m}
[min]	[kPa]	[s]	[mol/s]	[mol/s]	[mol]	[kg/s]
0	6,882	X	6,636E-07	X	X	1,196E-05
1	6,241	60	6,018E-07	6,327E-07	3,7964E-05	1,084E-05
2	6,130	60	5,911E-07	5,965E-07	3,5788E-05	1,065E-05
3	6,358	60	6,131E-07	6,021E-07	3,6128E-05	1,105E-05
4	6,299	60	6,074E-07	6,103E-07	3,6618E-05	1,094E-05
5	6,208	60	5,987E-07	6,03E-07	3,6183E-05	1,078E-05
6	6,147	60	5,928E-07	5,957E-07	3,5744E-05	1,068E-05
7	6,218	60	5,997E-07	5,962E-07	3,5774E-05	1,08E-05
8	6,159	60	5,939E-07	5,968E-07	3,5809E-05	1,07E-05
9	5,878	60	5,669E-07	5,804E-07	3,4825E-05	1,021E-05
10	5,954	60	5,742E-07	5,706E-07	3,4233E-05	1,034E-05
11	5,974	60	5,761E-07	5,752E-07	3,4509E-05	1,038E-05
12	5,940	60	5,729E-07	5,745E-07	3,4469E-05	1,032E-05
13	5,851	60	5,643E-07	5,686E-07	3,4114E-05	1,017E-05
14	5,844	60	5,636E-07	5,639E-07	3,3835E-05	1,015E-05
15	5,860	60	5,651E-07	5,644E-07	3,3862E-05	1,018E-05
16	5,773	60	5,567E-07	5,609E-07	3,3655E-05	1,003E-05
17	5,664	60	5,462E-07	5,515E-07	3,3088E-05	9,841E-06
18	5,393	60	5,201E-07	5,332E-07	3,1991E-05	9,37E-06



19	5,413	60	5,22E-07	5,211E-07	3,1265E-05	9,404E-06
20	5,603	60	5,403E-07	5,312E-07	3,1871E-05	9,734E-06

$$\beta S = 0,964 \cdot 10^{-7} \text{ mol}/(\text{Pa} \cdot \text{s})$$

Tab. 20-88: Vypočtené hodnoty toku odpařené vody do bubliny

t	\dot{m}	Δh_l^{vyp}	\dot{Q}_{vyp}
[min]	[kg/s]	[J/kg]	[J]
0	1,196E-05	2 410 151	28,815
1	1,084E-05	2 410 712	26,137
2	1,065E-05	2 410 992	25,675
3	1,105E-05	2 411 553	26,637
4	1,094E-05	2 411 833	26,393
5	1,078E-05	2 412 393	26,017
6	1,068E-05	2 412 673	25,766
7	1,08E-05	2 413 233	26,071
8	1,07E-05	2 413 513	25,824
9	1,021E-05	2 414 073	24,654
10	1,034E-05	2 414 353	24,975
11	1,038E-05	2 414 633	25,060
12	1,032E-05	2 414 912	24,922
13	1,017E-05	2 415 471	24,554
14	1,015E-05	2 415 751	24,526
15	1,018E-05	2 416 030	24,598
16	1,003E-05	2 416 589	24,236
17	9,841E-06	2 416 869	23,783
18	9,37E-06	2 417 148	22,649
19	9,404E-06	2 417 427	22,735
20	9,734E-06	2 417 706	23,534

Tab. 20-89: Vypočtené hodnoty toku odpařené vody do bubliny

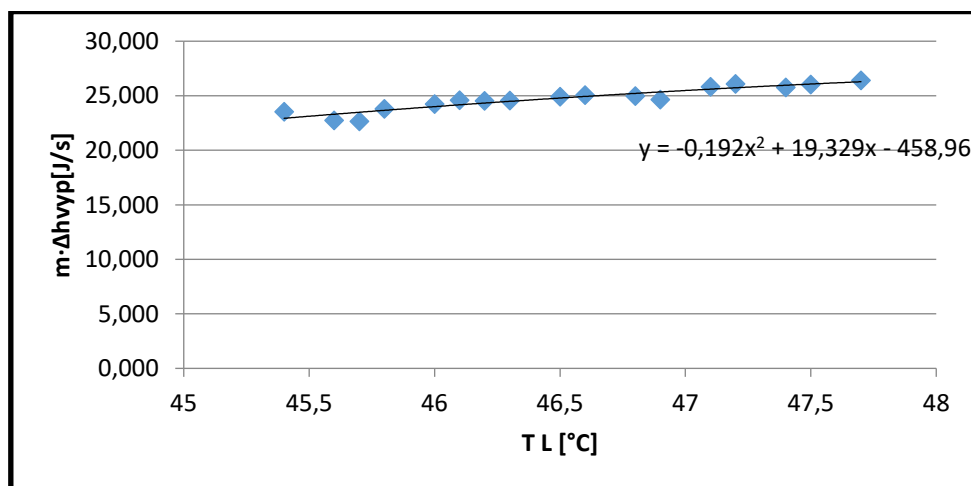
t	T_l	$T_{g_{in}}$	$T_{g_{out}}$	ΔT_{ln}	$T_{g_{stř}}$
[min]	[°C]	[°C]	[°C]	[°C]	[°C]
0	47,7	24,3	38,1	15,489	32,211
1	47,5	24,3	40,2	13,751	33,749
2	47,4	24,3	40,4	13,485	33,915
3	47,2	24,4	39,2	14,131	33,069
4	47,1	24,4	39,2	14,022	33,078
5	46,9	24,4	39,1	13,876	33,024



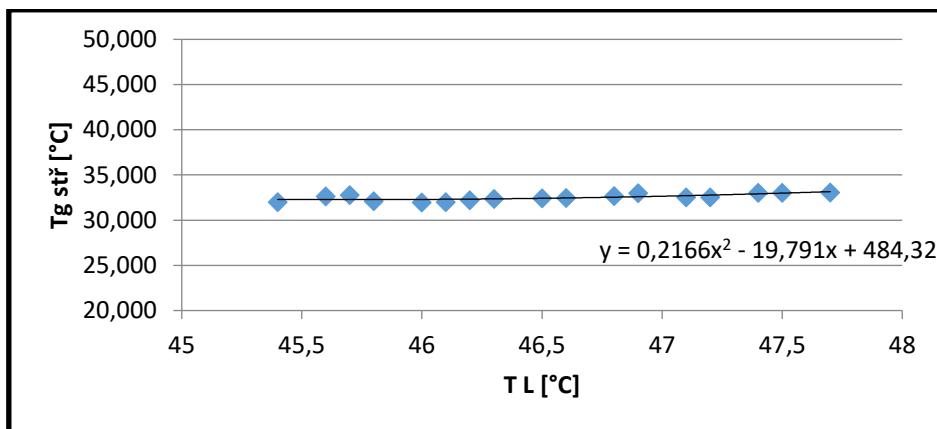
6	46,8	24,4	39,1	13,766	33,034
7	46,6	24,4	38,4	14,057	32,543
8	46,5	24,4	38,4	13,948	32,552
9	46,3	24,4	39	13,289	33,011
10	46,2	24,5	38,5	13,512	32,688
11	46,1	24,5	38,2	13,621	32,479
12	46	24,5	38,1	13,584	32,416
13	45,8	24,5	38	13,438	32,362
14	45,7	24,5	37,8	13,473	32,227
15	45,6	24,5	37,5	13,578	32,022
16	45,4	24,5	37,4	13,433	31,967
17	45,3	24,5	37,6	13,183	32,117
18	45,2	24,5	38,5	12,411	32,789
19	45,1	24,5	38,3	12,451	32,649
20	45	24,5	37,4	13,000	32,000

Tab. 20-90: Vypočtené hodnoty zavedených koeficientů

C2	-0,1206
C1	10,24
C0	-300,4
Δ	39,99



Obr. 20-41: Závislost mezi teplotou kapaliny a odpařeným teplem – potvrzení předpokladu nahrazení polynommem 2. stupně



Obr. 20-42: Závislost mezi teplotou kapaliny a střední logaritmickou teplotou – potvrzení předpokladu nahrazení polynomem 2. stupně

Tab. 20-91: Vypočtené hodnoty regrese pro porovnání levé a pravé strany

t	$t/m_l \cdot c_{pl}$	$\arctg(X)$	$\arctg(X) \cdot (t/m_l \cdot c_{pl})$	$(t/m_l \cdot c_{pl})^2$
[min]	[s·K/J]	-	-	-
0	X	X	X	X
1	0,001642	0,002324	3,82E-06	5,4E-06
2	0,003284	0,003488	1,15E-05	1,22E-05
3	0,004925	0,005822	2,87E-05	3,39E-05
4	0,006567	0,006991	4,59E-05	4,89E-05
5	0,008209	0,009334	7,66E-05	8,71E-05
6	0,009851	0,010508	0,000104	0,00011
7	0,011493	0,012859	0,000148	0,000165
8	0,013134	0,014037	0,000184	0,000197
9	0,014776	0,016397	0,000242	0,000269
10	0,016418	0,017579	0,000289	0,000309
11	0,018060	0,018762	0,000339	0,000352
12	0,019701	0,019947	0,000393	0,000398
13	0,021343	0,022319	0,000476	0,000498
14	0,022985	0,023507	0,00054	0,000553
15	0,024627	0,024696	0,000608	0,00061
16	0,026269	0,027077	0,000711	0,000733
17	0,027910	0,028269	0,000789	0,000799
18	0,029552	0,029462	0,000871	0,000868
19	0,031194	0,030656	0,000956	0,00094
20	0,032836	0,031851	0,001046	0,001015

$$\alpha S_b = 3,88 \text{ W/K}$$

$$\alpha a = \frac{\alpha S_b}{V_L} = 439,1 \text{ W}/(\text{m}^3\text{K})$$



B. Výška plováku průtokoměru 40 mm

Tab. 20-92: Přímé měřené hodnoty při měření

t	T_l	$T_{g_{in}}$	$T_{g_{out}}$	φ_{in}	φ_{out}	p	P
[min]	[°C]	[°C]	[°C]	[%]	[%]	[kPa]	[m ³]
0	44,6	23,6	39,9	20,5	100	99,6	23,1908
1	44,2	23,7	39,4	17,7	100	99,6	23,2315
2	43,9	23,6	39,9	15,5	100	99,6	23,729
3	43,8	23,6	40,1	15,7	100	99,6	23,2988
4	43,6	23,6	40,1	15,9	100	99,6	23,3325
5	43,4	23,6	38,8	15,9	100	99,6	23,3552
6	43,2	23,6	38,8	15,9	100	99,6	23,3772
7	43,1	23,5	38,9	16,3	100	99,6	23,3978
8	42,9	23,5	39	16,5	100	99,6	23,4192
9	42,7	23,6	38,3	16,8	100	99,6	23,4395
10	42,6	23,5	38,2	17,2	100	99,6	23,4602
11	42,4	23,5	37,9	17,4	100	99,6	23,4805
12	42,3	23,5	37,6	17,7	100	99,6	23,5015
13	42,1	23,5	37,7	18	100	99,6	23,5225
14	41,9	23,5	37,5	18,2	100	99,6	23,5422
15	41,8	23,5	37,5	18,2	100	99,6	23,5665
16	41,7	23,5	37,6	19	100	99,6	23,5855
17	41,5	23,5	37,1	19,4	100	99,6	23,6055
18	41,4	23,5	36,9	19,5	100	99,6	23,6262
19	41,2	23,5	37,2	20,3	100	99,6	23,646
20	41,1	23,5	36,9	20,2	100	99,6	23,6678

Tab. 20-93: Vypočtené hodnoty parciálních tlaků

t	p''_{in}	$p_{H_2O_{in}}$	p''_{out}	$p_{H_2O_{out}}$	p''_{H_2O}	p_{H_2O}	Δp_{ln}
[min]	[bar]	[kPa]	[bar]	[kPa]	[bar]	[kPa]	[kPa]
0	0,029	2,912	0,073	7,339	0,094	9,390	4,632
1	0,029	2,929	0,071	7,145	0,092	9,198	4,597
2	0,029	2,912	0,073	7,339	0,091	9,057	4,274
3	0,029	2,912	0,074	7,418	0,090	9,010	4,141
4	0,029	2,912	0,074	7,418	0,089	8,917	4,021
5	0,029	2,912	0,069	6,919	0,088	8,825	4,366
6	0,029	2,912	0,069	6,919	0,087	8,733	4,256
7	0,029	2,894	0,070	6,956	0,087	8,688	4,165
8	0,029	2,894	0,070	6,994	0,086	8,598	4,018
9	0,029	2,912	0,067	6,735	0,085	8,508	4,139
10	0,029	2,894	0,067	6,699	0,085	8,464	4,115



11	0,029	2,894	0,504	0,066	6,591	6,591	0,084	8,376	8,376	4,102
12	0,029	2,894	0,512	0,065	6,485	6,485	0,083	8,332	8,332	4,139
13	0,029	2,894	0,521	0,065	6,520	6,520	0,082	8,245	8,245	4,002
14	0,029	2,894	0,527	0,064	6,450	6,450	0,082	8,159	8,159	3,958
15	0,029	2,894	0,527	0,064	6,450	6,450	0,081	8,116	8,116	3,907
16	0,029	2,894	0,550	0,065	6,485	6,485	0,081	8,074	8,074	3,816
17	0,029	2,894	0,561	0,063	6,311	6,311	0,080	7,989	7,989	3,865
18	0,029	2,894	0,564	0,062	6,242	6,242	0,079	7,947	7,947	3,873
19	0,029	2,894	0,588	0,063	6,345	6,345	0,079	7,863	7,863	3,674
20	0,029	2,894	0,585	0,062	6,242	6,242	0,078	7,822	7,822	3,717

Tab. 20-94: Vypočtené molární a hmotnostního toku mezi jednotlivými odečty měření

t	Δp_{ln}	Δt	\dot{n}	$\dot{n}_{stř}$	Δn	\dot{m}
[min]	[kPa]	[s]	[mol/s]	[mol/s]	[mol]	[kg/s]
0	4,115	X	1,533E-06	X	X	2,761E-05
1	4,102	60	1,521E-06	1,527E-06	9,1618E-05	2,74E-05
2	4,139	X	1,414E-06	1,468E-06	8,8066E-05	2,548E-05
3	4,002	60	1,37E-06	1,392E-06	8,3537E-05	2,468E-05
4	3,958	60	1,331E-06	1,35E-06	8,102E-05	2,397E-05
5	3,907	60	1,445E-06	1,388E-06	8,3255E-05	2,602E-05
6	3,816	60	1,408E-06	1,426E-06	8,5588E-05	2,537E-05
7	3,865	60	1,378E-06	1,393E-06	8,3592E-05	2,483E-05
8	3,873	60	1,329E-06	1,354E-06	8,1228E-05	2,395E-05
9	3,674	60	1,37E-06	1,35E-06	8,0975E-05	2,467E-05
10	3,717	60	1,362E-06	1,366E-06	8,194E-05	2,453E-05
11	4,115	60	1,357E-06	1,36E-06	8,1571E-05	2,445E-05
12	4,102	60	1,37E-06	1,364E-06	8,1812E-05	2,467E-05
13	4,139	60	1,324E-06	1,347E-06	8,0818E-05	2,386E-05
14	4,002	60	1,31E-06	1,317E-06	7,9023E-05	2,36E-05
15	3,958	60	1,293E-06	1,301E-06	7,808E-05	2,329E-05
16	3,907	60	1,263E-06	1,278E-06	7,6671E-05	2,275E-05
17	3,816	60	1,279E-06	1,271E-06	7,6255E-05	2,304E-05
18	3,865	60	1,282E-06	1,28E-06	7,6821E-05	2,309E-05
19	3,873	60	1,216E-06	1,249E-06	7,4926E-05	2,19E-05
20	3,674	60	1,23E-06	1,223E-06	7,3373E-05	2,216E-05

$$\beta S = 3,309 \cdot 10^{-7} \text{ mol}/(\text{Pa} \cdot \text{s})$$



Tab. 20-95: Vypočtené hodnoty toku odpařené vody do bubliny

t	\dot{m}	Δh_l^{vyp}	\dot{Q}_{vyp}
[min]	[kg/s]	[J/kg]	[J]
0	2,761E-05	2418822	66,79
1	2,74E-05	2419937	66,31
2	2,548E-05	2420773	61,68
3	2,468E-05	2421052	59,76
4	2,397E-05	2421609	58,04
5	2,602E-05	2422165	63,04
6	2,537E-05	2422722	61,47
7	2,483E-05	2423000	60,15
8	2,395E-05	2423556	58,05
9	2,467E-05	2424112	59,81
10	2,453E-05	2424390	59,47
11	2,445E-05	2424946	59,30
12	2,467E-05	2425223	59,84
13	2,386E-05	2425779	57,87
14	2,36E-05	2426334	57,25
15	2,329E-05	2426611	56,52
16	2,275E-05	2426889	55,21
17	2,304E-05	2427443	55,93
18	2,309E-05	2427721	56,06
19	2,19E-05	2428275	53,19
20	2,216E-05	2428552	53,81

Tab. 20-96: Vypočtené hodnoty toku odpařené vody do bubliny

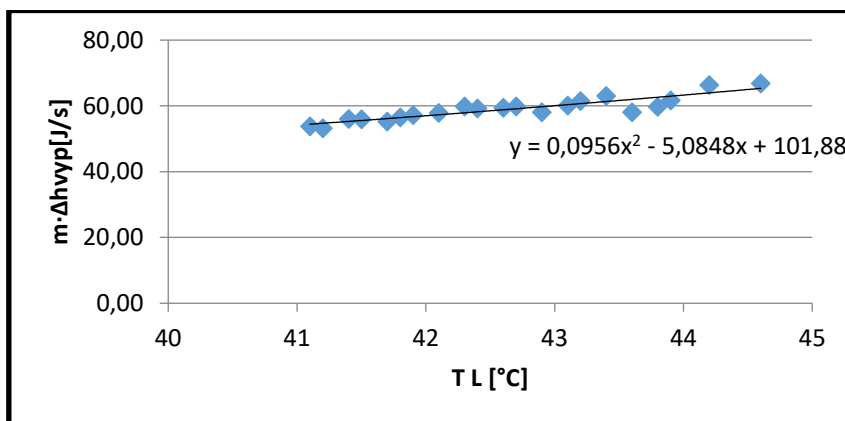
t	T_l	$T_{g_{in}}$	$T_{g_{out}}$	ΔT_{ln}	$T_{g_{stř}}$
[min]	[°C]	[°C]	[°C]	[°C]	[°C]
0	46,1	24,2	36,1	10,89	33,71
1	46	24,3	35,7	10,81	33,39
2	45,8	24,3	35,3	10,03	33,87
3	45,7	24,3	35,4	9,72	34,08
4	45,8	24,3	35,1	9,47	34,13
5	45,4	24,3	36	10,41	32,99
6	45,3	24,3	35,7	10,17	33,03
7	45,1	24,2	35,9	10,00	33,10
8	45	24,2	36,1	9,66	33,24
9	44,8	24,2	35,8	10,01	32,69
10	44,7	24,2	36,2	10,01	32,59
11	44,6	23,6	39,9	10,03	32,37



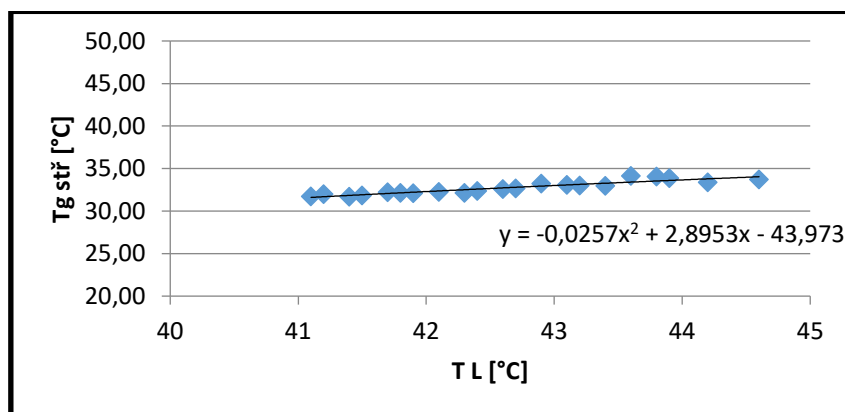
12	44,2	23,7	39,4	10,17	32,13
13	43,9	23,6	39,9	9,85	32,25
14	43,8	23,6	40,1	9,79	32,11
15	43,6	23,6	40,1	9,67	32,13
16	43,4	23,6	38,8	9,46	32,24
17	43,2	23,6	38,8	9,65	31,85
18	43,1	23,5	38,9	9,71	31,69
19	42,9	23,5	39	9,21	31,99
20	42,7	23,6	38,3	9,35	31,75

Tab. 20-97: Vypočtené hodnoty zavedených koeficientů

C2	-0,2348
C1	15,35
C0	-340,10
Δ	83,75



Obr. 20-43: Závislost mezi teplotou kapaliny a odpařeným teplem – potvrzení předpokladu nahrazení polynomem 2. stupně



Obr. 20-44: Závislost mezi teplotou kapaliny a střední logaritmickou teplotou – potvrzení předpokladu nahrazení polynomem 2. stupně



Tab. 20-98: Vypočtené hodnoty regrese pro porovnání levé a pravé strany

t	$t/m_l \cdot c_{pl}$	$\arctg(X)$	$\arctg(X) \cdot (t/m_l \cdot c_{pl})$	$(t/m_l \cdot c_{pl})^2$
[min]	[s·K/J]	-	-	-
0	X	X	X	X
1	0,001639	0,003296	5,4E-06	1,09E-05
2	0,003279	0,005807	1,9E-05	3,37E-05
3	0,004918	0,006651	3,27E-05	4,42E-05
4	0,006557	0,008351	5,48E-05	6,97E-05
5	0,008197	0,010066	8,25E-05	0,000101
6	0,009836	0,011796	0,000116	0,000139
7	0,011475	0,012667	0,000145	0,00016
8	0,013114	0,014419	0,000189	0,000208
9	0,014754	0,016186	0,000239	0,000262
10	0,016393	0,017076	0,00028	0,000292
11	0,018032	0,018865	0,00034	0,000356
12	0,019672	0,019765	0,000389	0,000391
13	0,021311	0,021577	0,00046	0,000466
14	0,022950	0,023403	0,000537	0,000548
15	0,024590	0,024321	0,000598	0,000592
16	0,026229	0,025243	0,000662	0,000637
17	0,027868	0,027098	0,000755	0,000734
18	0,029507	0,028031	0,000827	0,000786
19	0,031147	0,029908	0,000932	0,000894
20	0,032786	0,030851	0,001011	0,000952

$$\alpha S_b = 5,42 \text{ W/K}$$

$$\alpha a = \frac{\alpha S_b}{V_L} = 613,1 \text{ W/(m}^3\text{K)}$$



C. Výška plováku průtokoměru 60 mm

Tab. 20-99: Přímé měřené hodnoty při měření

t	T_l	$T_{g_{in}}$	$T_{g_{out}}$	φ_{in}	φ_{out}	p	P
[min]	[°C]	[°C]	[°C]	[%]	[%]	[kPa]	[m ³]
0	40,8	24,5	37,5	21,1	100	99,6	23,6882
1	40,6	24,5	38	21,5	100	99,6	23,7295
2	40,4	24,5	38,4	22,1	100	99,6	23,786
3	40,3	24,4	38,2	17,5	100	99,6	23,826
4	40,1	24,4	38,5	15,2	100	99,6	23,8688
5	40	24,4	38,5	16,6	100	99,6	23,8978
6	39,8	24,3	38,4	16,6	100	99,6	23,8976
7	39,7	24,3	38,5	16	100	99,6	23,9357
8	39,5	24,3	38,4	16,1	100	99,6	23,9624
9	39,3	24,3	38,2	16,3	100	99,6	23,9942
10	39,2	24,3	38	16,5	100	99,6	24,0316
11	39	24,2	37,6	16,7	100	99,6	24,0586
12	38,9	24,2	37,6	16,9	100	99,6	24,091
13	38,7	24,2	37,7	17,2	100	99,6	24,1246
14	38,6	24,2	37,5	17,4	100	99,6	24,1545
15	38,5	24,2	37,4	17,8	100	99,6	24,186
16	38,3	24,2	37	18	100	99,6	24,2188
17	38,2	24,2	37,2	18,3	100	99,6	24,2495
18	38,1	24,2	37,2	18,6	100	99,6	24,283
19	37,9	24,1	37,1	18,6	100	99,6	24,3138
20	37,8	24,1	37	19,2	100	99,6	24,3484

Tab. 20-100: Vypočtené hodnoty parciálních tlaků

t	p''_{in}	$p_{H_2O_{in}}$	p''_{out}	$p_{H_2O_{out}}$	p''_{H_2O}	p_{H_2O}	Δp_{In}
[min]	[bar]	[kPa]	[bar]	[kPa]	[bar]	[kPa]	[kPa]
0	0,0307	3,0735	0,0645	6,4496	0,0770	7,6986	3,3519
1	0,0307	3,0735	0,0663	6,6268	0,0762	7,6174	3,0609
2	0,0307	3,0735	0,0677	6,7715	0,0754	7,5369	2,7784
3	0,0306	3,0552	0,0670	6,6988	0,0750	7,4969	2,8459
4	0,0306	3,0552	0,0681	6,8081	0,0742	7,4176	2,6059
5	0,0306	3,0552	0,0681	6,8081	0,0738	7,3781	2,5311
6	0,0304	3,0369	0,0677	6,7715	0,0730	7,2998	2,4536
7	0,0304	3,0369	0,0681	6,8081	0,0726	7,2609	2,3368
8	0,0304	3,0369	0,0677	6,7715	0,0718	7,1837	2,2538
9	0,0304	3,0369	0,0670	6,6988	0,0711	7,1072	2,2280
10	0,0304	3,0369	0,0663	6,6268	0,0707	7,0692	2,2707



11	0,0302	3,0187	0,5041	0,0648	6,4847	6,4847	0,0699	6,9937	6,9937	2,3495
12	0,0302	3,0187	0,5102	0,0648	6,4847	6,4847	0,0696	6,9563	6,9563	2,2846
13	0,0302	3,0187	0,5192	0,0652	6,5200	6,5200	0,0688	6,8818	6,8818	2,0931
14	0,0302	3,0187	0,5253	0,0645	6,4496	6,4496	0,0684	6,8449	6,8449	2,1374
15	0,0302	3,0187	0,5373	0,0641	6,4147	6,4147	0,0681	6,8081	6,8081	2,1228
16	0,0302	3,0187	0,5434	0,0628	6,2765	6,2765	0,0674	6,7351	6,7351	2,2026
17	0,0302	3,0187	0,5524	0,0635	6,3453	6,3453	0,0670	6,6988	6,6988	2,0285
18	0,0302	3,0187	0,5615	0,0635	6,3453	6,3453	0,0666	6,6627	6,6627	1,9566
19	0,0300	3,0007	0,5581	0,0631	6,3108	6,3108	0,0659	6,5910	6,5910	1,8741
20	0,0300	3,0007	0,5761	0,0628	6,2765	6,2765	0,0656	6,5554	6,5554	1,8596

Tab. 20-101: Vypočtené molárních a hmotnostního toku mezi jednotlivými odečty měření

t	Δp_{ln}	Δt	\dot{n}	$\dot{n}_{stř}$	Δn	\dot{m}
[min]	[kPa]	[s]	[mol/s]	[mol/s]	[mol]	[kg/s]
0	3,3519	X	2,893E-06	X	X	5,212E-05
1	3,0609	60	2,642E-06	2,767E-06	0,00016604	4,759E-05
2	2,7784	X	2,398E-06	2,52E-06	0,00015119	4,32E-05
3	2,8459	60	2,456E-06	2,427E-06	0,00014563	4,425E-05
4	2,6059	60	2,249E-06	2,353E-06	0,00014116	4,052E-05
5	2,5311	60	2,185E-06	2,217E-06	0,00013301	3,935E-05
6	2,4536	60	2,118E-06	2,151E-06	0,00012907	3,815E-05
7	2,3368	60	2,017E-06	2,067E-06	0,00012404	3,633E-05
8	2,2538	60	1,945E-06	1,981E-06	0,00011886	3,504E-05
9	2,2280	60	1,923E-06	1,934E-06	0,00011605	3,464E-05
10	2,2707	60	1,96E-06	1,941E-06	0,00011648	3,531E-05
11	2,3495	60	2,028E-06	1,994E-06	0,00011963	3,653E-05
12	2,2846	60	1,97E-06	2E-06	0,00011999	3,552E-05
13	2,0931	60	1,807E-06	1,889E-06	0,00011335	3,254E-05
14	2,1374	60	1,845E-06	1,826E-06	0,00010954	3,323E-05
15	2,1228	60	1,832E-06	1,838E-06	0,00011031	3,301E-05
16	2,2026	60	1,901E-06	1,867E-06	0,00011199	3,425E-05
17	2,0285	60	1,751E-06	1,826E-06	0,00010955	3,154E-05
18	1,9566	60	1,689E-06	1,72E-06	0,00010319	3,042E-05
19	1,8741	60	1,617E-06	1,653E-06	9,9186E-05	2,914E-05
20	1,8596	60	1,605E-06	1,611E-06	9,6675E-05	2,891E-05

$$\beta S = 8,63 \cdot 10^{-7} \text{ mol}/(\text{Pa} \cdot \text{s})$$



Tab. 20-102: Vypočtené hodnoty toku odpařené vody do bubliny

t [min]	\dot{m} [kg/s]	Δh_l^{vyp} [J/kg]	\dot{Q}_{vyp} [J]
0	5,212E-05	2429383	126,6128
1	4,759E-05	2429937	115,6457
2	4,32E-05	2430491	104,9970
3	4,425E-05	2430767	107,5599
4	4,052E-05	2431320	98,5096
5	3,935E-05	2431597	95,6952
6	3,815E-05	2432150	92,7862
7	3,633E-05	2432426	88,3791
8	3,504E-05	2432979	85,2587
9	3,464E-05	2433531	84,3033
10	3,531E-05	2433808	85,9283
11	3,653E-05	2434360	88,9307
12	3,552E-05	2434636	86,4818
13	3,254E-05	2435188	79,2527
14	3,323E-05	2435463	80,9373
15	3,301E-05	2435739	80,3937
16	3,425E-05	2436291	83,4342
17	3,154E-05	2436566	76,8506
18	3,042E-05	2436842	74,1342
19	2,914E-05	2437393	71,0237
20	2,891E-05	2437668	70,4832

Tab. 20-103: Vypočtené hodnoty toku odpařené vody do bubliny

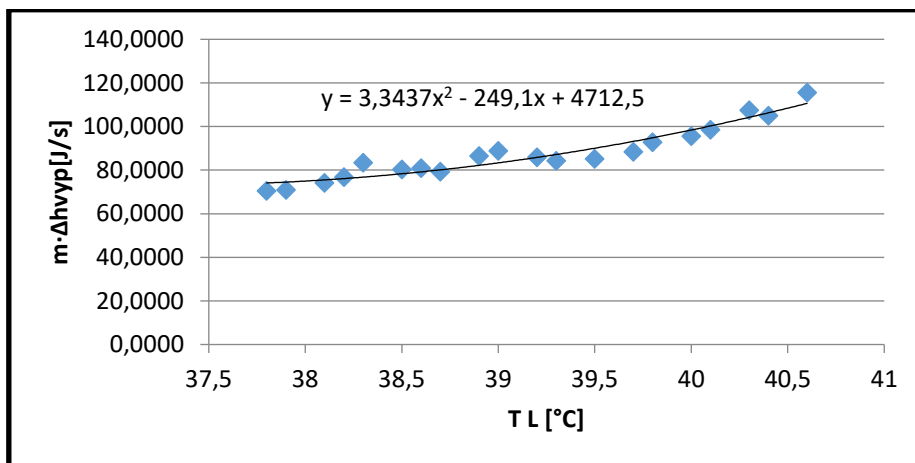
t [min]	T_l [°C]	$T_{g_{in}}$ [°C]	$T_{g_{out}}$ [°C]	ΔT_{ln} [°C]	$T_{g_{stř}}$ [°C]
0	40,8	24,5	37,5	8,139	32,661
1	40,6	24,5	38	7,404	33,196
2	40,4	24,5	38,4	6,705	33,695
3	40,3	24,4	38,2	6,817	33,483
4	40,1	24,4	38,5	6,174	33,926
5	40	24,4	38,5	6,021	33,979
6	39,8	24,3	38,4	5,864	33,936
7	39,7	24,3	38,5	5,564	34,136
8	39,5	24,3	38,4	5,369	34,131
9	39,3	24,3	38,2	5,320	33,980
10	39,2	24,3	38	5,439	33,761
11	39	24,2	37,6	5,682	33,318



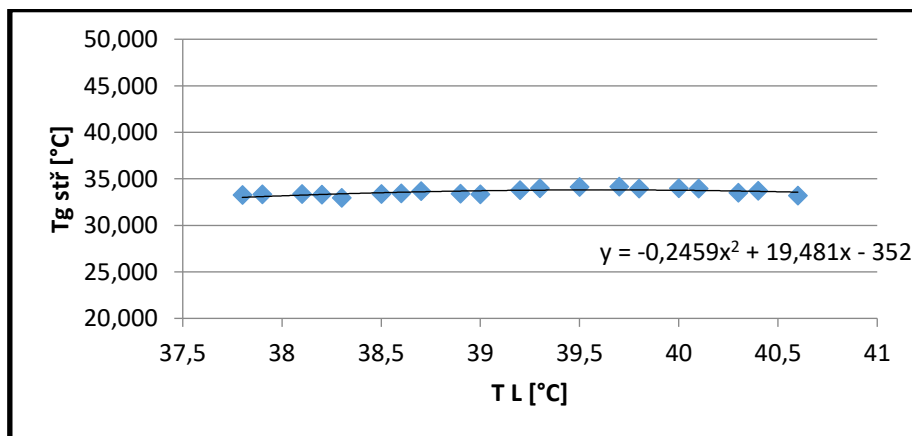
12	38,9	24,2	37,6	5,525	33,375
13	38,7	24,2	37,7	5,048	33,652
14	38,6	24,2	37,5	5,171	33,429
15	38,5	24,2	37,4	5,146	33,354
16	38,3	24,2	37	5,370	32,930
17	38,2	24,2	37,2	4,926	33,274
18	38,1	24,2	37,2	4,749	33,351
19	37,9	24,1	37,1	4,565	33,335
20	37,8	24,1	37	4,541	33,259

Tab. 20-104: Vypočtené hodnoty zavedených koeficientů

C2	-5,128
C1	383,35
C0	-7271
Δ	2203



Obr. 20-45: Závislost mezi teplotou kapaliny a odpařeným teplem – potvrzení předpokladu nahrazení polynomem 2. stupně



Obr. 20-46: Závislost mezi teplotou kapaliny a střední logaritmickou teplotou – potvrzení předpokladu nahrazení polynomem 2. stupně



Tab. 20-105: Vypočtené hodnoty regrese pro porovnání levé a pravé strany

t	$t/m_l \cdot c_{pl}$	$\arctg(X)$	$\arctg(X) \cdot (t/m_l \cdot c_{pl})$	$(t/m_l \cdot c_{pl})^2$
[min]	[s·K/J]	-	-	-
0	X	X	X	X
1	0,001637	0,001219	2E-06	1,49E-06
2	0,003274	0,002489	8,15E-06	6,19E-06
3	0,004910	0,003143	1,54E-05	9,88E-06
4	0,006547	0,004492	2,94E-05	2,02E-05
5	0,008184	0,005186	4,24E-05	2,69E-05
6	0,009821	0,006613	6,5E-05	4,37E-05
7	0,011458	0,007347	8,42E-05	5,4E-05
8	0,013095	0,008853	0,000116	7,84E-05
9	0,014731	0,01041	0,000153	0,000108
10	0,016368	0,011208	0,000183	0,000126
11	0,018005	0,012838	0,000231	0,000165
12	0,019642	0,01367	0,000269	0,000187
13	0,021279	0,015368	0,000327	0,000236
14	0,022916	0,016232	0,000372	0,000263
15	0,024552	0,017105	0,00042	0,000293
16	0,026189	0,018878	0,000494	0,000356
17	0,027826	0,019776	0,00055	0,000391
18	0,029463	0,020681	0,000609	0,000428
19	0,031100	0,022509	0,0007	0,000507
20	0,032736	0,02343	0,000767	0,000549

$$\alpha S_b = 7,27 \text{ W/K}$$

$$\alpha a = \frac{\alpha S_b}{V_L} = 822,8 \text{ W/(m}^3\text{K)}$$



20.2.2.2 Výška hladiny 600 mm

A. Výška plováku průtokoměru 20 mm

Tab. 20-106: Přímé měřené hodnoty při měření

t	T_l	$T_{g_{in}}$	$T_{g_{out}}$	φ_{in}	φ_{out}	p	P
[min]	[°C]	[°C]	[°C]	[%]	[%]	[kPa]	[m ³]
0	47,9	24,1	41	22,3	100	99,2	24,3982
1	47,6	24,2	40,5	20,3	100	99,2	24,408
2	47,3	24,2	40,3	20,1	100	99,2	24,418
3	47	24,2	40,4	19,9	100	99,2	24,428
4	46,8	24,2	39,8	19,8	100	99,2	24,4392
5	46,6	24,2	39,5	19,8	100	99,2	24,4474
6	46,4	24,3	39,3	19,9	100	99,2	24,4575
7	46,3	24,3	39,2	19,9	100	99,2	24,4668
8	46,1	24,3	39,1	20	100	99,2	24,4766
9	45,9	24,3	39,4	20,1	100	99,2	24,4864
10	45,8	24,3	39	20,2	100	99,2	24,4957
11	45,7	24,3	39,5	20,4	100	99,2	24,5052
12	45,5	24,4	39,4	20,5	100	99,2	24,5145
13	45,4	24,4	39,3	20,8	100	99,2	24,5237
14	45,3	24,4	38,3	20,9	100	99,2	24,5332
15	45,1	24,4	38,4	21,1	100	99,2	24,5416
16	45	24,4	38,6	21,4	100	99,2	24,5505
17	44,9	24,4	38,1	21,6	100	99,2	24,5592
18	44,8	24,4	38,4	21,8	100	99,2	24,5672
19	44,7	24,4	38,2	22,1	100	99,2	24,576
20	44,6	24,4	38	22,3	100	99,2	24,5835

Tab. 20-107: Vypočtené hodnoty parciálních tlaků

t	p''_{in}	$p_{H_2O_{in}}$	p''_{out}	$p_{H_2O_{out}}$	p''_{H_2O}	p_{H_2O}	Δp_{In}
[min]	[bar]	[kPa]	[bar]	[kPa]	[bar]	[kPa]	[kPa]
0	0,030007	3,0007	0,07781	7,7806	0,11110	11,110	6,222
1	0,030187	3,0187	0,07577	7,5771	0,10943	10,943	6,211
2	0,030187	3,0187	0,07497	7,4969	0,10779	10,779	6,091
3	0,030187	3,0187	0,07537	7,5369	0,10616	10,616	5,881
4	0,030187	3,0187	0,07300	7,2998	0,10509	10,509	5,943
5	0,030187	3,0187	0,07184	7,1837	0,10403	10,403	5,913
6	0,030369	3,0369	0,07107	7,1072	0,10298	10,298	5,852
7	0,030369	3,0369	0,07069	7,0692	0,10245	10,245	5,822
8	0,030369	3,0369	0,07031	7,0314	0,10141	10,141	5,734



9	0,030369	3,0369	0,61042	0,07145	7,1454	7,1454	0,10038	10,038	10,038	5,532
10	0,030369	3,0369	0,61346	0,06994	6,9937	6,9937	0,09987	9,987	9,987	5,589
11	0,030369	3,0369	0,61953	0,07184	7,1837	7,1837	0,09936	9,936	9,936	5,384
12	0,030552	3,0552	0,62631	0,07145	7,1454	7,1454	0,09835	9,835	9,835	5,297
13	0,030552	3,0552	0,63548	0,07107	7,1072	7,1072	0,09785	9,785	9,785	5,267
14	0,030552	3,0552	0,63853	0,06735	6,7351	6,7351	0,09735	9,735	9,735	5,496
15	0,030552	3,0552	0,64464	0,06772	6,7715	6,7715	0,09635	9,635	9,635	5,355
16	0,030552	3,0552	0,65381	0,06845	6,8449	6,8449	0,09586	9,586	9,586	5,241
17	0,030552	3,0552	0,65992	0,06663	6,6627	6,6627	0,09537	9,537	9,537	5,323
18	0,030552	3,0552	0,66603	0,06772	6,7715	6,7715	0,09488	9,488	9,488	5,183
19	0,030552	3,0552	0,67519	0,06699	6,6988	6,6988	0,09439	9,439	9,439	5,181
20	0,030552	3,0552	0,68130	0,06627	6,6268	6,6268	0,09390	9,390	9,390	5,180

Tab. 20-108: Vypočtené molární a hmotnostního toku mezi jednotlivými odečty měření

t	Δp_{ln}	Δt	\dot{n}	$\dot{n}_{stř}$	Δn	\dot{m}
[min]	[kPa]	[s]	[mol/s]	[mol/s]	[mol]	[kg/s]
0	6,222	X	1,498E-06	X	X	2,698E-05
1	6,211	60	1,495E-06	1,496E-06	8,979E-05	2,693E-05
2	6,091	X	1,466E-06	1,481E-06	8,884E-05	2,641E-05
3	5,881	60	1,416E-06	1,441E-06	8,645E-05	2,55E-05
4	5,943	60	1,431E-06	1,423E-06	8,539E-05	2,577E-05
5	5,913	60	1,423E-06	1,427E-06	8,562E-05	2,564E-05
6	5,852	60	1,409E-06	1,416E-06	8,496E-05	2,538E-05
7	5,822	60	1,402E-06	1,405E-06	8,43E-05	2,525E-05
8	5,734	60	1,38E-06	1,391E-06	8,346E-05	2,487E-05
9	5,532	60	1,332E-06	1,356E-06	8,136E-05	2,399E-05
10	5,589	60	1,345E-06	1,339E-06	8,031E-05	2,424E-05
11	5,384	60	1,296E-06	1,321E-06	7,924E-05	2,335E-05
12	5,297	60	1,275E-06	1,286E-06	7,713E-05	2,297E-05
13	5,267	60	1,268E-06	1,271E-06	7,629E-05	2,284E-05
14	5,496	60	1,323E-06	1,295E-06	7,772E-05	2,383E-05
15	5,355	60	1,289E-06	1,306E-06	7,836E-05	2,322E-05
16	5,241	60	1,262E-06	1,275E-06	7,652E-05	2,273E-05
17	5,323	60	1,281E-06	1,271E-06	7,629E-05	2,308E-05
18	5,183	60	1,248E-06	1,264E-06	7,587E-05	2,248E-05
19	5,181	60	1,247E-06	1,247E-06	7,485E-05	2,247E-05
20	5,180	60	1,247E-06	1,247E-06	7,482E-05	2,246E-05

$$\beta S = 2,41 \cdot 10^{-7} \text{ mol}/(\text{Pa} \cdot \text{s})$$



Tab. 20-109: Vypočtené hodnoty toku odpařené vody do bubliny

t	\dot{m}	Δh_l^{vyp}	\dot{Q}_{vyp}
[min]	[kg/s]	[J/kg]	[J]
0	2,698E-05	2409589	65,018
1	2,693E-05	2410431	64,922
2	2,641E-05	2411272	63,689
3	2,55E-05	2412113	61,517
4	2,577E-05	2412673	62,185
5	2,564E-05	2413233	61,882
6	2,538E-05	2413793	61,252
7	2,525E-05	2414073	60,952
8	2,487E-05	2414633	60,047
9	2,399E-05	2415192	57,936
10	2,424E-05	2415471	58,549
11	2,335E-05	2415751	56,399
12	2,297E-05	2416310	55,503
13	2,284E-05	2416589	55,195
14	2,383E-05	2416869	57,598
15	2,322E-05	2417427	56,143
16	2,273E-05	2417706	54,947
17	2,308E-05	2417985	55,814
18	2,248E-05	2418264	54,354
19	2,247E-05	2418543	54,341
20	2,246E-05	2418822	54,333

Tab. 20-110: Vypočtené hodnoty toku odpařené vody do bubliny

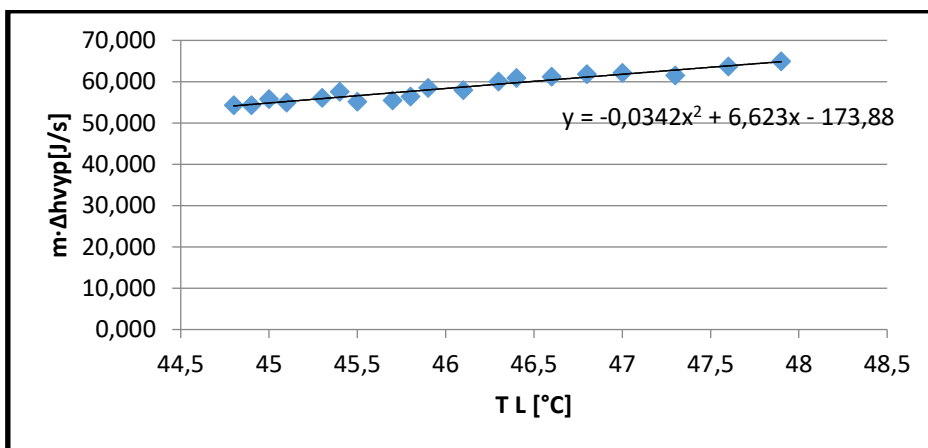
t	T_l	$T_{g_{in}}$	$T_{g_{out}}$	ΔT_{ln}	$T_{g_{stř}}$
[min]	[°C]	[°C]	[°C]	[°C]	[°C]
0	47,9	24,1	41	13,649	34,251
1	47,6	24,2	40,5	13,667	33,933
2	47,3	24,2	40,3	13,485	33,815
3	47	24,2	40,4	13,068	33,932
4	46,8	24,2	39,8	13,310	33,490
5	46,6	24,2	39,5	13,316	33,284
6	46,4	24,3	39,3	13,210	33,190
7	46,3	24,3	39,2	13,175	33,125
8	46,1	24,3	39,1	13,028	33,072
9	45,9	24,3	39,4	12,574	33,326
10	45,8	24,3	39	12,770	33,030
11	45,7	24,3	39,5	12,270	33,430



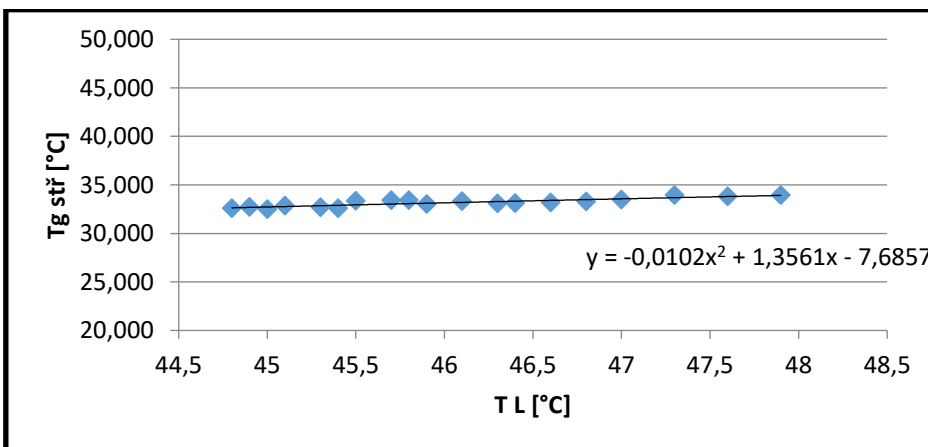
12	45,5	24,4	39,4	12,087	33,413
13	45,4	24,4	39,3	12,053	33,347
14	45,3	24,4	38,3	12,708	32,592
15	45,1	24,4	38,4	12,411	32,689
16	45	24,4	38,6	12,147	32,853
17	44,9	24,4	38,1	12,415	32,485
18	44,8	24,4	38,4	12,077	32,723
19	44,7	24,4	38,2	12,118	32,582
20	44,6	24,4	38	12,158	32,442

Tab. 20-111: Vypočtené hodnoty zavedených koeficientů

C2	-2,49E-06
C1	-5,37
C0	146,6
Δ	28,82



Obr. 20-47: Závislost mezi teplotou kapaliny a odpařeným teplem – potvrzení předpokladu nahrazení polynomem 2. stupně



Obr. 20-48: Závislost mezi teplotou kapaliny a střední logaritmickou teplotou – potvrzení předpokladu nahrazení polynomem 2. stupně



Tab. 20-112: Vypočtené hodnoty regrese pro porovnání levé a pravé strany

t	$t/m_l \cdot c_{pl}$	$\arctg(X)$	$\arctg(X) \cdot (t/m_l \cdot c_{pl})$	$(t/m_l \cdot c_{pl})^2$
[min]	[s·K/J]	-	-	-
0	X	X	X	X
1	0,001369	5,17E-08	7,08E-11	2,68E-15
2	0,002738	1,03E-07	2,83E-10	1,07E-14
3	0,004107	1,55E-07	6,38E-10	2,41E-14
4	0,005476	1,9E-07	1,04E-09	3,6E-14
5	0,006846	2,24E-07	1,53E-09	5,03E-14
6	0,008215	2,59E-07	2,13E-09	6,69E-14
7	0,009584	2,76E-07	2,64E-09	7,62E-14
8	0,010953	3,1E-07	3,4E-09	9,64E-14
9	0,012322	3,45E-07	4,25E-09	1,19E-13
10	0,013691	3,62E-07	4,96E-09	1,31E-13
11	0,015060	3,79E-07	5,71E-09	1,44E-13
12	0,016429	4,14E-07	6,8E-09	1,71E-13
13	0,017799	4,31E-07	7,67E-09	1,86E-13
14	0,019168	4,48E-07	8,6E-09	2,01E-13
15	0,020537	4,83E-07	9,92E-09	2,33E-13
16	0,021906	5E-07	1,1E-08	2,5E-13
17	0,023275	5,17E-07	1,2E-08	2,68E-13
18	0,024644	5,35E-07	1,32E-08	2,86E-13
19	0,026013	5,52E-07	1,44E-08	3,05E-13
20	0,027382	5,69E-07	1,56E-08	3,24E-13

$$\alpha S_b = 3,42 \text{ W/K}$$

$$\alpha a = \frac{\alpha S_b}{V_L} = 322,6 \text{ W/(m}^3\text{K)}$$

**B. Výška plováku průtokoměru 40 mm**

Tab. 20-113: Přímě měřené hodnoty při měření

t	T_l	$T_{g_{in}}$	$T_{g_{out}}$	φ_{in}	φ_{out}	p	P
[min]	[°C]	[°C]	[°C]	[%]	[%]	[kPa]	[m ³]
0	44,1	24,5	39,1	17	100	99,2	24,5935
1	43,8	24,5	39,1	17,4	100	99,2	24,6175
2	43,9	24,5	39,3	16,4	100	99,2	24,6378
3	43,7	24,5	39,2	16,4	100	99,2	24,6591
4	43,6	24,4	39,7	16,4	100	99,2	24,68
5	43,4	24,4	39,7	16,5	100	99,2	24,7024
6	43,3	24,5	39,6	16,6	100	99,2	24,724
7	43,2	24,4	39,1	16,8	100	99,2	24,7454
8	43	24,4	39,5	16,9	100	99,2	24,7668
9	42,8	24,4	39,3	17,1	100	99,2	24,7908
10	42,7	24,4	39,3	17,3	100	99,2	24,8106
11	42,6	24,4	39,8	17,5	100	99,2	24,8315
12	42,5	24,4	38,7	17,7	100	99,2	24,8522
13	42,3	24,4	39	17,9	100	99,2	24,874
14	42,2	24,4	39	17,9	100	99,2	24,895
15	42,1	24,4	39	17,9	100	99,2	24,9765
16	41,9	24,4	38,7	18,5	100	99,2	24,9385
17	41,8	24,4	38,3	18,8	100	99,2	24,96
18	41,7	24,4	38,9	19,1	100	99,2	24,98
19	41,5	24,4	38,5	19,3	100	99,2	25,0018
20	41,4	24,4	38,4	19,5	100	99,2	25,0222

Tab. 20-114: Vypočtené hodnoty parciálních tlaků

t	p''_{in}	$p_{H_2O_{in}}$	p''_{out}	$p_{H_2O_{out}}$	p''_{H_2O}	p_{H_2O}	Δp_{In}
[min]	[bar]	[kPa]	[bar]	[kPa]	[bar]	[kPa]	[kPa]
0	0,030735	3,0735	0,07031	7,0314	0,09151	9,151	4,637
1	0,030735	3,0735	0,07031	7,0314	0,09010	9,010	4,466
2	0,030735	3,0735	0,07107	7,1072	0,09057	9,057	4,466
3	0,030735	3,0735	0,07069	7,0692	0,08963	8,963	4,387
4	0,030552	3,0552	0,07261	7,2609	0,08917	8,917	4,158
5	0,030552	3,0552	0,07261	7,2609	0,08825	8,825	4,042
6	0,030735	3,0735	0,07222	7,2222	0,08779	8,779	4,019
7	0,030552	3,0552	0,07031	7,0314	0,08733	8,733	4,139
8	0,030552	3,0552	0,07184	7,1837	0,08643	8,643	3,882
9	0,030552	3,0552	0,07107	7,1072	0,08553	8,553	3,840



10	0,030552	3,0552	0,5285	0,07107	7,1072	7,1072	0,08508	8,508	8,508	3,782
11	0,030552	3,0552	0,5347	0,07300	7,2998	7,2998	0,08464	8,464	8,464	3,526
12	0,030552	3,0552	0,5408	0,06882	6,8818	6,8818	0,08420	8,420	8,420	3,881
13	0,030552	3,0552	0,5469	0,06994	6,9937	6,9937	0,08332	8,332	8,332	3,661
14	0,030552	3,0552	0,5469	0,06994	6,9937	6,9937	0,08288	8,288	8,288	3,605
15	0,030552	3,0552	0,5469	0,06994	6,9937	6,9937	0,08245	8,245	8,245	3,549
16	0,030552	3,0552	0,5652	0,06882	6,8818	6,8818	0,08159	8,159	8,159	3,543
17	0,030552	3,0552	0,5744	0,06735	6,7351	6,7351	0,08116	8,116	8,116	3,629
18	0,030552	3,0552	0,5835	0,06956	6,9563	6,9563	0,08074	8,074	8,074	3,349
19	0,030552	3,0552	0,5896	0,06808	6,8081	6,8081	0,07989	7,989	7,989	3,388
20	0,030552	3,0552	0,5958	0,06772	6,7715	6,7715	0,07947	7,947	7,947	3,369

Tab. 20-115: Vypočtené molárních a hmotnostního toku mezi jednotlivými odečty měření

t	Δp_{ln}	Δt	\dot{n}	$\dot{n}_{stř}$	Δn	\dot{m}
[min]	[kPa]	[s]	[mol/s]	[mol/s]	[mol]	[kg/s]
0	4,637	X	2,428E-06	X	X	4,374E-05
1	4,466	60	2,339E-06	2,383E-06	0,000143	4,213E-05
2	4,466	X	2,339E-06	2,339E-06	0,0001403	4,213E-05
3	4,387	60	2,297E-06	2,318E-06	0,0001391	4,139E-05
4	4,158	60	2,177E-06	2,237E-06	0,0001342	3,923E-05
5	4,042	60	2,117E-06	2,147E-06	0,0001288	3,813E-05
6	4,019	60	2,105E-06	2,111E-06	0,0001266	3,792E-05
7	4,139	60	2,167E-06	2,136E-06	0,0001282	3,905E-05
8	3,882	60	2,033E-06	2,1E-06	0,000126	3,663E-05
9	3,840	60	2,011E-06	2,022E-06	0,0001213	3,623E-05
10	3,782	60	1,98E-06	1,996E-06	0,0001197	3,568E-05
11	3,526	60	1,847E-06	1,913E-06	0,0001148	3,327E-05
12	3,881	60	2,033E-06	1,94E-06	0,0001164	3,662E-05
13	3,661	60	1,917E-06	1,975E-06	0,0001185	3,454E-05
14	3,605	60	1,888E-06	1,903E-06	0,0001142	3,401E-05
15	3,549	60	1,858E-06	1,873E-06	0,0001124	3,348E-05
16	3,543	60	1,855E-06	1,857E-06	0,0001114	3,343E-05
17	3,629	60	1,9E-06	1,878E-06	0,0001127	3,424E-05
18	3,349	60	1,754E-06	1,827E-06	0,0001096	3,16E-05
19	3,388	60	1,774E-06	1,764E-06	0,0001059	3,197E-05
20	3,369	60	1,764E-06	1,769E-06	0,0001062	3,178E-05

$$\beta S = 5,24 \cdot 10^{-7} \text{ mol}/(\text{Pa} \cdot \text{s})$$



Tab. 20-116: Vypočtené hodnoty toku odpařené vody do bubliny

t	\dot{m}	Δh_l^{vyp}	\dot{Q}_{vyp}
[min]	[kg/s]	[J/kg]	[J]
0	4,374E-05	2420216	105,862
1	4,213E-05	2421052	101,996
2	4,213E-05	2420773	101,984
3	4,139E-05	2421330	100,209
4	3,923E-05	2421609	94,991
5	3,813E-05	2422165	92,362
6	3,792E-05	2422444	91,854
7	3,905E-05	2422722	94,599
8	3,663E-05	2423278	88,754
9	3,623E-05	2423834	87,815
10	3,568E-05	2424112	86,484
11	3,327E-05	2424390	80,649
12	3,662E-05	2424668	88,782
13	3,454E-05	2425223	83,769
14	3,401E-05	2425501	82,491
15	3,348E-05	2425779	81,208
16	3,343E-05	2426334	81,104
17	3,424E-05	2426611	83,078
18	3,16E-05	2426889	76,683
19	3,197E-05	2427443	77,596
20	3,178E-05	2427721	77,153

Tab. 20-117: Vypočtené hodnoty toku odpařené vody do bubliny

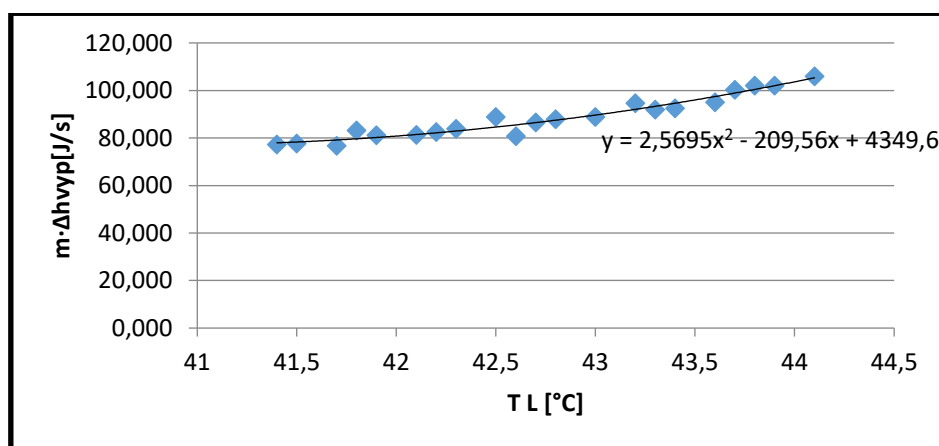
t	T_l	$T_{g_{in}}$	$T_{g_{out}}$	ΔT_{ln}	$T_{g_{stř}}$
[min]	[°C]	[°C]	[°C]	[°C]	[°C]
0	44,1	24,5	39,1	10,687	33,413
1	43,8	24,5	39,1	10,336	33,464
2	43,9	24,5	39,3	10,283	33,617
3	43,7	24,5	39,2	10,132	33,568
4	43,6	24,4	39,7	9,599	34,001
5	43,4	24,4	39,7	9,351	34,049
6	43,3	24,5	39,6	9,289	34,011
7	43,2	24,4	39,1	9,653	33,547
8	43	24,4	39,5	9,040	33,960
9	42,8	24,4	39,3	8,978	33,822
10	42,7	24,4	39,3	8,853	33,847
11	42,6	24,4	39,8	8,227	34,373



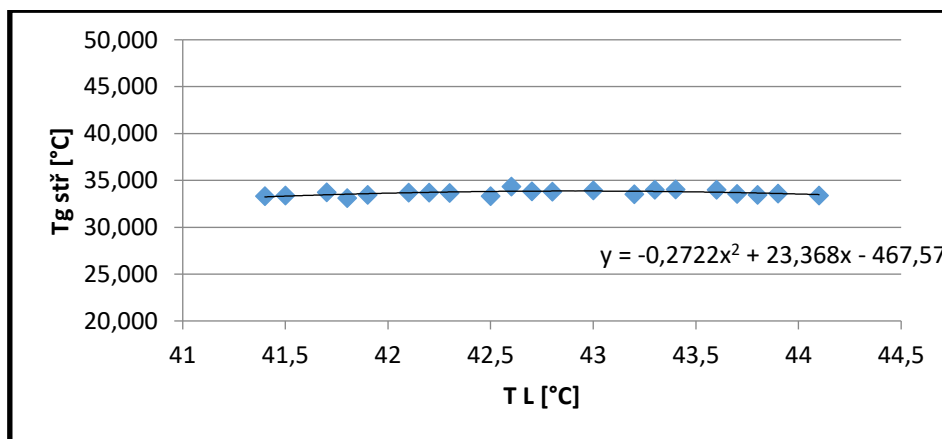
12	42,5	24,4	38,7	9,161	33,339
13	42,3	24,4	39	8,635	33,665
14	42,2	24,4	39	8,508	33,692
15	42,1	24,4	39	8,380	33,720
16	41,9	24,4	38,7	8,416	33,484
17	41,8	24,4	38,3	8,667	33,133
18	41,7	24,4	38,9	7,962	33,738
19	41,5	24,4	38,5	8,101	33,399
20	41,4	24,4	38,4	8,071	33,329

Tab. 20-118: Vypočtené hodnoty zavedených koeficientů

C2	-4,526
C1	370,4
C0	-7710,2
Δ	2419,2



Obr. 20-49: Závislost mezi teplotou kapaliny a odpařeným teplem – potvrzení předpokladu nahrazení polynomem 2. stupně



Obr. 20-50: Závislost mezi teplotou kapaliny a střední logaritmickou teplotou – potvrzení předpokladu nahrazení polynomem 2. stupně



Tab. 20-119: Vypočtené hodnoty regrese pro porovnání levé a pravé strany

t	$t/m_l \cdot c_{p_l}$	$\arctg(X)$	$\arctg(X) \cdot (t/m_l \cdot c_{p_l})$	$(t/m_l \cdot c_{p_l})^2$
[min]	[s·K/J]	-	-	-
0	X	X	X	X
1	0,001367	0,001711	2,34E-06	2,93E-06
2	0,002734	0,001132	3,09E-06	1,28E-06
3	0,004102	0,002299	9,43E-06	5,28E-06
4	0,005469	0,002896	1,58E-05	8,39E-06
5	0,006836	0,004116	2,81E-05	1,69E-05
6	0,008203	0,004739	3,89E-05	2,25E-05
7	0,009570	0,005371	5,14E-05	2,88E-05
8	0,010938	0,006659	7,28E-05	4,43E-05
9	0,012305	0,007979	9,82E-05	6,37E-05
10	0,013672	0,008651	0,000118	7,48E-05
11	0,015039	0,00933	0,00014	8,7E-05
12	0,016406	0,010016	0,000164	0,0001
13	0,017773	0,011408	0,000203	0,00013
14	0,019141	0,012114	0,000232	0,000147
15	0,020508	0,012826	0,000263	0,000164
16	0,021875	0,014265	0,000312	0,000203
17	0,023242	0,014991	0,000348	0,000225
18	0,024609	0,015722	0,000387	0,000247
19	0,025977	0,017196	0,000447	0,000296
20	0,027344	0,017937	0,00049	0,000322

$$\alpha S_b = 7,19 \text{ W/K}$$

$$\alpha a = \frac{\alpha S_b}{V_L} = 677,8 \text{ W/(m}^3\text{K)}$$

C. Výška plováku průtokoměru 60 mm

Tyto hodnoty nejsou naměřeny korektně vzhledem k blízkosti mezi hladinou a teploměrem.



20.2.2.3 Výška hladiny 850 mm

A. Výška plováku průtokoměru 20 mm

Tab. 20-120: Přímé měřené hodnoty při měření

t	T_l	$T_{g_{in}}$	$T_{g_{out}}$	φ_{in}	φ_{out}	p	P
[min]	[°C]	[°C]	[°C]	[%]	[%]	[kPa]	[m ³]
0	51	23,5	40	22,7	100	99,1	25,8265
1	50,8	23,5	39,8	21,9	100	99,1	25,8368
2	50,7	23,5	39,6	22	100	99,1	25,847
3	50,5	23,5	39,8	22,2	100	99,1	25,857
4	50,3	23,5	40	22,5	100	99,1	25,867
5	50,2	23,5	39,1	22,8	100	99,1	25,875
6	50	23,5	39,1	23,1	100	99,1	25,883
7	49,9	23,5	41,1	21	100	99,1	25,895
8	49,7	23,5	40,2	18,5	100	99,1	25,9065
9	49,6	23,5	39,6	17,4	100	99,1	25,9172
10	49,5	23,6	39,8	17	100	99,1	25,9283
11	49,3	23,6	39,2	17	100	99,1	25,9394
12	49,2	23,6	40,1	17	100	99,1	25,9492
13	49	23,6	39,8	17,1	100	99,1	25,9602
14	48,9	23,6	39,5	17,3	100	99,1	25,9712
15	48,8	23,6	39,1	17,4	100	99,1	25,9812
16	48,6	23,6	39,1	17,6	100	99,1	25,992
17	48,5	23,6	39,2	17,8	100	99,1	26,003
18	48,4	23,7	39,1	18	100	99,1	26,0132
19	48,2	23,7	39,1	18,2	100	99,1	26,0245
20	48,1	23,7	38,7	18,4	100	99,1	26,0344

Tab. 20-121: Vypočtené hodnoty parciálních tlaků

t	p''_{in}	$p_{H_2O_{in}}$	p''_{out}	$p_{H_2O_{out}}$	p''_{H_2O}	p_{H_2O}	Δp_{ln}
[min]	[bar]	[kPa]	[bar]	[kPa]	[bar]	[kPa]	[kPa]
0	0,028942	2,8942	0,07378	7,3781	0,1297	12,965	8,510
1	0,028942	2,8942	0,07300	7,2998	0,1284	12,838	8,437
2	0,028942	2,8942	0,07222	7,2222	0,1277	12,775	8,420
3	0,028942	2,8942	0,07300	7,2998	0,1265	12,649	8,234
4	0,028942	2,8942	0,07378	7,3781	0,1252	12,525	8,047
5	0,028942	2,8942	0,07031	7,0314	0,1246	12,463	8,209
6	0,028942	2,8942	0,07031	7,0314	0,1234	12,340	8,076
7	0,028942	2,8942	0,07822	7,8219	0,1228	12,279	7,494
8	0,028942	2,8942	0,07457	7,4572	0,1216	12,157	7,646



9	0,028942	2,8942	0,5036	0,07222	7,2222	7,2222	0,1210	12,097	12,097	7,755
10	0,029118	2,9118	0,4950	0,07300	7,2998	7,2998	0,1204	12,037	12,037	7,641
11	0,029118	2,9118	0,4950	0,07069	7,0692	7,0692	0,1192	11,917	11,917	7,672
12	0,029118	2,9118	0,4950	0,07418	7,4176	7,4176	0,1186	11,858	11,858	7,368
13	0,029118	2,9118	0,4979	0,07300	7,2998	7,2998	0,1174	11,740	11,740	7,322
14	0,029118	2,9118	0,5037	0,07184	7,1837	7,1837	0,1168	11,682	11,682	7,338
15	0,029118	2,9118	0,5066	0,07031	7,0314	7,0314	0,1162	11,624	11,624	7,380
16	0,029118	2,9118	0,5125	0,07031	7,0314	7,0314	0,1151	11,508	11,508	7,254
17	0,029118	2,9118	0,5183	0,07069	7,0692	7,0692	0,1145	11,450	11,450	7,164
18	0,029293	2,9293	0,5273	0,07031	7,0314	7,0314	0,1139	11,393	11,393	7,126
19	0,029293	2,9293	0,5331	0,07031	7,0314	7,0314	0,1128	11,279	11,279	7,001
20	0,029293	2,9293	0,5390	0,06882	6,8818	6,8818	0,1122	11,222	11,222	7,042

Tab. 20-122: Vypočtené molární a hmotnostního toku mezi jednotlivými odečty měření

t	Δp_{ln}	Δt	\dot{n}	$\dot{n}_{stř}$	Δn	\dot{m}
[min]	[kPa]	[s]	[mol/s]	[mol/s]	[mol]	[kg/s]
0	8,510	X	1,117E-06	X	X	2,012E-05
1	8,437	60	1,107E-06	1,11E-06	6,672E-05	1,995E-05
2	8,420	X	1,105E-06	1,11E-06	6,637E-05	1,991E-05
3	8,234	60	1,081E-06	1,09E-06	6,557E-05	1,947E-05
4	8,047	60	1,056E-06	1,07E-06	6,41E-05	1,903E-05
5	8,209	60	1,077E-06	1,07E-06	6,4E-05	1,941E-05
6	8,076	60	1,06E-06	1,07E-06	6,412E-05	1,91E-05
7	7,494	60	9,835E-07	1,02E-06	6,13E-05	1,772E-05
8	7,646	60	1,003E-06	9,93E-07	5,961E-05	1,808E-05
9	7,755	60	1,018E-06	1,01E-06	6,064E-05	1,834E-05
10	7,641	60	1,003E-06	1,01E-06	6,062E-05	1,807E-05
11	7,672	60	1,007E-06	1E-06	6,029E-05	1,814E-05
12	7,368	60	9,67E-07	9,87E-07	5,921E-05	1,742E-05
13	7,322	60	9,61E-07	9,64E-07	5,784E-05	1,731E-05
14	7,338	60	9,631E-07	9,62E-07	5,772E-05	1,735E-05
15	7,380	60	9,686E-07	9,66E-07	5,795E-05	1,745E-05
16	7,254	60	9,52E-07	9,6E-07	5,762E-05	1,715E-05
17	7,164	60	9,402E-07	9,46E-07	5,677E-05	1,694E-05
18	7,126	60	9,352E-07	9,38E-07	5,626E-05	1,685E-05
19	7,001	60	9,189E-07	9,27E-07	5,562E-05	1,655E-05
20	7,042	60	9,243E-07	9,22E-07	5,529E-05	1,665E-05

$$\beta S = 1,312 \cdot 10^{-7} \text{ mol}/(\text{Pa} \cdot \text{s})$$



Tab. 20-123: Vypočtené hodnoty toku odpařené vody do bubliny

t	\dot{m}	Δh_l^{vyp}	\dot{Q}_{vyp}
[min]	[kg/s]	[J/kg]	[J]
0	2,012E-05	2400863	48,306
1	1,995E-05	2401428	47,902
2	1,991E-05	2401710	47,815
3	1,947E-05	2402274	46,769
4	1,903E-05	2402838	45,715
5	1,941E-05	2403120	46,643
6	1,91E-05	2403684	45,899
7	1,772E-05	2403966	42,594
8	1,808E-05	2404529	43,467
9	1,834E-05	2404811	44,093
10	1,807E-05	2405092	43,450
11	1,814E-05	2405655	43,635
12	1,742E-05	2405936	41,911
13	1,731E-05	2406499	41,663
14	1,735E-05	2406780	41,758
15	1,745E-05	2407061	42,000
16	1,715E-05	2407624	41,294
17	1,694E-05	2407905	40,786
18	1,685E-05	2408185	40,571
19	1,655E-05	2408747	39,873
20	1,665E-05	2409028	40,111

Tab. 20-124: Vypočtené hodnoty toku odpařené vody do bubliny

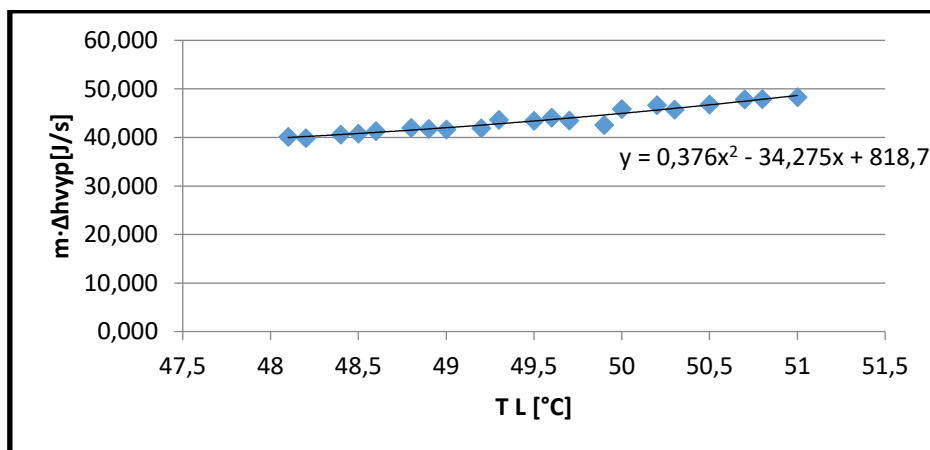
t	T_l	$T_{g_{in}}$	$T_{g_{out}}$	ΔT_{ln}	$T_{g_{stř}}$
[min]	[°C]	[°C]	[°C]	[°C]	[°C]
0	51	23,5	40	18,007	32,993
1	50,8	23,5	39,8	17,932	32,868
2	50,7	23,5	39,6	17,963	32,737
3	50,5	23,5	39,8	17,610	32,890
4	50,3	23,5	40	17,255	33,045
5	50,2	23,5	39,1	17,773	32,427
6	50	23,5	39,1	17,560	32,440
7	49,9	23,5	41,1	16,020	33,880
8	49,7	23,5	40,2	16,462	33,238
9	49,6	23,5	39,6	16,782	32,818
10	49,5	23,6	39,8	16,495	33,005
11	49,3	23,6	39,2	16,703	32,597



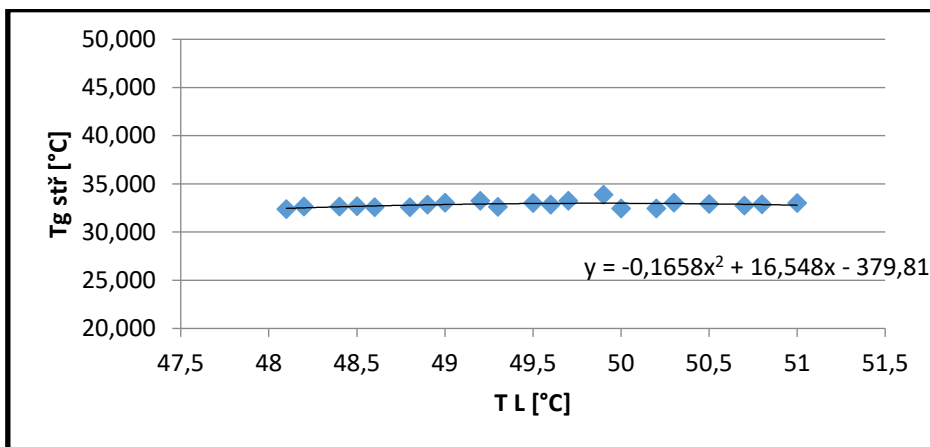
12	49,2	23,6	40,1	15,953	33,247
13	49	23,6	39,8	15,952	33,048
14	48,9	23,6	39,5	16,059	32,841
15	48,8	23,6	39,1	16,235	32,565
16	48,6	23,6	39,1	16,019	32,581
17	48,5	23,6	39,2	15,840	32,660
18	48,4	23,7	39,1	15,766	32,634
19	48,2	23,7	39,1	15,549	32,651
20	48,1	23,7	38,7	15,725	32,375

Tab. 20-125: Vypočtené hodnoty zavedených koeficientů

C2	-5,381
C1	521,8
C0	-12793
Δ	3059



Obr. 20-51: Závislost mezi teplotou kapaliny a odpařeným teplem – potvrzení předpokladu nahrazení polynomem 2. stupně



Obr. 20-52: Závislost mezi teplotou kapaliny a střední logaritmickou teplotou – potvrzení předpokladu nahrazení polynomem 2. stupně



Tab. 20-126: Vypočtené hodnoty regrese pro porovnání levé a pravé strany

t	$t/m_l \cdot c_{p_l}$	$\arctg(X)$	$\arctg(X) \cdot (t/m_l \cdot c_{p_l})$	$(t/m_l \cdot c_{p_l})^2$
[min]	[s·K/J]	-	-	-
0	X	X	X	X
1	0,000966	0,001153	1,11E-06	1,33E-06
2	0,001932	0,001742	3,37E-06	3,04E-06
3	0,002898	0,002946	8,54E-06	8,68E-06
4	0,003864	0,004182	1,62E-05	1,75E-05
5	0,004830	0,004811	2,32E-05	2,31E-05
6	0,005796	0,006092	3,53E-05	3,71E-05
7	0,006762	0,006743	4,56E-05	4,55E-05
8	0,007728	0,008064	6,23E-05	6,5E-05
9	0,008694	0,008733	7,59E-05	7,63E-05
10	0,009660	0,009408	9,09E-05	8,85E-05
11	0,010627	0,010772	0,000114	0,000116
12	0,011593	0,011461	0,000133	0,000131
13	0,012559	0,012848	0,000161	0,000165
14	0,013525	0,013546	0,000183	0,000183
15	0,014491	0,014246	0,000206	0,000203
16	0,015457	0,015651	0,000242	0,000245
17	0,016423	0,016354	0,000269	0,000267
18	0,017389	0,017058	0,000297	0,000291
19	0,018355	0,018463	0,000339	0,000341
20	0,019321	0,019164	0,00037	0,000367

$$\alpha S_b = 6,23 \text{ W/K}$$

$$\alpha a = \frac{\alpha S_b}{V_L} = 414,7 \text{ W/(m}^3\text{K)}$$



B. Výška plováku průtokoměru 40 mm

Tab. 20-127: Přímé měřené hodnoty při měření

t	T_l	$T_{g_{in}}$	$T_{g_{out}}$	φ_{in}	φ_{out}	p	P
[min]	[°C]	[°C]	[°C]	[%]	[%]	[kPa]	[m ³]
0	45,6	23,8	39,4	19,6	100	99,1	26,0414
1	45,3	23,9	39,1	19	100	99,1	26,0642
2	45,2	23,9	38,9	19,2	100	99,1	26,0841
3	45	23,9	38,6	19,4	100	99,1	26,1052
4	44,9	23,9	38,5	19,7	100	99,1	26,1274
5	44,7	23,9	38	19,9	100	99,1	26,1488
6	44,6	23,9	38	20,1	100	99,1	26,169
7	44,4	23,9	37,7	20,4	100	99,1	26,193
8	44,3	23,9	38,6	20,8	100	99,1	26,2186
9	44,2	23,9	38,4	21	100	99,1	26,2355
10	44,1	23,9	38	21,2	100	99,1	26,2544
11	44	23,8	38,1	21,5	100	99,1	26,275
12	43,8	23,8	38,1	21,9	100	99,1	26,2944
13	43,7	23,8	37,7	22,3	100	99,1	26,3182
14	43,6	23,8	38	22,7	100	99,1	26,3333
15	43,4	23,8	38	19,3	100	99,1	26,3578
16	43,3	23,8	37,6	16,7	100	99,1	26,3792
17	43,2	23,8	37,5	16,4	100	99,1	26,405
18	43,1	23,8	37,9	16,4	100	99,1	26,4242
19	42,9	23,8	38,1	16,6	100	99,1	26,4465
20	42,8	23,8	38	16,7	100	99,1	26,4682

Tab. 20-128: Vypočtené hodnoty parciálních tlaků

t	p''_{in}	$p_{H_2O_{in}}$	p''_{out}	$p_{H_2O_{out}}$	p''_{H_2O}	p_{H_2O}	Δp_{ln}
[min]	[bar]	[kPa]	[bar]	[kPa]	[bar]	[kPa]	[kPa]
0	0,029470	2,9470	0,07145	7,1454	0,09886	9,886	5,371
1	0,029648	2,9648	0,07031	7,0314	0,09735	9,735	5,295
2	0,029648	2,9648	0,06956	6,9563	0,09685	9,685	5,295
3	0,029648	2,9648	0,06845	6,8449	0,09586	9,586	5,268
4	0,029648	2,9648	0,06808	6,8081	0,09537	9,537	5,238
5	0,029648	2,9648	0,06627	6,6268	0,09439	9,439	5,266
6	0,029648	2,9648	0,06627	6,6268	0,09390	9,390	5,210
7	0,029648	2,9648	0,06520	6,5200	0,09294	9,294	5,181
8	0,029648	2,9648	0,06845	6,8449	0,09246	9,246	4,869
9	0,029648	2,9648	0,06772	6,7715	0,09198	9,198	4,871
10	0,029648	2,9648	0,06627	6,6268	0,09151	9,151	4,930



11	0,029470	2,9470	0,6336	0,06663	6,6627	6,6627	0,09104	9,104	9,104	4,846
12	0,029470	2,9470	0,6454	0,06663	6,6627	6,6627	0,09010	9,010	9,010	4,735
13	0,029470	2,9470	0,6572	0,06520	6,5200	6,5200	0,08963	8,963	8,963	4,791
14	0,029470	2,9470	0,6690	0,06627	6,6268	6,6268	0,08917	8,917	8,917	4,650
15	0,029470	2,9470	0,5688	0,06627	6,6268	6,6268	0,08825	8,825	8,825	4,578
16	0,029470	2,9470	0,4922	0,06485	6,4847	6,4847	0,08779	8,779	8,779	4,666
17	0,029470	2,9470	0,4833	0,06450	6,4496	6,4496	0,08733	8,733	8,733	4,645
18	0,029470	2,9470	0,4833	0,06591	6,5910	6,5910	0,08688	8,688	8,688	4,477
19	0,029470	2,9470	0,4892	0,06663	6,6627	6,6627	0,08598	8,598	8,598	4,309
20	0,029470	2,9470	0,4922	0,06627	6,6268	6,6268	0,08553	8,553	8,553	4,286

Tab. 20-129: Vypočtené molární a hmotnostního toku mezi jednotlivými odečty měření

t	Δp_{ln}	Δt	\dot{n}	$\dot{n}_{stř}$	Δn	\dot{m}
[min]	[kPa]	[s]	[mol/s]	[mol/s]	[mol]	[kg/s]
0	5,371	X	2,221E-06	X	X	4E-05
1	5,295	60	2,189E-06	2,2E-06	0,0001323	3,944E-05
2	5,295	X	2,189E-06	2,19E-06	0,0001314	3,944E-05
3	5,268	60	2,178E-06	2,18E-06	0,000131	3,924E-05
4	5,238	60	2,166E-06	2,17E-06	0,0001303	3,902E-05
5	5,266	60	2,177E-06	2,17E-06	0,0001303	3,922E-05
6	5,210	60	2,154E-06	2,17E-06	0,0001299	3,881E-05
7	5,181	60	2,142E-06	2,15E-06	0,0001289	3,859E-05
8	4,869	60	2,013E-06	2,08E-06	0,0001246	3,626E-05
9	4,871	60	2,014E-06	2,01E-06	0,0001208	3,628E-05
10	4,930	60	2,038E-06	2,03E-06	0,0001216	3,672E-05
11	4,846	60	2,004E-06	2,02E-06	0,0001213	3,61E-05
12	4,735	60	1,958E-06	1,98E-06	0,0001188	3,527E-05
13	4,791	60	1,981E-06	1,97E-06	0,0001182	3,569E-05
14	4,650	60	1,922E-06	1,95E-06	0,0001171	3,463E-05
15	4,578	60	1,893E-06	1,91E-06	0,0001144	3,409E-05
16	4,666	60	1,929E-06	1,91E-06	0,0001147	3,475E-05
17	4,645	60	1,921E-06	1,92E-06	0,0001155	3,46E-05
18	4,477	60	1,851E-06	1,89E-06	0,0001131	3,335E-05
19	4,309	60	1,781E-06	1,82E-06	0,000109	3,209E-05
20	4,286	60	1,772E-06	1,78E-06	0,0001066	3,192E-05

$$\beta S = 4,13 \cdot 10^{-7} \text{ mol}/(\text{Pa} \cdot \text{s})$$



Tab. 20-130: Vypočtené hodnoty toku odpařené vody do bubliny

t	\dot{m}	Δh_l^{vyp}	Q_{vyp}
[min]	[kg/s]	[J/kg]	[J]
0	4E-05	2416030	96,650
1	3,944E-05	2416869	95,313
2	3,944E-05	2417148	95,332
3	3,924E-05	2417706	94,869
4	3,902E-05	2417985	94,342
5	3,922E-05	2418543	94,865
6	3,881E-05	2418822	93,863
7	3,859E-05	2419380	93,357
8	3,626E-05	2419659	87,748
9	3,628E-05	2419937	87,800
10	3,672E-05	2420216	88,865
11	3,61E-05	2420495	87,368
12	3,527E-05	2421052	85,388
13	3,569E-05	2421330	86,410
14	3,463E-05	2421609	83,864
15	3,409E-05	2422165	82,583
16	3,475E-05	2422444	84,190
17	3,46E-05	2422722	83,822
18	3,335E-05	2423000	80,798
19	3,209E-05	2423556	77,778
20	3,192E-05	2423834	77,369

Tab. 20-131: Vypočtené hodnoty toku odpařené vody do bubliny

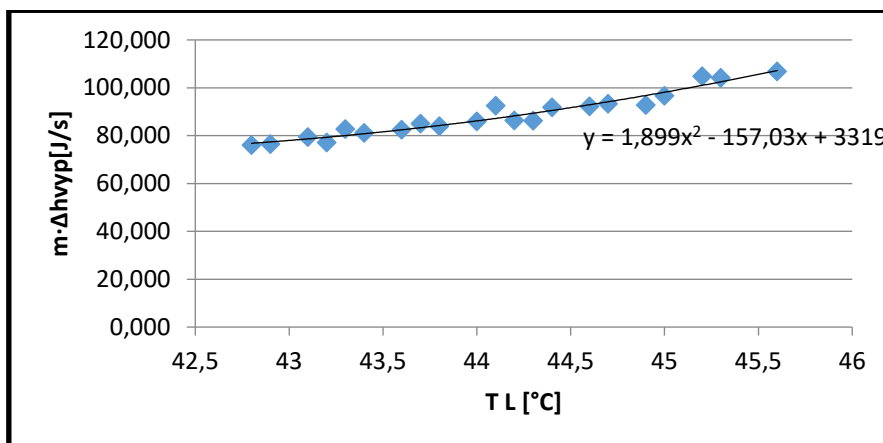
t	T_l	$T_{g_{in}}$	$T_{g_{out}}$	ΔT_{ln}	$T_{g_{stř}}$
[min]	[°C]	[°C]	[°C]	[°C]	[°C]
0	45,6	23,8	39,4	12,41	33,19
1	45,3	23,9	39,1	12,27	33,03
2	45,2	23,9	38,9	12,31	32,89
3	45	23,9	38,6	12,32	32,68
4	44,9	23,9	38,5	12,29	32,61
5	44,7	23,9	38	12,45	32,25
6	44,6	23,9	38	12,34	32,26
7	44,4	23,9	37,7	12,34	32,06
8	44,3	23,9	38,6	11,53	32,77
9	44,2	23,9	38,4	11,57	32,63
10	44,1	23,9	38	11,78	32,32
11	44	23,8	38,1	11,62	32,38



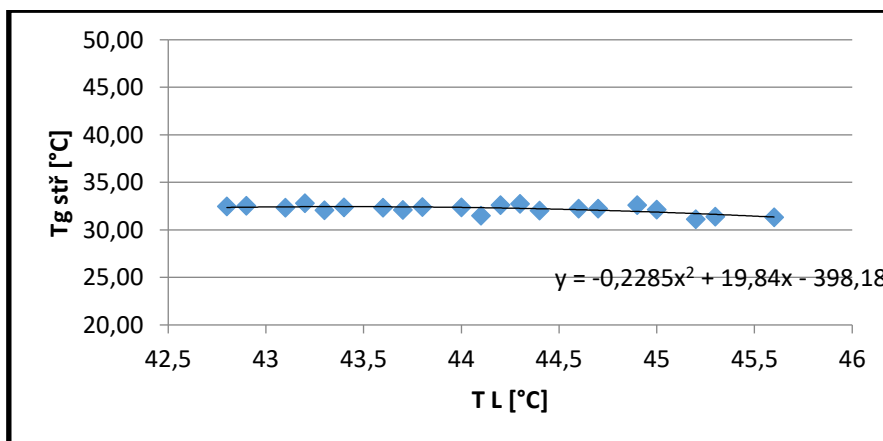
12	43,8	23,8	38,1	11,39	32,41
13	43,7	23,8	37,7	11,59	32,11
14	43,6	23,8	38	11,24	32,36
15	43,4	23,8	38	11,02	32,38
16	43,3	23,8	37,6	11,22	32,08
17	43,2	23,8	37,5	11,19	32,01
18	43,1	23,8	37,9	10,75	32,35
19	42,9	23,8	38,1	10,35	32,55
20	42,8	23,8	38	10,32	32,48

Tab. 20-132: Vypočtené hodnoty zavedených koeficientů

C2	-3,715
C1	307,9
C0	-6496,5
Δ	1720



Obr. 20-53: Závislost mezi teplotou kapaliny a odpařeným teplem – potvrzení předpokladu nahrazení polynomem 2. stupně



Obr. 20-54: Závislost mezi teplotou kapaliny a střední logaritmickou teplotou – potvrzení předpokladu nahrazení polynomem 2. stupně



Tab. 20-133: Vypočtené hodnoty regrese pro porovnání levé a pravé strany

t	$t/m_l \cdot c_{p_l}$	$\arctg(X)$	$\arctg(X) \cdot (t/m_l \cdot c_{p_l})$	$(t/m_l \cdot c_{p_l})^2$
[min]	[s·K/J]	-	-	-
0	0,000965	0,00171	1,65E-06	2,93E-06
1	0,001930	0,0023	4,44E-06	5,29E-06
2	0,002895	0,003509	1,02E-05	1,23E-05
3	0,003860	0,004128	1,59E-05	1,7E-05
4	0,004824	0,005397	2,6E-05	2,91E-05
5	0,005789	0,006047	3,5E-05	3,66E-05
6	0,006754	0,007376	4,98E-05	5,44E-05
7	0,007719	0,008055	6,22E-05	6,49E-05
8	0,008684	0,008745	7,59E-05	7,65E-05
9	0,009649	0,009444	9,11E-05	8,92E-05
10	0,010614	0,010153	0,000108	0,000103
11	0,011579	0,0116	0,000134	0,000135
12	0,012543	0,012338	0,000155	0,000152
13	0,013508	0,013085	0,000177	0,000171
14	0,014473	0,014607	0,000211	0,000213
15	0,015438	0,01538	0,000237	0,000237
16	0,016403	0,016162	0,000265	0,000261
17	0,017368	0,016952	0,000294	0,000287
18	0,018333	0,018555	0,00034	0,000344
19	0,019298	0,019367	0,000374	0,000375
20	0,000965	0,00171	1,65E-06	2,93E-06

$$\alpha S_b = 7,94 \text{ W/K}$$

$$\alpha a = \frac{\alpha S_b}{V_L} = 528,8 \text{ W/(m}^3\text{K)}$$



C. Výška plováku průtokoměru 60 mm

Tab. 20-134: Přímé měřené hodnoty při měření

t	T_l	$T_{g_{in}}$	$T_{g_{out}}$	φ_{in}	φ_{out}	p	P
[min]	[°C]	[°C]	[°C]	[%]	[%]	[kPa]	[m ³]
0	45,3	23,9	38,4	20,7	100	99,2	26,479
1	45,1	24	38,4	19,4	100	99,2	26,511
2	44,8	24	39	19,6	100	99,2	26,5425
3	44,6	24	39,5	19,9	100	99,2	26,5795
4	44,4	24	39,9	20,1	100	99,2	26,6065
5	44,3	24	39,9	20,4	100	99,2	26,636
6	44,1	24	39,6	20,8	100	99,2	26,6706
7	43,9	24	39,9	21,1	100	99,2	26,7002
8	43,8	24	39,6	21,4	100	99,2	26,7302
9	43,8	23,9	39,8	21,9	100	99,2	26,755
10	43,5	23,9	39,5	22,2	100	99,2	26,7805
11	43,3	23,9	39,2	22,6	100	99,2	26,8174
12	43,2	23,9	39,7	23,1	100	99,2	26,847
13	43	23,9	39,6	19	100	99,2	26,882
14	42,9	23,8	39,1	16,4	100	99,2	26,9116
15	42,7	23,8	39,3	16,2	100	99,2	26,944
16	42,5	23,8	39,4	16,3	100	99,2	26,9788
17	42,4	23,8	39,4	16,4	100	99,2	27,009
18	42,3	23,8	38,8	16,7	100	99,2	27,04
19	42,1	23,8	38,5	16,9	100	99,2	27,0732
20	42	23,8	38,7	16,9	100	99,2	27,106

Tab. 20-135: Vypočtené hodnoty parciálních tlaků

t	p''_{in}	$p_{H_2O_{in}}$	p''_{out}	$p_{H_2O_{out}}$	p''_{H_2O}	p_{H_2O}	Δp_{In}
[min]	[bar]	[kPa]	[bar]	[kPa]	[bar]	[kPa]	[kPa]
0	0,02965	2,9648	0,06772	6,772	0,09735	9,7347	5,4769
1	0,02983	2,9827	0,06772	6,772	0,09635	9,6352	5,3787
2	0,02983	2,9827	0,06994	6,994	0,09488	9,4877	5,0366
3	0,02983	2,9827	0,07184	7,184	0,09390	9,3904	4,7655
4	0,02983	2,9827	0,07339	7,339	0,09294	9,2940	4,5163
5	0,02983	2,9827	0,07339	7,339	0,09246	9,2461	4,4559
6	0,02983	2,9827	0,07222	7,222	0,09151	9,1510	4,4404
7	0,02983	2,9827	0,07339	7,339	0,09057	9,0567	4,2187
8	0,02983	2,9827	0,07222	7,222	0,09010	9,0099	4,2644
9	0,02965	2,9648	0,07300	7,300	0,09010	9,0099	4,1906
10	0,02965	2,9648	0,07184	7,184	0,08871	8,8707	4,1229



11	0,02965	2,9648	0,67005	0,07069	7,069	7,069	0,08779	8,7789	8,7789	4,1108
12	0,02965	2,9648	0,68487	0,07261	7,261	7,261	0,08733	8,7333	8,7333	3,8714
13	0,02965	2,9648	0,56332	0,07222	7,222	7,222	0,08643	8,6427	8,6427	3,8306
14	0,02947	2,9470	0,48331	0,07031	7,031	7,031	0,08598	8,5977	8,5977	3,9808
15	0,02947	2,9470	0,47742	0,07107	7,107	7,107	0,08508	8,5084	8,5084	3,7971
16	0,02947	2,9470	0,48037	0,07145	7,145	7,145	0,08420	8,4198	8,4198	3,6434
17	0,02947	2,9470	0,48331	0,07145	7,145	7,145	0,08376	8,3758	8,3758	3,5846
18	0,02947	2,9470	0,49216	0,06919	6,919	6,919	0,08332	8,3321	8,3321	3,7508
19	0,02947	2,9470	0,49805	0,06808	6,808	6,808	0,08245	8,2451	8,2451	3,7454
20	0,02947	2,9470	0,49805	0,06882	6,882	6,882	0,08202	8,2019	8,2019	3,6188

Tab. 20-136: Vypočtené molární a hmotnostního toku mezi jednotlivými odečty měření

t	Δp_{ln}	Δt	\dot{n}	$\dot{n}_{stř}$	Δn	\dot{m}
[min]	[kPa]	[s]	[mol/s]	[mol/s]	[mol]	[kg/s]
0	4,1229	X	3,513E-06	X	X	6,328E-05
1	4,1108	60	3,45E-06	3,48E-06	0,0002089	6,215E-05
2	3,8714	X	3,23E-06	3,34E-06	0,0002004	5,819E-05
3	3,8306	60	3,057E-06	3,14E-06	0,0001886	5,506E-05
4	3,9808	60	2,897E-06	2,98E-06	0,0001786	5,218E-05
5	3,7971	60	2,858E-06	2,88E-06	0,0001726	5,149E-05
6	3,6434	60	2,848E-06	2,85E-06	0,0001712	5,131E-05
7	3,5846	60	2,706E-06	2,78E-06	0,0001666	4,875E-05
8	3,7508	60	2,735E-06	2,72E-06	0,0001632	4,927E-05
9	3,7454	60	2,688E-06	2,71E-06	0,0001627	4,842E-05
10	3,6188	60	2,644E-06	2,67E-06	0,00016	4,764E-05
11	4,1229	60	2,637E-06	2,64E-06	0,0001584	4,75E-05
12	4,1108	60	2,483E-06	2,56E-06	0,0001536	4,473E-05
13	3,8714	60	2,457E-06	2,47E-06	0,0001482	4,426E-05
14	3,8306	60	2,553E-06	2,51E-06	0,0001503	4,6E-05
15	3,9808	60	2,435E-06	2,49E-06	0,0001497	4,387E-05
16	3,7971	60	2,337E-06	2,39E-06	0,0001432	4,21E-05
17	3,6434	60	2,299E-06	2,32E-06	0,0001391	4,142E-05
18	3,5846	60	2,406E-06	2,35E-06	0,0001411	4,334E-05
19	3,7508	60	2,402E-06	2,4E-06	0,0001442	4,328E-05
20	3,7454	60	2,321E-06	2,36E-06	0,0001417	4,181E-05

$$\beta S = 6,414 \cdot 10^{-7} \text{ mol}/(\text{Pa} \cdot \text{s})$$



Tab. 20-137: Vypočtené hodnoty toku odpařené vody do bubliny

t	\dot{m}	Δh_l^{vyp}	\dot{Q}_{vyp}
[min]	[kg/s]	[J/kg]	[J]
0	6,328E-05	2416869	152,947
1	6,215E-05	2417427	150,239
2	5,819E-05	2418264	140,731
3	5,506E-05	2418822	133,188
4	5,218E-05	2419380	126,252
5	5,149E-05	2419659	124,577
6	5,131E-05	2420216	124,172
7	4,875E-05	2420773	118,001
8	4,927E-05	2421052	119,292
9	4,842E-05	2421052	117,229
10	4,764E-05	2421887	115,375
11	4,75E-05	2422444	115,063
12	4,473E-05	2422722	108,374
13	4,426E-05	2423278	107,257
14	4,6E-05	2423556	111,475
15	4,387E-05	2424112	106,356
16	4,21E-05	2424668	102,073
17	4,142E-05	2424946	100,437
18	4,334E-05	2425223	105,106
19	4,328E-05	2425779	104,978
20	4,181E-05	2426056	101,443

Tab. 20-138: Vypočtené hodnoty toku odpařené vody do bubliny

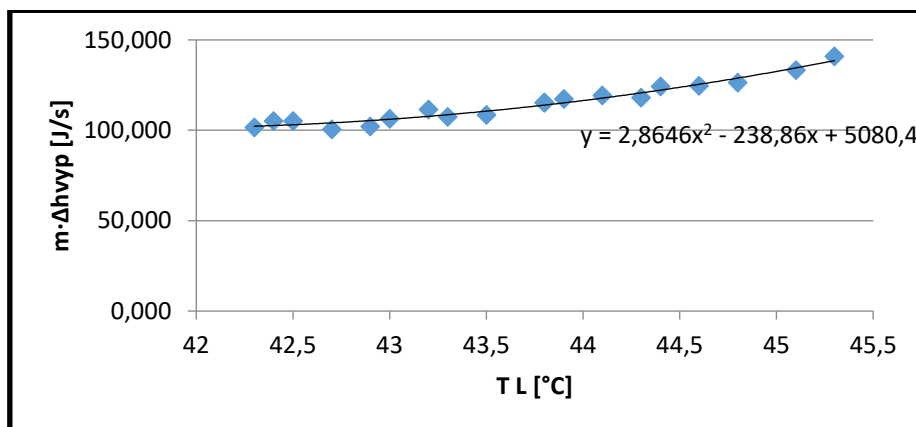
t	T_l	$T_{g_{in}}$	$T_{g_{out}}$	ΔT_{ln}	$T_{g_{stř}}$
[min]	[°C]	[°C]	[°C]	[°C]	[°C]
0	45,3	23,9	38,4	12,811	32,489
1	45,1	24	38,4	12,553	32,547
2	44,8	24	39	11,745	33,055
3	44,6	24	39,5	11,103	33,497
4	44,4	24	39,9	10,520	33,880
5	44,3	24	39,9	10,399	33,901
6	44,1	24	39,6	10,423	33,677
7	43,9	24	39,9	9,910	33,990
8	43,8	24	39,6	10,061	33,739
9	43,8	23,9	39,8	9,910	33,890
10	43,5	23,9	39,5	9,816	33,684
11	43,3	23,9	39,2	9,844	33,456



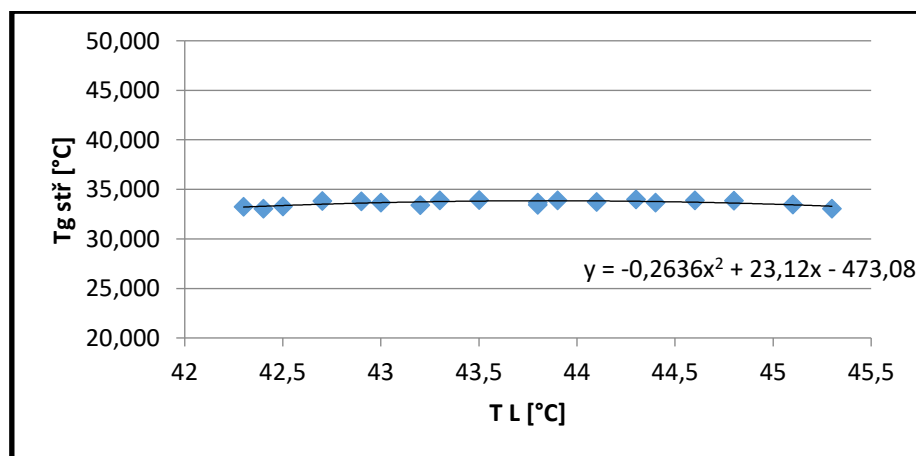
12	43,2	23,9	39,7	9,254	33,946
13	43	23,9	39,6	9,097	33,903
14	42,9	23,8	39,1	9,476	33,424
15	42,7	23,8	39,3	9,036	33,664
16	42,5	23,8	39,4	8,681	33,819
17	42,4	23,8	39,4	8,550	33,850
18	42,3	23,8	38,8	9,009	33,291
19	42,1	23,8	38,5	9,041	33,059
20	42	23,8	38,7	8,726	33,274

Tab. 20-139: Vypočtené hodnoty zavedených koeficientů

C2	-4,844
C1	406,3
C0	-8681
Δ	3098



Obr. 20-55: Závislost mezi teplotou kapaliny a odpařeným teplem – potvrzení předpokladu nahrazení polynomem 2. stupně



Obr. 20-56: Závislost mezi teplotou kapaliny a střední logaritmickou teplotou – potvrzení předpokladu nahrazení polynomem 2. stupně



Tab. 20-140: Vypočtené hodnoty regrese pro porovnání levé a pravé strany

t	$t/m_l \cdot c_{p_l}$	$\arctg(X)$	$\arctg(X) \cdot (t/m_l \cdot c_{p_l})$	$(t/m_l \cdot c_{p_l})^2$
[min]	[s·K/J]	-	-	-
0	X	X	X	X
1	0,000964	0,000946	9,12E-07	8,95E-07
2	0,001927	0,002418	4,66E-06	5,85E-06
3	0,002891	0,003435	9,93E-06	1,18E-05
4	0,003855	0,004478	1,73E-05	2,01E-05
5	0,004819	0,00501	2,41E-05	2,51E-05
6	0,005782	0,006093	3,52E-05	3,71E-05
7	0,006746	0,007202	4,86E-05	5,19E-05
8	0,007710	0,007765	5,99E-05	6,03E-05
9	0,008673	0,007765	6,73E-05	6,03E-05
10	0,009637	0,009488	9,14E-05	9E-05
11	0,010601	0,010663	0,000113	0,000114
12	0,011565	0,011258	0,00013	0,000127
13	0,012528	0,012459	0,000156	0,000155
14	0,013492	0,013066	0,000176	0,000171
15	0,014456	0,014289	0,000207	0,000204
16	0,015419	0,015524	0,000239	0,000241
17	0,016383	0,016144	0,000264	0,000261
18	0,017347	0,016767	0,000291	0,000281
19	0,018311	0,018015	0,00033	0,000325
20	0,019274	0,01864	0,000359	0,000347

$$\alpha S_b = 7,613 \text{ W/K}$$

$$\alpha a = \frac{\alpha S_b}{V_L} = 506,8 \text{ W/(m}^3\text{K)}$$



20.2.2.4 Výška hladiny 950 mm

A. Výška plováku průtokoměru 20 mm

Tab. 20-141: Přímé měřené hodnoty při měření

t	T_l	$T_{g_{in}}$	$T_{g_{out}}$	φ_{in}	φ_{out}	p	P
[min]	[°C]	[°C]	[°C]	[%]	[%]	[kPa]	[m ³]
0	50	23,9		19,9	100	99,2	27,13
1	49,8	24	39	21,1	100	99,2	27,1535
2	49,4	24	38,7	21,5	100	99,2	27,1622
3	49,3	24	39,6	21,8	100	99,2	27,172
4	49,2	24	39,7	22,2	100	99,2	27,182
5	49	24	39,9	22,5	100	99,2	27,1925
6	48,9	24	40,3	20	100	99,2	27,203
7	48,8	24	40,6	17,5	100	99,2	27,2148
8	48,6	24,1	40,7	16,6	100	99,2	27,23
9	48,5	24,1	40,9	16,6	100	99,2	27,2394
10	48,4	24,1	40,5	16,7	100	99,2	27,2512
11	48,2	24,1	40,6	16,8	100	99,2	27,2618
12	48,1	24,1	40,2	16,9	100	99,2	27,2745
13	48	24,1	40,7	17,1	100	99,2	27,285
14	47,9	24,1	40,8	17,1	100	99,2	27,299
15	47,7	24,2	40,6	17,1	100	99,2	27,309
16	47,6	24,2	41	17,6	100	99,2	27,32
17	47,5	24,2	40,6	17,4	100	99,2	27,332
18	47,4	24,2	40,1	18,1	100	99,2	27,3434
19	47,3	24,2	38,9	18,3	100	99,2	27,3555
20	47,2	24,2	39,7	18,6	100	99,2	27,3665

Tab. 20-142: Vypočtené hodnoty parciálních tlaků

t	p''_{in}	$p_{H_2O_{in}}$	p''_{out}	$p_{H_2O_{out}}$	p''_{H_2O}	p_{H_2O}	Δp_{ln}
[min]	[bar]	[kPa]	[bar]	[kPa]	[bar]	[kPa]	[kPa]
0	0,029648	2,9648	0,06485	6,485	0,12340	12,340	8,463
1	0,029827	2,9827	0,06994	6,994	0,12218	12,218	7,988
2	0,029827	2,9827	0,06882	6,882	0,11977	11,977	7,804
3	0,029827	2,9827	0,07222	7,222	0,11917	11,917	7,508
4	0,029827	2,9827	0,07261	7,261	0,11858	11,858	7,414
5	0,029827	2,9827	0,07339	7,339	0,11740	11,740	7,230
6	0,029827	2,9827	0,07497	7,497	0,11682	11,682	7,084
7	0,029827	2,9827	0,07617	7,617	0,11624	11,624	6,961
8	0,030007	3,0007	0,07658	7,658	0,11508	11,508	6,814



9	0,030007	3,0007	0,49811	0,07740	7,740	7,740	0,11450	11,450	11,450	6,691
10	0,030007	3,0007	0,50111	0,07577	7,577	7,577	0,11393	11,393	11,393	6,746
11	0,030007	3,0007	0,50411	0,07617	7,617	7,617	0,11279	11,279	11,279	6,591
12	0,030007	3,0007	0,50711	0,07457	7,457	7,457	0,11222	11,222	11,222	6,645
13	0,030007	3,0007	0,51312	0,07658	7,658	7,658	0,11166	11,166	11,166	6,432
14	0,030007	3,0007	0,51312	0,07699	7,699	7,699	0,11110	11,110	11,110	6,340
15	0,030187	3,0187	0,51621	0,07617	7,617	7,617	0,10999	10,999	10,999	6,276
16	0,030187	3,0187	0,53130	0,07781	7,781	7,781	0,10943	10,943	10,943	6,084
17	0,030187	3,0187	0,52526	0,07617	7,617	7,617	0,10888	10,888	10,888	6,150
18	0,030187	3,0187	0,54639	0,07418	7,418	7,418	0,10833	10,833	10,833	6,233
19	0,030187	3,0187	0,55243	0,06956	6,956	6,956	0,10779	10,779	10,779	6,507
20	0,030187	3,0187	0,56149	0,07261	7,261	7,261	0,10724	10,724	10,724	6,223

Tab. 20-143: Vypočtené molární a hmotnostního toku mezi jednotlivými odečty měření

t	Δp_{ln}	Δt	\dot{n}	$\dot{n}_{stř}$	Δn	\dot{m}
[min]	[kPa]	[s]	[mol/s]	[mol/s]	[mol]	[kg/s]
0	8,463	X	1,666E-06	X	X	3,001E-05
1	7,988	60	1,572E-06	1,619E-06	9,713E-05	2,832E-05
2	7,804	60	1,536E-06	1,554E-06	9,324E-05	2,767E-05
3	7,508	60	1,478E-06	1,507E-06	9,041E-05	2,662E-05
4	7,414	60	1,459E-06	1,468E-06	8,81E-05	2,629E-05
5	7,230	60	1,423E-06	1,441E-06	8,646E-05	2,563E-05
6	7,084	60	1,394E-06	1,409E-06	8,451E-05	2,512E-05
7	6,961	60	1,37E-06	1,382E-06	8,293E-05	2,468E-05
8	6,814	60	1,341E-06	1,356E-06	8,133E-05	2,416E-05
9	6,691	60	1,317E-06	1,329E-06	7,974E-05	2,372E-05
10	6,746	60	1,328E-06	1,322E-06	7,934E-05	2,392E-05
11	6,591	60	1,297E-06	1,312E-06	7,875E-05	2,337E-05
12	6,645	60	1,308E-06	1,302E-06	7,815E-05	2,356E-05
13	6,432	60	1,266E-06	1,287E-06	7,722E-05	2,281E-05
14	6,340	60	1,248E-06	1,257E-06	7,541E-05	2,248E-05
15	6,276	60	1,235E-06	1,241E-06	7,449E-05	2,225E-05
16	6,084	60	1,197E-06	1,216E-06	7,298E-05	2,157E-05
17	6,150	60	1,21E-06	1,204E-06	7,223E-05	2,181E-05
18	6,233	60	1,227E-06	1,219E-06	7,311E-05	2,21E-05
19	6,507	60	1,281E-06	1,254E-06	7,522E-05	2,307E-05
20	6,223	60	1,225E-06	1,253E-06	7,517E-05	2,207E-05

$$\beta S = 1,968 \cdot 10^{-7} \text{ mol}/(\text{Pa} \cdot \text{s})$$



Tab. 20-144: Vypočtené hodnoty toku odpařené vody do bubliny

t [min]	\dot{m} [kg/s]	Δh_l^{vyp} [J/kg]	\dot{Q}_{vyp} [J]
0	3,001E-05	2403684	72,125
1	2,832E-05	2404247	68,094
2	2,767E-05	2405374	66,556
3	2,662E-05	2405655	64,038
4	2,629E-05	2405936	63,241
5	2,563E-05	2406499	61,690
6	2,512E-05	2406780	60,447
7	2,468E-05	2407061	59,411
8	2,416E-05	2407624	58,167
9	2,372E-05	2407905	57,121
10	2,392E-05	2408185	57,603
11	2,337E-05	2408747	56,286
12	2,356E-05	2409028	56,761
13	2,281E-05	2409309	54,949
14	2,248E-05	2409589	54,162
15	2,225E-05	2410151	53,632
16	2,157E-05	2410431	51,996
17	2,181E-05	2410712	52,566
18	2,21E-05	2410992	53,278
19	2,307E-05	2411272	55,635
20	2,207E-05	2411553	53,212

Tab. 20-145: Vypočtené hodnoty toku odpařené vody do bubliny

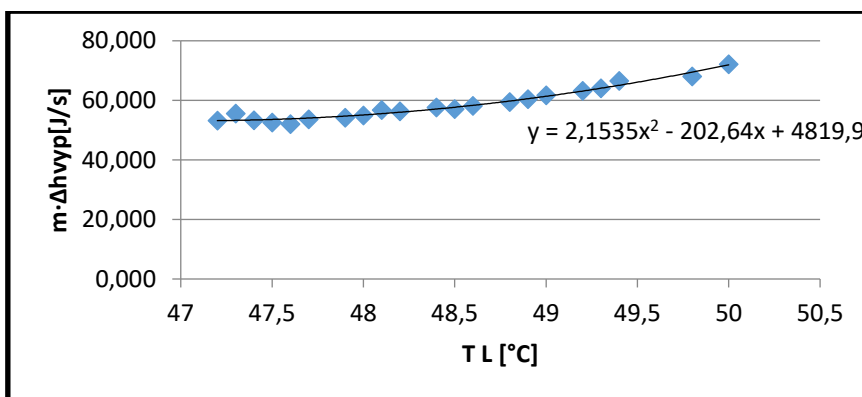
t [min]	T_l [°C]	T_{gin} [°C]	T_{gout} [°C]	ΔT_{ln} [°C]	$T_{gstř}$ [°C]
0	50	23,9	37,6	18,408	31,592
1	49,8	24	39	17,225	32,575
2	49,4	24	38,7	17,004	32,396
3	49,3	24	39,6	16,272	33,028
4	49,2	24	39,7	16,093	33,107
5	49	24	39,9	15,733	33,267
6	48,9	24	40,3	15,332	33,568
7	48,8	24	40,6	14,999	33,801
8	48,6	24,1	40,7	14,667	33,933
9	48,5	24,1	40,9	14,403	34,097
10	48,4	24,1	40,5	14,596	33,804



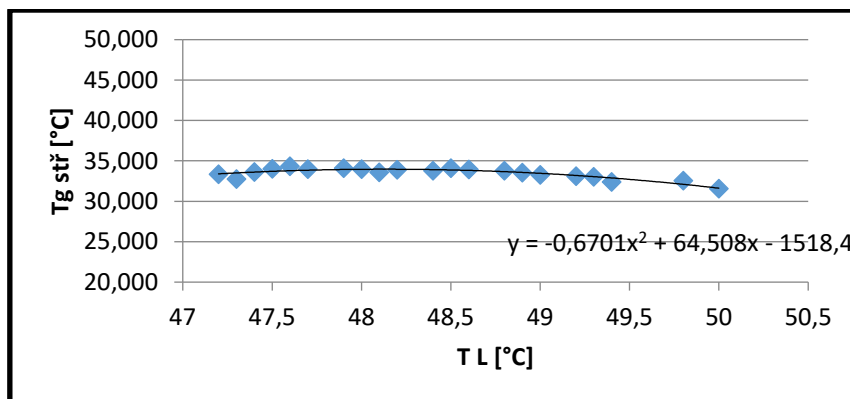
11	48,2	24,1	40,6	14,297	33,903
12	48,1	24,1	40,2	14,489	33,611
13	48	24,1	40,7	13,997	34,003
14	47,9	24,1	40,8	13,806	34,094
15	47,7	24,2	40,6	13,702	33,998
16	47,6	24,2	41	13,274	34,326
17	47,5	24,2	40,6	13,477	34,023
18	47,4	24,2	40,1	13,751	33,649
19	47,3	24,2	38,9	14,531	32,769
20	47,2	24,2	39,7	13,832	33,368

Tab. 20-146: Vypočtené hodnoty zavedených koeficientů

C2	-7,117
C1	673,1
C0	-16069
Δ	4427



Obr. 20-57: Závislost mezi teplotou kapaliny a odpařeným teplem – potvrzení předpokladu nahrazení polynomem 2. stupně



Obr. 20-58: Závislost mezi teplotou kapaliny a střední logaritmickou teplotou – potvrzení předpokladu nahrazení polynomem 2. stupně



Tab. 20-147: Vypočtené hodnoty regrese pro porovnání levé a pravé strany

t	$t/m_l \cdot c_{p_l}$	$\arctg(X)$	$\arctg(X) \cdot (t/m_l \cdot c_{p_l})$	$(t/m_l \cdot c_{p_l})^2$
[min]	[s·K/J]	-	-	-
0	X	X	X	X
1	0,000865	0,00098	8,47E-07	9,6E-07
2	0,001730	0,003045	5,27E-06	9,27E-06
3	0,002595	0,003583	9,3E-06	1,28E-05
4	0,003460	0,004129	1,43E-05	1,71E-05
5	0,004325	0,005247	2,27E-05	2,75E-05
6	0,005190	0,005818	3,02E-05	3,38E-05
7	0,006055	0,006396	3,87E-05	4,09E-05
8	0,006920	0,007574	5,24E-05	5,74E-05
9	0,007786	0,008173	6,36E-05	6,68E-05
10	0,008651	0,008778	7,59E-05	7,71E-05
11	0,009516	0,010006	9,52E-05	0,0001
12	0,010381	0,010628	0,00011	0,000113
13	0,011246	0,011254	0,000127	0,000127
14	0,012111	0,011885	0,000144	0,000141
15	0,012976	0,013155	0,000171	0,000173
16	0,013841	0,013794	0,000191	0,00019
17	0,014706	0,014435	0,000212	0,000208
18	0,015571	0,015077	0,000235	0,000227
19	0,016436	0,01572	0,000258	0,000247
20	0,017301	0,016363	0,000283	0,000268

$$\alpha S_b = 7,41 \text{ W/K}$$

$$\alpha a = \frac{\alpha S_b}{V_L} = 441,3 \text{ W/(m}^3\text{K)}$$



B. Výška plováku průtokoměru 40 mm

Tab. 20-148: Přímé měřené hodnoty při měření

t	T_l	$T_{g_{in}}$	$T_{g_{out}}$	φ_{in}	φ_{out}	p	P
[min]	[°C]	[°C]	[°C]	[%]	[%]	[kPa]	[m ³]
0	46,1	24,2	36,1	21	100	99,2	27,381
1	46	24,3	35,7	22	100	99,2	27,405
2	45,8	24,3	35,3	22	100	99,2	27,4225
3	45,7	24,3	35,4	21	100	99,2	27,4448
4	45,8	24,3	35,1	20	100	99,2	27,4702
5	45,4	24,3	36	19	100	99,2	27,4955
6	45,3	24,3	35,7	18	100	99,2	27,5175
7	45,1	24,2	35,9	17	100	99,2	27,5472
8	45	24,2	36,1	16,6	100	99,2	27,569
9	44,8	24,2	35,8	16,8	100	99,2	27,599
10	44,7	24,2	36,2	17	100	99,2	27,6168
11	44,6	24,2	36,1	17,3	100	99,2	27,644
12	44,5	24,2	36,4	17,5	100	99,2	27,665
13	44,4	24,2	35,6	17,7	100	99,2	27,691
14	44,2	24,2	36,1	18	100	99,2	27,7126
15	44,1	24,1	35,6	18,3	100	99,2	27,7385
16	44	24,1	35,6	18,6	100	99,2	27,7635
17	43,8	24,1	35,9	18,8	100	99,2	27,7865
18	43,7	24,1	35,7	19,1	100	99,2	27,809
19	43,6	24,1	35,6	19,4	100	99,2	27,8322
20	43,5	24,1	35,6	19,6	100	99,2	27,8498

Tab. 20-149: Vypočtené hodnoty parciálních tlaků

t	p''_{in}	$p_{H_2O_{in}}$	p''_{out}	$p_{H_2O_{out}}$	p''_{H_2O}	p_{H_2O}	Δp_{ln}			
[min]	[bar]	[kPa]	[kPa]	[bar]	[kPa]	[kPa]	[kPa]			
0	0,03019	3,0187	0,63394	0,05975	5,975	5,975	0,1014	10,141	10,141	6,474
1	0,03037	3,0369	0,66812	0,05845	5,845	5,845	0,1009	10,090	10,090	6,493
2	0,03037	3,0369	0,66812	0,05718	5,718	5,718	0,0999	9,987	9,987	6,469
3	0,03037	3,0369	0,63775	0,05749	5,749	5,749	0,0994	9,936	9,936	6,406
4	0,03037	3,0369	0,60738	0,05655	5,655	5,655	0,0999	9,987	9,987	6,534
5	0,03037	3,0369	0,57701	0,05942	5,942	5,942	0,0978	9,785	9,785	6,139
6	0,03037	3,0369	0,54664	0,05845	5,845	5,845	0,0973	9,735	9,735	6,164
7	0,03019	3,0187	0,51319	0,05910	5,910	5,910	0,0964	9,635	9,635	6,026
8	0,03019	3,0187	0,50111	0,05975	5,975	5,975	0,0959	9,586	9,586	5,933
9	0,03019	3,0187	0,50715	0,05877	5,877	5,877	0,0949	9,488	9,488	5,893
10	0,03019	3,0187	0,51319	0,06008	6,008	6,008	0,0944	9,439	9,439	5,747



11	0,03019	3,0187	0,52224	0,05975	5,975	5,975	0,0939	9,390	9,390	5,715
12	0,03019	3,0187	0,52828	0,06074	6,074	6,074	0,0934	9,342	9,342	5,590
13	0,03019	3,0187	0,53432	0,05813	5,813	5,813	0,0929	9,294	9,294	5,720
14	0,03019	3,0187	0,54337	0,05975	5,975	5,975	0,0920	9,198	9,198	5,499
15	0,03001	3,0007	0,54912	0,05813	5,813	5,813	0,0915	9,151	9,151	5,561
16	0,03001	3,0007	0,55813	0,05813	5,813	5,813	0,0910	9,104	9,104	5,506
17	0,03001	3,0007	0,56413	0,05910	5,910	5,910	0,0901	9,010	9,010	5,334
18	0,03001	3,0007	0,57313	0,05845	5,845	5,845	0,0896	8,963	8,963	5,326
19	0,03001	3,0007	0,58213	0,05813	5,813	5,813	0,0892	8,917	8,917	5,295
20	0,03001	3,0007	0,58813	0,05813	5,813	5,813	0,0887	8,871	8,871	5,243

Tab. 20-150: Vypočtené molární a hmotnostního toku mezi jednotlivými odečty měření

t	Δp_{ln}	Δt	\dot{n}	$\dot{n}_{stř}$	Δn	\dot{m}
[min]	[kPa]	[s]	[mol/s]	[mol/s]	[mol]	[kg/s]
0	6,474	X	2,235E-06	X	X	4,027E-05
1	6,493	60	2,242E-06	2,239E-06	0,0001343	4,039E-05
2	6,469	X	2,234E-06	2,238E-06	0,0001343	4,024E-05
3	6,406	60	2,212E-06	2,223E-06	0,0001334	3,985E-05
4	6,534	60	2,256E-06	2,234E-06	0,000134	4,065E-05
5	6,139	60	2,12E-06	2,188E-06	0,0001313	3,819E-05
6	6,164	60	2,128E-06	2,124E-06	0,0001274	3,834E-05
7	6,026	60	2,081E-06	2,105E-06	0,0001263	3,749E-05
8	5,933	60	2,049E-06	2,065E-06	0,0001239	3,69E-05
9	5,893	60	2,035E-06	2,042E-06	0,0001225	3,666E-05
10	5,747	60	1,984E-06	2,01E-06	0,0001206	3,575E-05
11	5,715	60	1,973E-06	1,979E-06	0,0001187	3,555E-05
12	5,590	60	1,93E-06	1,952E-06	0,0001171	3,477E-05
13	5,720	60	1,975E-06	1,953E-06	0,0001172	3,558E-05
14	5,499	60	1,899E-06	1,937E-06	0,0001162	3,421E-05
15	5,561	60	1,92E-06	1,909E-06	0,0001146	3,459E-05
16	5,506	60	1,901E-06	1,911E-06	0,0001146	3,425E-05
17	5,334	60	1,842E-06	1,872E-06	0,0001123	3,318E-05
18	5,326	60	1,839E-06	1,84E-06	0,0001104	3,313E-05
19	5,295	60	1,828E-06	1,834E-06	0,00011	3,294E-05
20	5,243	60	1,81E-06	1,819E-06	0,0001092	3,261E-05

$$\beta S = 3,45 \cdot 10^{-7} \text{ mol}/(\text{Pa} \cdot \text{s})$$



Tab. 20-151: Vypočtené hodnoty toku odpařené vody do bubliny

t [min]	\dot{m} [kg/s]	Δh_l^{vyp} [J/kg]	\dot{Q}_{vyp} [J]
0	4,027E-05	2414633	97,236
1	4,039E-05	2414912	97,532
2	4,024E-05	2415471	97,200
3	3,985E-05	2415751	96,268
4	4,065E-05	2415471	98,180
5	3,819E-05	2416589	92,286
6	3,834E-05	2416869	92,667
7	3,749E-05	2417427	90,620
8	3,69E-05	2417706	89,223
9	3,666E-05	2418264	88,649
10	3,575E-05	2418543	86,463
11	3,555E-05	2418822	85,983
12	3,477E-05	2419101	84,114
13	3,558E-05	2419380	86,084
14	3,421E-05	2419937	82,781
15	3,459E-05	2420216	83,716
16	3,425E-05	2420495	82,908
17	3,318E-05	2421052	80,326
18	3,313E-05	2421330	80,222
19	3,294E-05	2421609	79,769
20	3,261E-05	2421887	78,989

Tab. 20-152: Vypočtené hodnoty toku odpařené vody do bubliny

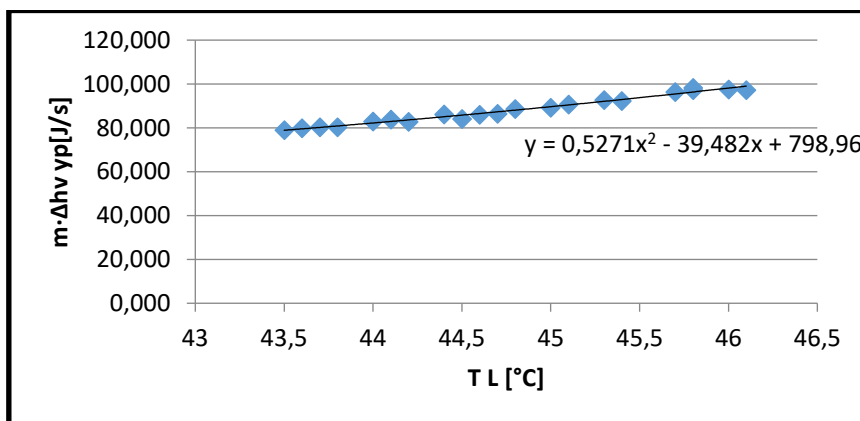
t [min]	T_l [°C]	$T_{g_{in}}$ [°C]	$T_{g_{out}}$ [°C]	ΔT_{ln} [°C]	$T_{g_{stř}}$ [°C]
0	46,1	24,2	36,1	15,180	30,920
1	46	24,3	35,7	15,299	30,701
2	45,8	24,3	35,3	15,349	30,451
3	45,7	24,3	35,4	15,180	30,520
4	45,8	24,3	35,1	15,477	30,323
5	45,4	24,3	36	14,470	30,930
6	45,3	24,3	35,7	14,564	30,736
7	45,1	24,2	35,9	14,259	30,841
8	45	24,2	36,1	14,018	30,982
9	44,8	24,2	35,8	14,009	30,791
10	44,7	24,2	36,2	13,631	31,069
11	44,6	24,2	36,1	13,593	31,007



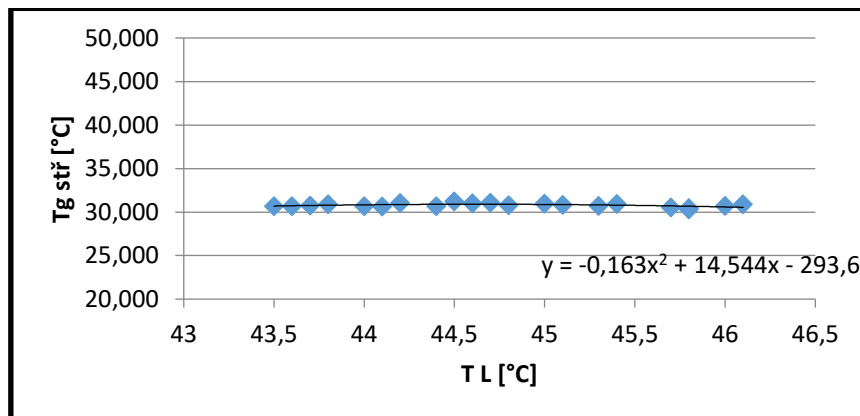
12	44,5	24,2	36,4	13,279	31,221
13	44,4	24,2	35,6	13,720	30,680
14	44,2	24,2	36,1	13,166	31,034
15	44,1	24,1	35,6	13,440	30,660
16	44	24,1	35,6	13,334	30,666
17	43,8	24,1	35,9	12,914	30,886
18	43,7	24,1	35,7	12,945	30,755
19	43,6	24,1	35,6	12,907	30,693
20	43,5	24,1	35,6	12,800	30,700

Tab. 20-153: Vypočtené hodnoty zavedených koeficientů

C2	-1,714
C1	139,6
C0	-2967
Δ	856,1



Obr. 20-59: Závislost mezi teplotou kapaliny a odpařeným teplem – potvrzení předpokladu nahrazení polynomem 2. stupně



Obr. 20-60: Závislost mezi teplotou kapaliny a střední logaritmickou teplotou – potvrzení předpokladu nahrazení polynomem 2. stupně



Tab. 20-154: Vypočtené hodnoty regrese pro porovnání levé a pravé strany

t	$t/m_l \cdot c_{pl}$	$\arctg(X)$	$\arctg(X) \cdot (t/m_l \cdot c_{pl})$	$(t/m_l \cdot c_{pl})^2$
[min]	[s·K/J]	-	-	-
0	X	X	X	X
1	0,000863	0,000576	4,98E-07	3,32E-07
2	0,001727	0,001747	3,02E-06	3,05E-06
3	0,002590	0,002342	6,07E-06	5,48E-06
4	0,003454	0,001747	6,03E-06	3,05E-06
5	0,004317	0,004162	1,8E-05	1,73E-05
6	0,005181	0,004781	2,48E-05	2,29E-05
7	0,006044	0,006037	3,65E-05	3,64E-05
8	0,006908	0,006674	4,61E-05	4,45E-05
9	0,007771	0,007966	6,19E-05	6,35E-05
10	0,008635	0,008621	7,44E-05	7,43E-05
11	0,009498	0,009282	8,82E-05	8,62E-05
12	0,010362	0,009949	0,000103	9,9E-05
13	0,011225	0,010621	0,000119	0,000113
14	0,012089	0,011984	0,000145	0,000144
15	0,012952	0,012673	0,000164	0,000161
16	0,013816	0,013368	0,000185	0,000179
17	0,014679	0,014775	0,000217	0,000218
18	0,015543	0,015487	0,000241	0,00024
19	0,016406	0,016203	0,000266	0,000263
20	0,017270	0,016925	0,000292	0,000286

$$\alpha S_b = 7,40 \text{ W/K}$$

$$\alpha a = \frac{\alpha S_b}{V_L} = 440,8 \text{ W/(m}^3\text{K)}$$



C. Výška plováku průtokoměru 60 mm

Tab. 20-155: Přímé měřené hodnoty při měření

t	T_l	$T_{g_{in}}$	$T_{g_{out}}$	φ_{in}	φ_{out}	p	P
[min]	[°C]	[°C]	[°C]	[%]	[%]	[kPa]	[m ³]
0	42,4	24,2	39	17,2	100	99,2	27,87
1	42,2	24,2	39	16,9	100	99,2	27,8995
2	42,1	24,1	38,8	17	100	99,2	27,929
3	42	24,1	39,4	17,2	100	99,2	27,9615
4	41,8	24,1	39,6	17,3	100	99,2	27,993
5	41,7	24,1	39,4	17,6	100	99,2	28,03
6	41,6	24	39,4	17,8	100	99,2	28,055
7	41,4	24	39,2	18	100	99,2	28,08
8	41,3	24	39,1	18,3	100	99,2	28,1175
9	41,2	24	39,1	18,6	100	99,2	28,148
10	41,1	23,9	39	18,8	100	99,2	28,1782
11	40,9	23,9	39,2	19,2	100	99,2	28,2095
12	40,8	23,9	39	19,5	100	99,2	28,2462
13	40,7	23,9	39	19,7	100	99,2	28,2705
14	40,6	23,9	38,7	20,7	100	99,3	28,3005
15	40,5	23,9	38,8	20,4	100	99,3	28,334
16	40,4	23,8	38,5	20,8	100	99,3	28,3675
17	40,2	23,8	38,1	21,1	100	99,3	28,401
18	40,1	23,8	38,2	21,6	100	99,3	28,4195
19	40	23,8	38,1	21,7	100	99,3	28,446
20	39,9	23,8	37,9	22,1	100	99,3	28,4738

Tab. 20-156: Vypočtené hodnoty parciálních tlaků

t	p''_{in}	$p_{H_2O_{in}}$	p''_{out}	$p_{H_2O_{out}}$	p''_{H_2O}	p_{H_2O}	Δp_{In}
[min]	[bar]	[kPa]	[bar]	[kPa]	[bar]	[kPa]	[kPa]
0	0,03019	3,0187	0,06994	6,994	0,08376	8,376	3,726
1	0,03019	3,0187	0,06994	6,994	0,08288	8,288	3,616
2	0,03001	3,0007	0,06919	6,919	0,08245	8,245	3,634
3	0,03001	3,0007	0,07145	7,145	0,08202	8,202	3,341
4	0,03001	3,0007	0,07222	7,222	0,08116	8,116	3,132
5	0,03001	3,0007	0,07145	7,145	0,08074	8,074	3,158
6	0,02983	2,9827	0,07145	7,145	0,08031	8,031	3,096
7	0,02983	2,9827	0,07069	7,069	0,07947	7,947	3,062
8	0,02983	2,9827	0,07031	7,031	0,07905	7,905	3,043
9	0,02983	2,9827	0,07031	7,031	0,07863	7,863	2,980
10	0,02965	2,9648	0,06994	6,994	0,07822	7,822	2,964



11	0,02965	2,9648	0,5692	0,07069	7,069	7,069	0,07740	7,740	7,740	2,743
12	0,02965	2,9648	0,5781	0,06994	6,994	6,994	0,07699	7,699	7,699	2,774
13	0,02965	2,9648	0,5841	0,06994	6,994	6,994	0,07658	7,658	7,658	2,710
14	0,02965	2,9648	0,6137	0,06882	6,882	6,882	0,07617	7,617	7,617	2,781
15	0,02965	2,9648	0,6048	0,06919	6,919	6,919	0,07577	7,577	7,577	2,675
16	0,02947	2,9470	0,6130	0,06808	6,808	6,808	0,07537	7,537	7,537	2,752
17	0,02947	2,9470	0,6218	0,06663	6,663	6,663	0,07457	7,457	7,457	2,807
18	0,02947	2,9470	0,6366	0,06699	6,699	6,699	0,07418	7,418	7,418	2,701
19	0,02947	2,9470	0,6395	0,06663	6,663	6,663	0,07378	7,378	7,378	2,686
20	0,02947	2,9470	0,6513	0,06591	6,591	6,591	0,07339	7,339	7,339	2,711

Tab. 20-157: Vypočtené molární a hmotnostního toku mezi jednotlivými odečty měření

<i>t</i>	Δp_{ln}	Δt	\dot{n}	$\dot{n}_{stř}$	Δn	\dot{m}
[min]	[kPa]	[s]	[mol/s]	[mol/s]	[mol]	[kg/s]
0	3,726	X	3,551E-06	X	X	6,397E-05
1	3,616	60	3,446E-06	3,499E-06	0,0002099	6,209E-05
2	3,634	X	3,464E-06	3,455E-06	0,0002073	6,24E-05
3	3,341	60	3,184E-06	3,324E-06	0,0001994	5,736E-05
4	3,132	60	2,985E-06	3,085E-06	0,0001851	5,378E-05
5	3,158	60	3,01E-06	2,998E-06	0,0001799	5,422E-05
6	3,096	60	2,951E-06	2,98E-06	0,0001788	5,316E-05
7	3,062	60	2,918E-06	2,935E-06	0,0001761	5,257E-05
8	3,043	60	2,901E-06	2,909E-06	0,0001746	5,225E-05
9	2,980	60	2,841E-06	2,871E-06	0,0001722	5,117E-05
10	2,964	60	2,825E-06	2,833E-06	0,00017	5,089E-05
11	2,743	60	2,614E-06	2,719E-06	0,0001632	4,709E-05
12	2,774	60	2,644E-06	2,629E-06	0,0001577	4,763E-05
13	2,710	60	2,582E-06	2,613E-06	0,0001568	4,652E-05
14	2,781	60	2,651E-06	2,617E-06	0,000157	4,776E-05
15	2,675	60	2,55E-06	2,6E-06	0,000156	4,593E-05
16	2,752	60	2,623E-06	2,586E-06	0,0001552	4,725E-05
17	2,807	60	2,675E-06	2,649E-06	0,0001589	4,819E-05
18	2,701	60	2,574E-06	2,625E-06	0,0001575	4,638E-05
19	2,686	60	2,56E-06	2,567E-06	0,000154	4,611E-05
20	2,711	60	2,584E-06	2,572E-06	0,0001543	4,655E-05

$$\beta S = 9,53 \cdot 10^{-7} \text{ mol}/(\text{Pa} \cdot \text{s})$$



Tab. 20-158: Vypočtené hodnoty toku odpařené vody do bubliny

t [min]	\dot{m} [kg/s]	Δh_l^{vyp} [J/kg]	\dot{Q}_{vyp} [J]
0	6,397E-05	2424946	155,128
1	6,209E-05	2425501	150,590
2	6,24E-05	2425779	151,365
3	5,736E-05	2426056	139,158
4	5,378E-05	2426611	130,509
5	5,422E-05	2426889	131,584
6	5,316E-05	2427166	129,033
7	5,257E-05	2427721	127,636
8	5,225E-05	2427998	126,872
9	5,117E-05	2428275	124,266
10	5,089E-05	2428552	123,590
11	4,709E-05	2429106	114,390
12	4,763E-05	2429383	115,714
13	4,652E-05	2429660	113,034
14	4,776E-05	2429937	116,046
15	4,593E-05	2430214	111,623
16	4,725E-05	2430491	114,834
17	4,819E-05	2431044	117,160
18	4,638E-05	2431320	112,759
19	4,611E-05	2431597	112,127
20	4,655E-05	2431874	113,209

Tab. 20-159: Vypočtené hodnoty toku odpařené vody do bubliny

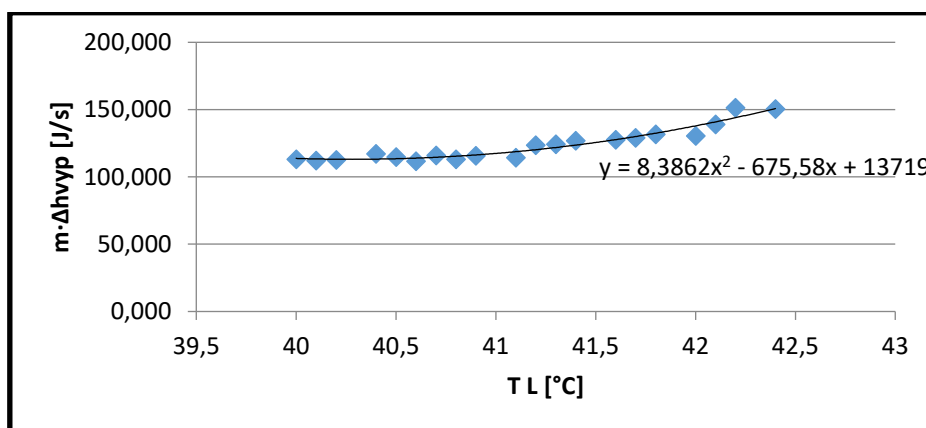
t [min]	T_l [°C]	$T_{g_{in}}$ [°C]	$T_{g_{out}}$ [°C]	ΔT_{ln} [°C]	$T_{g_{stř}}$ [°C]
0	42,4	24,2	39	8,822	33,58
1	42,2	24,2	39	8,569	33,63
2	42,1	24,1	38,8	8,665	33,43
3	42	24,1	39,4	7,930	34,07
4	41,8	24,1	39,6	7,434	34,37
5	41,7	24,1	39,4	7,518	34,18
6	41,6	24	39,4	7,406	34,19
7	41,4	24	39,2	7,350	34,05
8	41,3	24	39,1	7,322	33,98
9	41,2	24	39,1	7,180	34,02
10	41,1	23,9	39	7,180	33,92
11	40,9	23,9	39,2	6,645	34,26



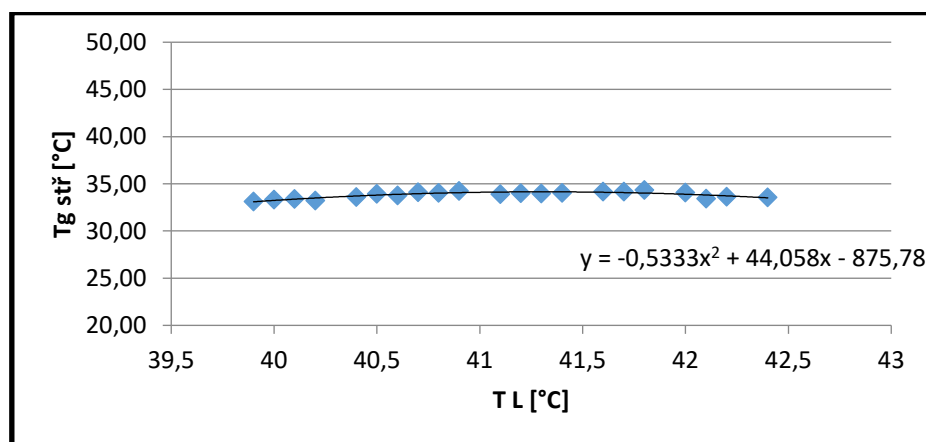
12	40,8	23,9	39	6,742	34,06
13	40,7	23,9	39	6,592	34,11
14	40,6	23,9	38,7	6,809	33,79
15	40,5	23,9	38,8	6,539	33,96
16	40,4	23,8	38,5	6,782	33,62
17	40,2	23,8	38,1	6,957	33,24
18	40,1	23,8	38,2	6,700	33,40
19	40	23,8	38,1	6,672	33,33
20	39,9	23,8	37,9	6,760	33,14

Tab. 20-160: Vypočtené hodnoty zavedených koeficientů

C2	-13,66
C1	1103,8
C0	-22442
Δ	8279



Obr. 20-61: Závislost mezi teplotou kapaliny a odpařeným teplem – potvrzení předpokladu nahrazení polynomem 2. stupně



Obr. 20-62: Závislost mezi teplotou kapaliny a střední logaritmickou teplotou – potvrzení předpokladu nahrazení polynomem 2. stupně



Tab. 20-161: Vypočtené hodnoty regrese pro porovnání levé a pravé strany

t	$t/m_l \cdot c_{pl}$	$\arctg(X)$	$\arctg(X) \cdot (t/m_l \cdot c_{pl})$	$(t/m_l \cdot c_{pl})^2$
[min]	[s·K/J]	-	-	-
0	X	X	X	X
1	0,000862	0,000993	8,56E-07	9,87E-07
2	0,001724	0,001509	2,6E-06	2,28E-06
3	0,002586	0,002038	5,27E-06	4,15E-06
4	0,003448	0,003133	1,08E-05	9,82E-06
5	0,004310	0,003699	1,59E-05	1,37E-05
6	0,005172	0,004276	2,21E-05	1,83E-05
7	0,006034	0,005465	3,3E-05	2,99E-05
8	0,006896	0,006074	4,19E-05	3,69E-05
9	0,007758	0,006693	5,19E-05	4,48E-05
10	0,008620	0,00732	6,31E-05	5,36E-05
11	0,009482	0,008598	8,15E-05	7,39E-05
12	0,010344	0,009245	9,56E-05	8,55E-05
13	0,011206	0,009898	0,000111	9,8E-05
14	0,012068	0,010554	0,000127	0,000111
15	0,012930	0,011213	0,000145	0,000126
16	0,013792	0,011872	0,000164	0,000141
17	0,014654	0,013191	0,000193	0,000174
18	0,015516	0,013848	0,000215	0,000192
19	0,016378	0,014501	0,000238	0,00021
20	0,017240	0,01515	0,000261	0,00023

$$\alpha S_b = 9,96 \text{ W/K}$$

$$\alpha a = \frac{\alpha S_b}{V_L} = 593,2 \text{ W/(m}^3\text{K)}$$