اندازه‌گیری انتقال گرما به‌کمک انتقال جرم از یک ردیف لوله داخل کانال

علی نوری*، آرش میرعبد اله لواسانی**
دانشکده مهندسی مکانیک، دانشگاه صنعتی شریف

(دریافت مقاله: ۸۲/۲/۲۷ – دریافت نسخه نهایی: ۸۳/۱۱/۲۰)

چکیده ـ در این مقاله ضریب انتقال گرمای متوسط سه لوله افقی در یک ردیف قائم واقع در یک کانال و در یک جریان از هوا که کاملا توسعه یافته نیست، به‌طور تجربی اندازه‌گیری شده است. اساس روش اندازه‌گیری بر پایه روش رطوبت سنجی استوار است و ضریب انتقال گرما به کمک تشابه بین مکانیزمهای انتقال جرم و گرما محاسبه شده است. قطر لوله‌ها mm ۱۱ و فاصله بین آنها mm ۴۰ و نسبت بین قطر لوله‌ها به فاصله بین دیواره‌های مجاور ۰/۲۲ ‹D/W› ۰/۰۵۵ است. عدد رینولدز جریان بین ۵۰۰ ‹ Re_D ‹ ۶۰۰۰ تغییر می‌کند. نتایج نشان می‌دهدکه عدد ناسلت هریک از لوله‌ها، با افزایش D/W، افزایش می‌یابد. همچنین افزایش عدد ناسلت لوله دوم بیشتر از لوله سوم است.

واژگان کلیدی : روش تجربی، انتقال گرما و جرم، دسته لوله، کانال

Heat Transfer from a Tube Bank with Mass Transfer in a Duct

A.Nouri and A.M.Lavasani
School of Mechanical Engineering, Sharif University of Technology

Abstract: ***An experimental investigation on heat transfer coefficient is presented from three horizontal tubes in a vertical array in a duct for 500<Re_D<6000. A mass transfer measuring technique based on psychrometry chart is used to determine heat transfer coefficient. The diameter of the tubes is 11 mm each spaced 40 mm apart and in-line pitch ratio varies***

---

*- استاد **- دانشجوی دکترا

[DOR: 20.1001.1.2251600.1384.24.1.19.2]

in the range 0.055<D/W<0.22. The experimental results show that the Nusselt number of each tube increases by increasing D/W. Also the increase of the second tube Nusselt number is more than that of the third one.

Keywords: *Experimental method, Heat and Mass transfer, Tube bank, Duct*

فهرست علائم

D	قطر لوله
D_{AB}	ضریب نفوذ جرم
Gr	عدد گراشف ، $g\Delta\rho D^3 / \rho\upsilon^2$
h	ضریب انتقال گرما
h_m	ضریب انتقال جرم
L	فاصله بین مراکز دو لوله مجاور
m	جرم تبخیر
M	وزن مولکولی
Nu	عدد ناسلت ، hD / k_{mix}
P	فشار
Pr	عدد پرانتل، υ / α
P(T)	فشار اشباع
Re	عدد رینولدزبر حسب قطر لوله، UD / υ_{mix}
Sc	عدد اشمیت، D_{AB} / υ
Sh	عدد شروود ، $h_m D / D_{AB}$
T	دما
U	سرعت هوا
W	عرض کانال
X	مختصات در جهت عرض کانال

علائم یونانی

υ	ویسکوزیته جنبشی
σ	خطای معیار میانگین
ρ	دانسیته

زیر نویس

a	هوا
D	**rxv**
dew	نقطه شبنم
f	فیلم
H	هیدرولیکی
mix	مخلوط
u	سرعت
w	سطح فیلم مایع
wa	آب
∞	جریان آزاد

بالا نویس

.	نرخ
"	شار
_	متوسط

۱- مقدمه

انتقال گرما از یک دسته لوله در آرایشهای هم ردیف و یا جابه‌جا شده موضوعی است که سالیان متمادی مورد توجه محققان بوده است[۱-۴]. انتقال گرمای یک ردیف قائم از لوله‌های افقی در سیستمهای گرمایی به‌خصوص مبدلهای گرمایی کاربرد وسیعی دارد. این لوله‌ها می‌توانند توسط دیوار قائم از یک طرف یا دو طرف محصور شوند.

آکیلباو و همکارانش [۵] تاثیر نسبت قطر لوله به عرض کانال (D/W) را روی انتقال در یک کانال مستطیلی در محدوده $۰ < D/W < ۰/۸۲۷$ و $۱۰^۴ < Re_D < ۱/۶\times۱۰^۵$ بررسی کردند. آکیلباو [۶] همچنین انتقال گرما از یک لوله افقی در یک کانال مستطیلی برای آب و اتیلن گلیکول در محدود $۱۰^۲ < Re_D < ۱۰^۴$، $D/W = ۰/۸۰۱$ و $۸۰ < Pr < ۳$ اندازه‌گیری کرد. بدین ترتیب او با استفاده از نتایج قبلی رابطه‌ای برای محاسبه انتقال گرمای متوسط در محدوده‌های $D/W < ۰/۶$ ، $D/W>۰/۶$ ، $۱۰^۲ < Re_D < ۲\times۱۰^۵$ و $۸۰ < Pr < ۰/۷$ پیشنهاد کرد. جیم باتیس

[DOR: 20.1001.1.2251600.1384.24.1.19.2]

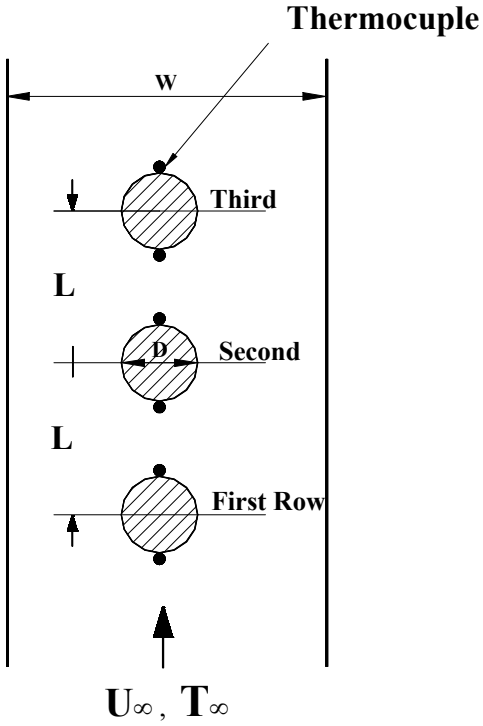
[۷] برای محاسبه سرعت مرجع داخل کانال تابعی را که با سرعت جریان آزاد و عکس جذر D/W وابسته است پیشنهاد کرد. او با استفاده از این تابع انتقال گرمای متوسط و موضعی یک لوله داخل کانال را با دقت خوبی محاسبه کرد. پرکینز و لپرت [۸] برای محاسبه انتقال گرما از یک لوله واقع در یک کانال از آب و اتیلن گلیکول در محدود Re_D ‹ ۱/۲×۱۰^۵ ‹ ۲×۱۰^۳ و ۰/٤۱۵ و ۰/۲۱= D/W استفاده کردند. در این تحقیق عدد رینولدز به صورت $Re_e = Re_{e_\infty}/(1-\pi D/4W)$ که در آن $Re_\infty = U_\infty D/\upsilon$ تعریف شده است. زوکاسکاس و همکارانش [۹] اثر D/W را روی ضریب انتقال گرما در یک جریان عرضی بحرانی و فوق بحرانی $(Re > 10^5)$ در محدود ۰/۷ › D/W › ۰/۲۸ و ۱۰^٦ ‹ Re_D ›٤×۱۰^٤ بررسی کردند. زوکاسکاس نشان داد در صورتی که محاسبه عدد رینولدز براساس سرعت جریان آزاد باشد بایستی تاثیر D/W در نظر گرفته شود. سرعت پیشنهادی زوکاسکاس تابعی از سرعت جریان آزاد و مجذور D/W است. زوکاسکاس[۱۰] همچنین انتقال گرما از دو لوله را که در راستای جریان در یک کانال با نسبت D/W = ۰/۳ قرار داده شده بود، بررسی کرد. در این مطالعه ۱/۲۲×۱۰^٦ › Re_D › ٤/٥×۱۰^٤ و ۹ › L/D › ۳ است. سیال مورد استفاده آب و قطر لوله ها ۳۰ میلیمتر است. او نشان داد که انتقال گرما از لوله دوم بیشتر از لوله اول است. این مقدار تابعی ازL/D و عدد رینولدز است. به طوری که برای Re_D=۷/٦۹×۱۰^٥ و ۹و٦و۳=L/D عدد ناسلت لوله دوم نسبت به لوله اول به ترتیب ٦۸/۷، ۲۹/۰۱ و٤۲/٥۱ درصد افزایش داشته است.

کاندو و حاجی شیخ [۱۱و۱۲] با استفاده از روش عددی ضریب انتقال گرما و افت فشار یک ردیف چهار لوله ای بین دو صفحه موازی را در یک جریان عرضی دو بعدی کاملا توسعه یافته و آرام برای ۵۰۰ › Re_w ، ۰/٦٦ › D/W ›۰/۳۳ و ٦› L/D › ۲ بررسی کردند. ضریب انتقال گرمای هریک از لوله ها تحت شرایطی که دمای لوله و صفحه یکسان و یا متفاوت باشند محاسبه شد. آنها نشان دادند که با افزایش نسبت D/W مقدار ناسلت برای هر یک از لوله ها افزایش می‌یابد این افزایش بین ۲/۳ تا ٦۸/۹۱ درصد است. در حالی که به ازای Re_w=۵۰ و ۳و۲=L/D و یا به ازای ۵۰۰و۲۰۰=Re_w و ٦=L/D با افزایش D/W از ۰/۳۳ به ۰/۵ مقدار ناسلت کاهش یافته است. نتایج کاندو همچنین نشان می‌دهد که به ازای ۳و۲=L/D و برای یک مقدار خاص D/W لوله چهارم بیشترین انتقال گرما را داراست و افزایش عدد ناسلت لوله چهارم نسبت به سوم و لوله سوم نسبت به دوم کمتر از ٤ درصد است. در حالی که به ازاء ٦=L/D انتقال گرما از لوله سوم کمتر از لوله دوم است و کاهش عدد ناسلت لوله سوم نسبت به دوم کمتر از ٦/۲ درصد است.

کاندو و حاجی شیخ [۱۳] با استفاده از روش تجربی ضریب انتقال گرما و افت فشار یک ردیف هشت لوله‌ای را برای جریان کاملا توسعه یافته درمحدود ۲۸۰۰ › Re_w › ۲۲۰ و نسبت D/W = ۰/۵ و ٦>L/D>۳ بررسی کردند. جنس لوله‌ها از مس و قطر خارجی آنها ۱۲/۷mm انتخاب شده جریان کاملا توسعه یافته در یک کانال با سطح مقطع مستطیلی به ابعادm^2 ۰/۱٤۹ × ۰/۰۲٥٤ و طول ۱/۸۳ متر ایجاد شد. برای اندازه‌گیری ضریب انتقال گرما، ناحیه آزمایش به هشت مدول مبدل گرمایی تقسیم شده وعدد ناسلت متوسط هر لوله از موازنه انرژی مدول مربوطه به دست آمد. در این تحقیق دمای لوله ها و صفحات یکسان و بخار آب در داخل لوله ها جریان داشت. کاندو نشان داد که ضریب انتقال گرمای مدول مبدل گرمایی لوله دوم نسبت به اول و یا لوله سوم نسبت به دوم افزایش می‌یابد و این افزایش تا مدول چهارم ادامه دارد و پس از آن ثابت باقی می‌ماند. مقدار این افزایش برای رینولدزهای مختلف بین ۰/۳۸ تا ۱٥/۳۸ درصد است. آنها علت این افزایش را که در آن L/D از ٦ به ۳ کاهش می‌یابد ناشی از افزایش چرخش سیال در ناحیه گردابه ذکر کردند. در این تحقیق فاصله بین دو صفحه به عنوان مشخصه طول در اعداد رینولدز و ناسلت به کار رفته است.

چاکرابورتی و همکارانش [۱٤] تاثیر دیوارهای یک کانال بر

[DOR: 20.1001.1.2251600.1384.24.1.19.2]



شکل۱- نحوه استقرار لوله‌ها و ترموکوپلها در کانال جریان هوا

جریان عرضی یک سیال نیوتنی تراکم ناپذیر و پایدار را در اطراف یک استوانه واقع در داخل یک کانال را به روش عددی بررسی کردند. در این مطالعه ۲۰۰ < Re_D < ۰/۱ و ۰/۶۵> D/W > ۰/۰۵ است. نتایج آنها نشان می‌دهد که به ازای D/W ثابت، افزایش رینولدز و یا به ازای رینولدز ثابت کاهش D/W باعث کاهش ضریب درگ می‌شود.

درمطالعه حاضر ضریب انتقال گرما یک ردیف لوله داخل یک کانال مستطیلی (شکل ۱) توسط روش رطوبت سنجی و به کمک تشابه بین مکانیزمهای انتقال گرما و جرم اندازه‌گیری شده است. محدود اندازه‌گیری در فواصل ۶۰۰۰> Re_D > ۵۰۰ و ۰/۲۲> D/W> ۰/۰۵۵ قرار دارند و جریان داخل کانال کاملا توسعه یافته نیست. محدود این کمیتها در تحقیقات مربوط به کاندو و زوکاسکاس به ترتیب در فواصل ۷۰۰> Re_D > ۱، ۰/۶۶ > D/W> ۰/۳۳ و 10^6 > Re_D > 4×10^4 ، ۰/۷ > D/W > ۰/۲۸ قرار دارند. همچنین جریان سیال در مطالعه کاندو کاملا توسعه یافته بوده است.

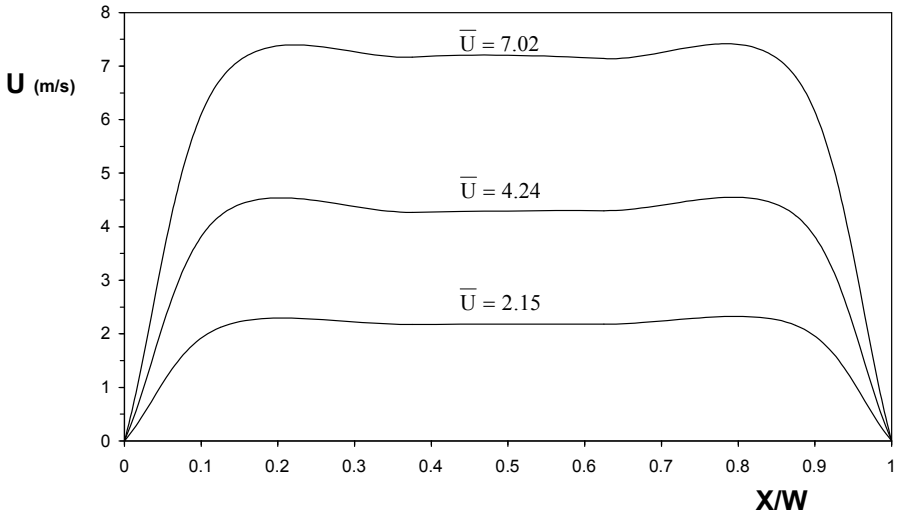
رطوبت سنجی توسط بدینگ فیلد [۱۵] برای محاسبه انتقال گرما از یک سطح و تاکنون مورد توجه محققان [۱۶-۲۸] قرار گرفته است. مزیت استفاده این روش نسبت به روشهای دیگر اندازه‌گیری انتقال گرما، یکنواخت بودن تقریبی دمای سطح جسم و همچنین دو بعدی بودن فرایند انتقال جرم در بخش انتهایی دسته لوله‌هاست. این روش به سادگی قابلیت اندازه‌گیری انتقال جرم از شکلهای پیچیده را داراست و نیاز به تجهیزات پیچیده ندارد.

۲- دستگاه آزمایش

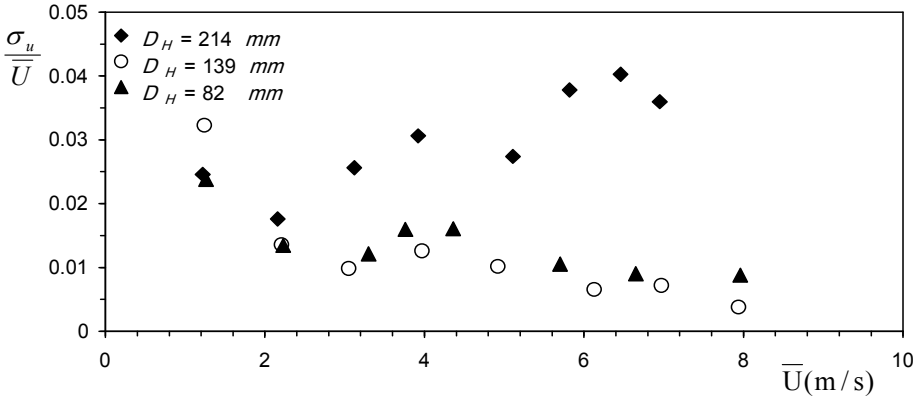
دستگاه اندازه‌گیری مطابق شکل(۱) است [۲۷]. لوله‌ها به صورت یک ردیف قائم از سه لوله‌ای افقی پشت سر هم در یک کانال چهار گوش نصب شده است. قطرلوله‌ها ۱۱ mm، فاصله مرکز آنها از یکدیگر ۴۰ mm و ۰/۰۵۵> D/W >۰/۲۲ است. برای تشکیل فیلم مایع روی سطوح لوله‌ها و یکنواخت شدن ضخامت فیلم از یک پوشش پارچه‌ای پرزدار به منظور جذب آب و مرطوب نگهداشتن سطح لوله‌ها استفاده شده است.

سرعت جریان هوا در داخل کانال در محدود 1<U_∞<8m/s قابل تغییر است. برای یکنواخت شدن سرعت هوای ورودی به کانال از شبکه‌های لانه زنبوری شکل که در نواحی مختلف کانال جریان نصب شده استفاده شده است. برای اندازه‌گیری توزیع سرعت و همچنین سرعت متوسط جریان هوا داخل کانال، ابتدا سطح مقطع کانال توسط سیمهای نازکی شبکه‌بندی شده است. سرعت هوا در وسط هر یک از شبکه‌ها به کمک هات وایر اندازه‌گیری شده و سپس سرعت متوسط بدست آمده است. هات وایر مورد استفاده مدل 405-V1 و ساخت کارخانه تستو است. دقت این وسیله در محدود سرعت U_∞<2m/s و U_∞<2m/s به ترتیب ±0.1 m/s و ±0.3 m/s است. شکل (۲) توزیع سرعت آزاد را در عرض کانال برای سرعتهای متوسط در کانال با قطر هیدرولیکی ۲۱۴mm نشان می‌دهد. همان طور که مشخص است توزیع سرعت در سرعتهای کمتر از ۴ m/s تقریباً یکنواخت و برای سرعت بالاتر به علت

[DOR: 20.1001.1.2251600.1384.24.1.19.2]



شکل۲- توزیع سرعت عرضی جریان هوای آزاد داخل کانال با قطر هیدرولیکی ۲۱٤ میلیمتر (D/W= ۰/۰۵۵)



شکل ۳- معیار میانگین سرعت متوسط جریان هوا در کانال با درجه اطمینان ۹۵ درصد

جریانهای ثانویه ناشی از تغییر جهت جریان به اندازه ۹۰ درجه یکنواختی پروفیل کمتر می‌شود. لازم به ذکر است با کاهش قطر هیدرولیکی کانال سرعت هوا یکنواخت‌تر می‌شود. خطای نسبی سرعت میانگین با درجه اطمینان ۹۵ درصد برای سه کانال با قطرهای هیدرولیکی ۸۲ و ۱۳۹ و ۲۱٤ میلیمتر در شکل (۳) مشخص شده است. همان طور که مشخص است این مقدار کمتر از ۰/۰٤ است و با کاهش قطر هیدرولیکی کانال کمتر می شود.

برای اندازه‌گیری دمای سطح لوله‌ها از دو ترموکوپل سیمی نوع K مدل TP-01 که در نقاط سکون پایین و بالای سطح لوله نصب شده، استفاده شده است، شکل(۱) و مقدار آن توسط یک ترمومتر دیجیتالی مدل Tm-916 که دارای دقت $1\%\pm1^{\circ}C$ است قرائت و ثبت می‌شود. برای اندازه گیری نرخ تبخیر فیلم آب از روی سطح لوله ها از بورت شیردار و قابل کنترل به حجم ۰/۱ لیتر و با دقت ۰/۲ میلی‌لیتر استفاده می‌شود. رطوبت نسبی هوا و دماهای خشک ونقطه شبنم توسط یک پراپ ساخت کارخانه تستو مدل 605-H1 که به ترتیب دارای دقت ±3%RH و $\pm0.5^{\circ}C$ است، اندازه‌گیری می‌شود. فشار هوا نیز توسط یک بارومتر ساخت کارخانه OTA با دقت ±1.mbar اندازه‌گیری می‌شود. برای دقت بیشتر نتایج، هر آزمایش سه بار تکرار شده است.

[DOR: 20.1001.1.2251600.1384.24.1.19.2]

۳- روش اندازه‌گیری

به منظور حذف انتقال گرما از دو سر لوله ها و دو بعدی شدن انتقال گرما از روش رطوبت سنجی استفاده شده است. به علت کوچک بودن اختلاف دما بین سطح لوله و سطوح اطراف تبخیر فیلم مایع فقط در اثر انتقال گرمای جابه‌جایی است. با اندازه گیری نرخ تبخیر فیلم مایع و استفاده از تشابه بین مکانیزمهای انتقال گرما و جرم ضریب انتقال گرمای جابه‌جایی محاسبه شده است. ابتدا نرخ جریان آب از بورتهای مدرج که به سطح لوله‌ها انتقال می‌یابد، اندازه‌گیری می‌شود. آب از سوراخهای تعبیه شده روی سطح لوله به بیرون جریان می‌یابد و فیلم نازکی روی سطح پارچه شکل می‌گیرد. با عبور جریان هوا در اطراف لوله‌ها فرایند تبخیر انجام می‌شود و وارد جریان هوا می شود. پس از گذشت ۱ تا ۲ ساعت برای رسیدن به حالت پایدار میزان تبخیر فیلم آب و دمای سطح هر لوله اندازه‌گیری می شود. با استفاده از تشابه بین مکانیزمهای انتقال گرما و جرم[۲۹] عدد ناسلت متوسط از معادله زیر محاسبه می‌شود.

$$\overline{Nu} = \overline{Sh}\left(\frac{Pr}{Sc}\right)^{0.33} = C\,Re^{m}\,Pr^{0.33} \qquad (۱)$$

که در آن $\overline{Sh}$ عدد شرود متوسط و از معادله زیر بدست می‌آید.

$$\overline{Sh} = \frac{M_a P_a D}{M_{wa}\rho_a D_{AB}} \times \frac{\dot{m}''}{(P(T_w) - P(T_{dew}))} \qquad (۲)$$

در این معادله $P(T_w)$ ، $P(T_{dew})$ و $\dot{m}''$ به ترتیب فشار اشباع بخار آب در دماهای سطح و نقطه شبنم و نرخ تبخیر آب بر واحد سطح است.

٤- محاسبه خطا

همان طور که مشخص است دقت محاسبه عدد ناسلت از معادله (۱) بستگی به دقت اندازه‌گیری وسایل اندازه‌گیری از قبیل ترموکوپل، بورت، زمان سنج و کولیس دارد. برای تخمین این خطا از معادله (۱) مشتق گرفته می‌شود.

$$\Delta(\overline{Nu}) = \overline{Nu}\left[\left|\frac{\Delta(\dot{m}'')}{\dot{m}''}\right| + \frac{\Delta(T_w)}{P(T_w) - P(T_{dew})} \times \left|\frac{dP(T_w)}{dT_w}\right| + \frac{\Delta(T_{dew})}{P(T_w) - P(T_{dew})} \times \left|\frac{dP(T_{dew})}{dT_{dew}}\right| + \left(\frac{1}{3\,Pr} \times \left|\frac{d\,Pr}{dT_f}\right| + \frac{1}{3Sc} \times \left|\frac{dSc}{dT_f}\right| + \frac{1}{P_a} \times \left|\frac{dP_a}{dT_f}\right| + \frac{1}{\rho_a} \times \left|\frac{d\rho_a}{\rho_a}\right| + \frac{1}{D_{AB}} \times \left|\frac{dD_{AB}}{dT_f}\right|\right) \Delta T_f + \frac{\Delta D}{D}\right] \qquad (۳)$$

سپس با تعیین کمیتهای $\Delta(T_w)$، $\Delta(T_{dew})$، $\Delta(T_f)$، $\Delta(\dot{m}'')$ و $\Delta(D)$ که به ترتیب معرف خطاهای ناشی ازاندازه‌گیری دماهای سطح، نقطه شبنم، فیلم و همچنین خطای ناشی از نرخ تبخیرفیلم مایع و قطر لوله است خطای عدد ناسلت محاسبه خواهد شد.

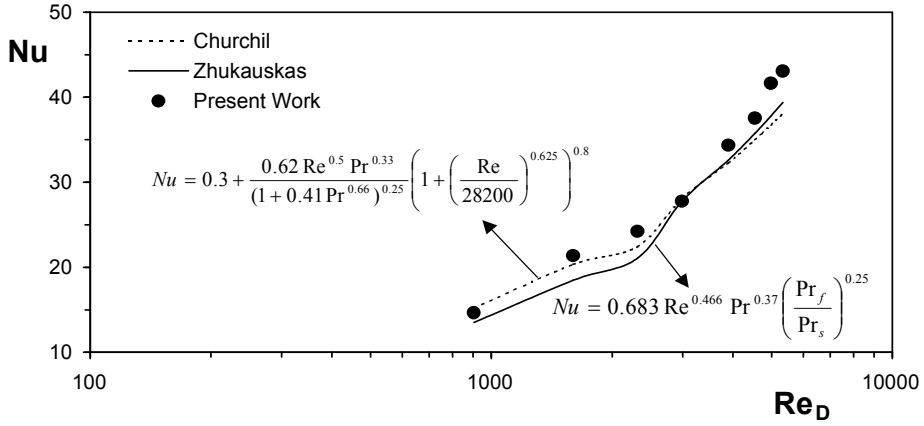
٥- نتایج و بحث

انتقال گرما از یک ردیف قائم سه لوله‌ای واقع دریک کانال درمحدود ۶۰۰۰ > Re_D > ۵۰۰ و ۰/۲۲ > D/W > ۰/۰۵۵ اندازه‌گیری شده است. چون نسبت Gr/Re^2 = ۰/۰۰۱۲۵ به ازای کمترین مقدار عدد رینولدز خیلی کوچک است لذا تاثیرجابه‌جایی آزاد نسبت به جابه‌جایی اجباری بسیار ناچیز است به طوری که از آن می‌توان صرف‌نظر کرد [۳۰]. همچنین اثر تبخیر فیلم و تشعشع بر ضریب انتقال گرما در محدود خطای آزمایش است و می‌توان از آن صرف‌نظر کرد [۲۸].

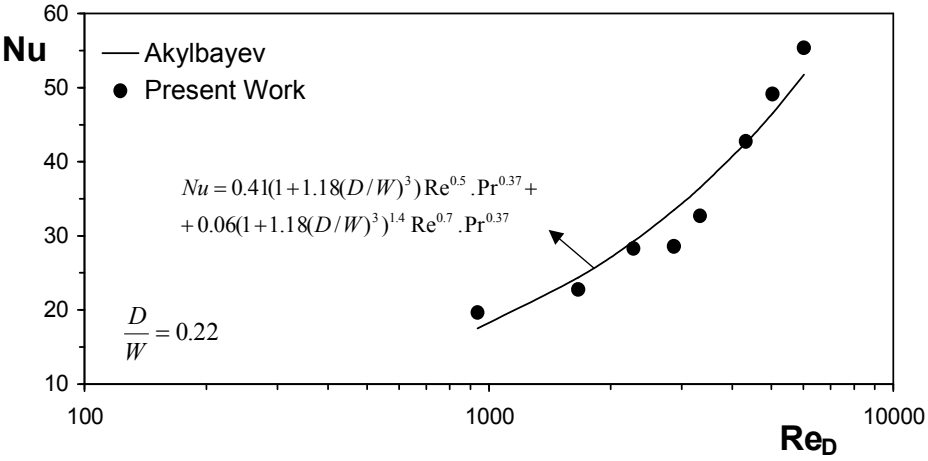
برای اطمینان از نتایج آزمایش، مقادیرعدد ناسلت متوسط یکلوله منفرد در جریان آزاد و همچنین در یک کانال با نتایج رابطه پیشنهادی زوکاسکاس [۲] ، آکیلباو[٦] ، کاندو[۱۲] و چرچیل[۳۱] در شکلهای (٤) ، (٥) و (٦) مقایسه شده است

اختلاف بین نتایج مطالعه حاضر با کار زوکاسکاس و چرچیل برای یک لوله در جریان آزاد در شکل (٤) به ترتیب کمتر از۱۵ و۱٤ درصد است. شکل (٥) نتایج آکیلباو و تحقیق حاضر برای

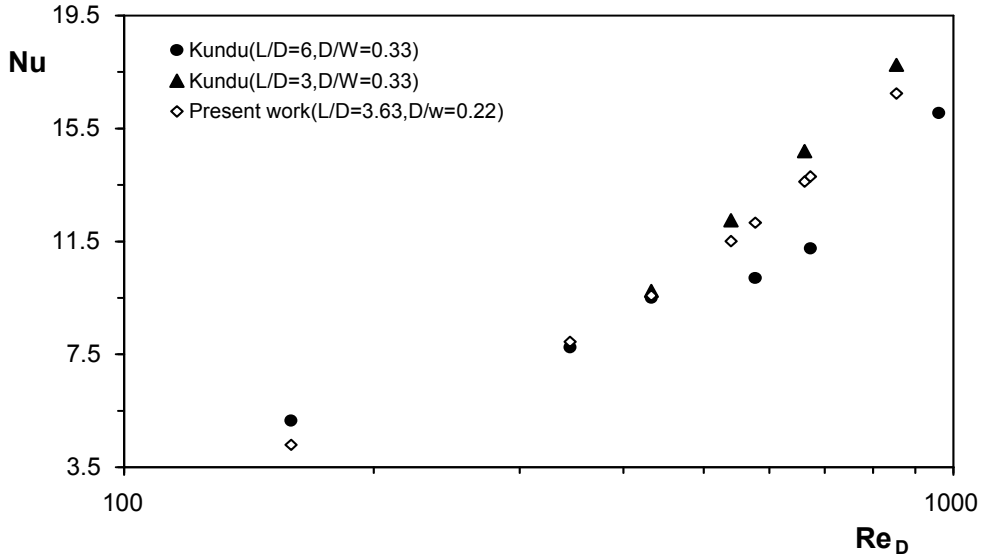
[DOR: 20.1001.1.2251600.1384.24.1.19.2]



شکل ٤- تغییرات عدد ناسلت یک لوله منفرد در جریان آزاد



شکل ٥- تغییرات عدد ناسلت یک لوله داخل کانال



شکل٦- مقایسه بین عدد ناسلت مطالعه حاضر با نتایج کاندو برای لوله سوم

[DOR: 20.1001.1.2251600.1384.24.1.19.2]

یک لوله در یک کانال را نشان می‌دهد. همان طور که از شکل مشخص است تطابق خوبی بین دو رابطه وجود دارد و اختلاف بین آنها کمتر از ۱۰ درصد است. لازم بذکر است که چون توان نسبت D/W در رابطه پیشنهادی آکیلباو ۳ است لذا در نسبت‌های D/W کوچک مقدار ناسلت مستقل از آن هستند. با توجه به مطالب ذکر شده اختلاف مطالعه حاضر با نتایج دیگران کمتر از ۱۵ درصد است.

در شکل(٦) مقایسه عدد ناسلت برونیابی شده مطالعه حاضر و نتایج کاندو برای لوله سوم نشان داد شده است. همان طور که مشخص است مقادیر به ازاء L/D=6 حدود ۱۲ تا ۲۲درصد بیشتر و به ازاء L/D=3 حدود ۵ تا ۸ درصد کمتر است. صرف‌نظر از تفاوت بین شرایط آنها داده این اختلاف را می‌توان مربوط به خصوصیت دسته لوله‌های خطی دانست. با توجه به اینکه در دسته لوله‌های خطی معمولا L/D کمتر موجب افزایش انتقال گرماست بنابراین انتقال گرما از دسته لوله با L/D=3.63 بایستی از L/D=3 کمتر و از L/D=6 بیشتر باشد. بنابراین قرار گرفتن مقادیر دو حالت کاندو قابل توجیه است. لازم به ذکر است با توجه به اینکه نتایج کاندو برحسب فاصله بین دو صفحه است برای مقایسه در شکل(٦) نتایج فوق برحسب قطر لوله تغییر یافته است.

شکل (۷) خطای اندازه‌گیری عدد ناسلت لوله اول را نشان می‌دهد. ملا حظه می‌شود که با افزایش عدد رینولدز خطای فوق کاهش یافته است و از حدود ۲۷ درصد به ازای Re=۹۰۰ به حدود ۱۵ درصد در Re= ٦۰۰۰ رسیده است. علت آن افزایش جرم تبخیر و کاهش دمای سطح است. خطای اندازه‌گیری ناسلت لوله‌های دوم و سوم نیز بین ۱۵ تا ۲۷ درصد است. همچنین تراکم خطا در آزمایشات فوق در محدود ۱۷ تا ۲۳ درصد است. با توجه به مقدار خطای اندازه‌گیری و همچنین اختلاف مطالعه حاضر با نتایج زوکاسکاس، آکیلباو، چرچیل و کاندو نتایج حاصل قابل قبول است.

شکل (۸) نسبت عدد ناسلت لوله‌های ردیف دوم و سوم را نسبت به لوله اول برای D/W= ۰/۲۲ نشان می‌دهد. ملاحظه می‌شود که با افزایش رینولدز این نسبت‌ها در حال افزایش است و در رینولدز ۲۸۷۰ که در محدود جریان زیر بحرانی است نسبت ناسلت ردیف دوم به اول بیشتر از نسبت ناسلت ردیف سوم به اول می‌شود. علت آن را می‌توان مربوط به تاثیر بیشتر گردابه‌های ایجاد شده از لوله اول در مقایسه با لوله دوم دانست. همچنین در رینولدز کمتر از ۱۰۰۰ ناسلت لوله اول از دو لوله دیگر بیشتر است. دلیل آن آرام بودن تقریبی جریان و تاثیر کم گردابه‌های ایجاد شده از لوله اول و دوم است.

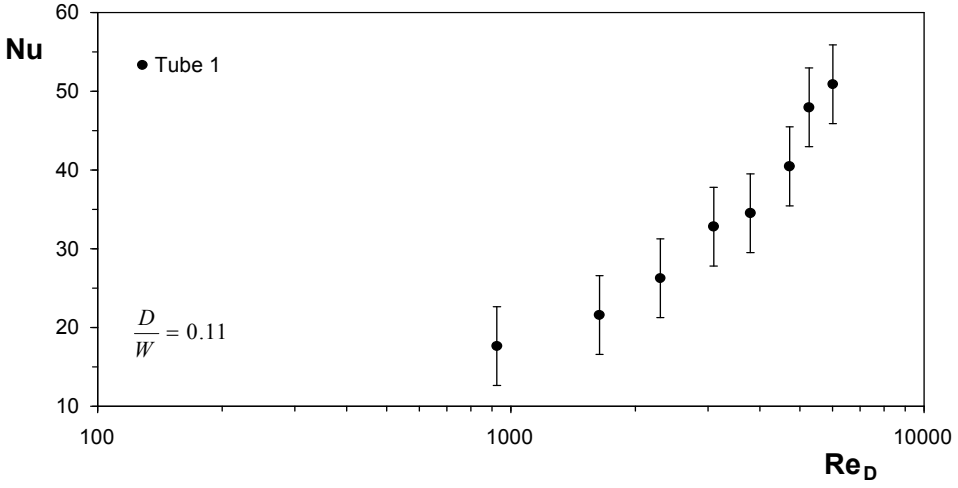
شکل (۹) تاثیر D/W بر ناسلت لوله ردیف اول را نشان می‌دهد. همان طور که مشخص است با افزایش D/W از ۰/۰۵۵ به ۰/۲۲ عدد ناسلت به طور متوسط حدود ١٤ درصد افزایش می‌یابد. دلیل این افزایش مربوط به افزایش سرعت هوا در خارج از لایه مرزی اطراف لوله‌هاست. عدد ناسلت در لوله‌های ردیف دوم و سوم نیز همانند لوله ردیف اول با افزایش D/W افزایش می‌یابد، این مقدار به ترتیب حدود ٢٤ و ۲۵ درصد است. لازم به ذکر است افزایش ناسلت مربوط به لوله‌های ردیفهای دوم وسوم علاوه بر D/W متاثر از ناحیه چرخش سیال ایجاد شده از لوله‌های ردیف اول و دوم است.

لازم به ذکر است اختلاف نتایج تحقیق حاضر با زوکاسکاس، آکیلباو و چرچیل و همچنین میزان افزایش ناسلت هر یک از لوله ها در اثر افزایش نسبت D/W و نحوه قرار گرفتن در دسته لوله تقریباً در محدود خطای اندازه‌گیری که حدوداً بین ۱۵ تا ۲۷ درصد است، قرار گرفته است. بنابراین اختلافهای ذکرشده ممکن ناشی از خطای اندازه‌گیری باشد.

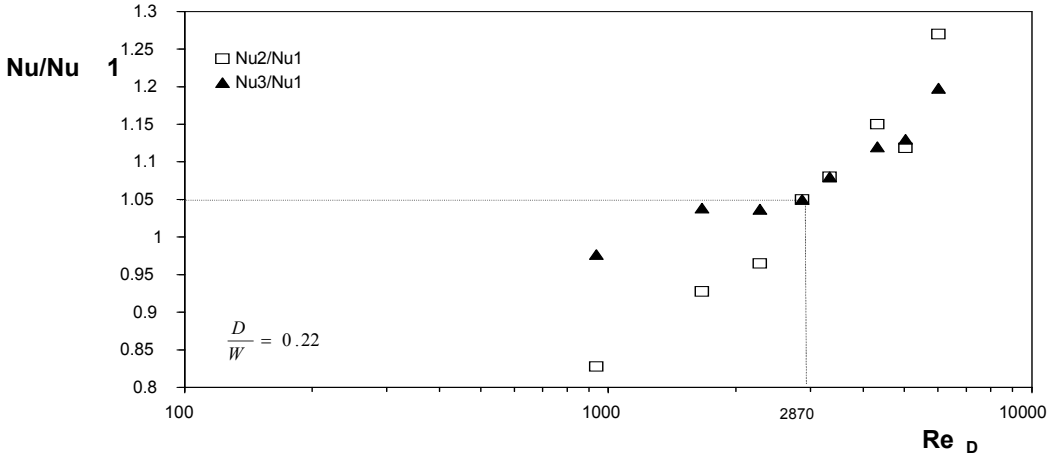
٦- نتیجه‌گیری

در این مطالعه، انتقال گرمای متوسط یک ردیف قائم سه لوله‌ای در داخل کانال مستطیلی و در یک جریان عرضی که کاملا توسعه یافته نیست، به طور تجربی و با استفاده از روش رطوبت سنجی بررسی شده است. نتایج تحقیق حاضر نشان می‌دهد با افزایش D/W مقدار ناسلت هر یک از لوله ها افزایش می‌یابد. این افزایش برای محدود D/W از ۰/۰۵۵ به ۰/۲۲ برای

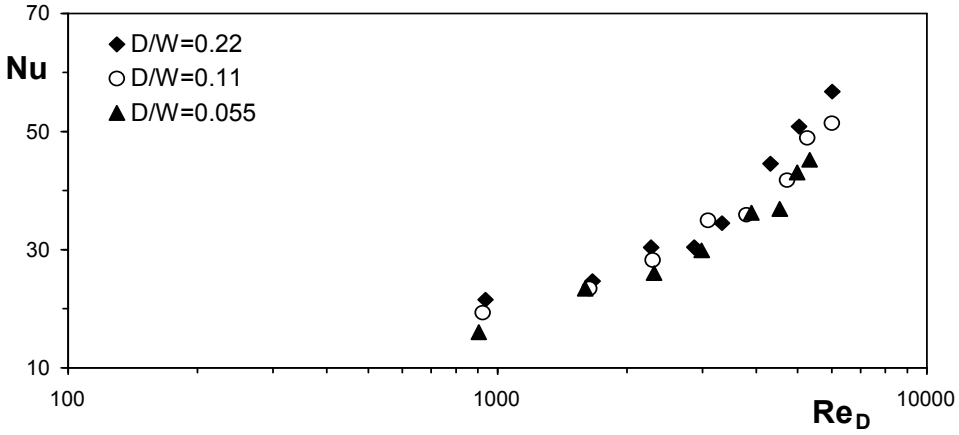
[DOR: 20.1001.1.2251600.1384.24.1.19.2]



شکل۷- تغییرات خطای اندازه‌گیری عدد ناسلت لوله اول



شکل۸- نسبت عدد ناسلت لوله‌های ردیف دوم و سوم نسبت به لوله



شکل۹- تغییرات عدد ناسلت لوله اول برای $\frac{D}{W}$ مختلف

[DOR: 20.1001.1.2251600.1384.24.1.19.2]

لوله‌های ردیف اول، دوم و سوم به ترتیب حدود ١٤، ٢٤ و ٢٥درصد است. همچنین نسبت ناسلت لوله ردیف دوم به اول به مراتب بیشتر از لوله ردیف سوم به اول است. مقایسه نتایج مطالعه حاضر با نتایج محققان دیگر نشان می‌دهد که میزان اختلاف بین عدد ناسلت در حد خطای آزمایش است.

مراجع

1. Kostic, Z.G., and Oka, S.N., "Fluid Flow and Heat Transfer with two Cylinders in Cross Flow," *J.Heat Mass Transfer,* Vol.15, pp.279-299, 1972.
2. Zhukauskas, A., *Heat Transfer From Tubes in Cross Flow, Advances in Heat Transfer,* Vol. 8, Academic Press, New York, pp. 92-160, 1972.
3. Aiba,S., and Yamazaki,Y., "An Experimental Investigation of Heat Transfer Around a a Tube in a Bank," *J.Heat Transfer 98,* pp.503-508,1976.
4. Oyakawa, K., and Mabuchi, I., "Heat Transfer in Parallel Plate Duct With Circular Cylinders Inserted in Staggered Arrangement," *Bulletin of JSME,* Vol. 26, No. 214, 1983.
5. Akylbaev, Z. S., Isataev, S. I., Krashtalev, P. A., and N. V., "The Effect of Channel Blockage on the Local Heat Transfer Coefficient of a Uniformly Heated Cylinder," *In Problemy Teploenergetyki i prikladnoi Teplofiziki*, Vol. 3,pp. 179-198, 1966.
6. Akylbaev, Z. S., Isataev, S. I, Masleeva, N. V., and Polzik, V.V., "Heat Transfer of a Cylinder and a Sphere in a Channel for High Blockage Factors," *In Telplo-i Massoperenos*, Vol. 1, pp. 320-329, 1968.
7. Gimbutis, G. I., and Sapola, V. I., "Concerning Heat Transfer from a Cylinder to Cross Flow of Air," *Mechanics. Kaunas*, pp. 226-227,1972.
8. Perkins, H., and Leppert, G., "Local Heat Transfer Coefficients on a Uniformly Heated Cylinder," *Int. J. Heat and Mass Transfer*, Vol. 7, No. 2, pp. 143-158, 1964.
9. Zhukauskas, A. Zdanavicius, G. B., and Survila, V. J., "The Effects of Free Stream Turbulence of Air on the Local Heat Transfer of a Circular Cylinder in the Critical Flow Regime," *lietuvos TSR Mokslu Akademijos Darbai*, Ser. B 4(89), pp 119-129, 1975.
10. Zhukauskas, A. Ziugzda, J. Bagdonaite, E., and Hewitt, G.F., *Heat Transfer of a Cross Flow*, Hemisphere Publishing Corporation,1985.
11. D.Kundu, A., and Haji-Sheikh., "Heat Transfer Predictions in Cross Flow Over Cylinders Between two Parallel Plates," *Numerical Heat Transfer*, Part A, Vol. 19, pp. 345-360, 1991.
12. D.Kundu, A., and Haji-Sheikh., "Heat Transfer Predictions in Cross Flow Over Cylinders Between two Parallel Plates," *Numerical Heat Transfer*, Part B, Vol. 19, pp. 361-377, 1991.
13. Kundu D., A., and Haji-Sheikh., "Heat Transfer in Cross flow Over Cylinders Between Two Parallel Plates," *Journal of Heat Transfer*, Vol. 114, pp 558-564, 1992.
14. J.Chakraborty. Nishith Verma, R.P.Chhabra, "Wall Effects in Flow Past a Circular Cylinder in Aplane Channel: a Numerical Study, "Chemical Engineering and Processing,pp.1-9,2004.
15. Bedingfield, C.H. J.R. T.B.Drew, "Analogy Between Heat Transfer and Mass Transfer, A Psychrometric Study," *Industrial and Engineering Chemistry*, pp.1164-1173,1950.
16. Kondjoyan, A. and Daudin, J.D. "Determination of Transfer Coefficients by Psychrometry," *Int. J. Heat and Mass Transfer*, Vol 36, No 7,pp 1807-1818, 1993.
17. Kondjoyan A. and Daudin, J.D. "Heat and Mass Transfer Coefficients at the Surface of Elliptical Cylinders Placed in a Turbulent Air Flow ," *Journal of Food Engineering*,20, pp. 339-367, 1993.
18. Kondjoyan A. and Daudin, J.D. "Effects of Free Stream Turbulence Intensity on Heat and Mass Transfer at the Surface of a Circular Cylinder and an Elliptical Cylinder, Axis Ratio 4," *Int. J. Heat Mass Transfer*, Vol.38, No. 10, pp.1735-1749, 1995.
19. Kondjoyan A. and Daudin, J.D. "Heat and Mass Transfer Coefficients at the Surface of a Pork Hindquarter," *Journal of Food Engineering*,32, pp 225-240, 1997.
20. Kondjoyan A. and Boisson, H.C. "Comparison of Calculated and Experimental Heat Transfer Coefficients at the Surface of Circular Cylinders Placed in a Turbulent Cross-Flow of Air," *Journal of Food Engineering*,34, pp 123-143, 1997.
21. Ghisalberti L. and Kondjoyan, A. "Convective Heat Transfer Coefficients Between Air Flow and a Short Cylinder. Effect of Air Velocity and Turbulence. Effect of Body Shape, Dimensions and Position in the Flow," *Journal of Food Engineering*, 42, pp 33-44,1999.
22. Dyban, E.P. Epick E.Ya. and L.G.Kozlova, "Combined Influence of Turbulence Intensity and Longitudinal Scale and Air Flow Accelaration on Heat Transfer of Circular Cylinder," *5 th Heat Transfer Conf.*,F.C.8.4, pp.310-314 Tokyo,1974.

[DOR: 20.1001.1.2251600.1384.24.1.19.2]

۲۷. نوری، ع. لواسانی، آ.م "انتقال گرما یک ردیف قائم از لوله های افقی توسط رطوبت سنجی،" *یازدهمین کنفرانس مهندسی مکانیک*، دانشگاه فردوسی مشهد، صفحه ٤٥٧، اردیبهشت ۱۳۸۲.

۲۸. نوری، ع. لواسانی، آ.م "اثر تشعشع روی تبخیر فیلم مایع در جریان عرضی در اطراف یک استوانه،" *دوازدهمین کنفرانس مهندسی مکانیک*، دانشگاه تربیت مدرس، صفحه ۱۰۸، اردیبهشت ۱۳۸۳.

29. Chilton, T.H., and Colburn, A.P., Ind.Eng.che, Vol. 26,pp 1187, 1934.
30. Krishne Gowda Y.T. and Aswatha P.A. "Narayana, Mixed Convection Heat Transfer Past In-Line Cylinders in aVertical Duct," *Numerical Heat Transfer*, Part A, Vol 31,pp.551-562,1997.
31. Churchill, S. and Brnstein, M. , *J. Heat Transfer*, Vol. 99, pp. 300, 1977.

23. Ssu-Hsueh Sun, and Thomas R.Marrero, "Experimental Study of Simultaneous Heat and Moisture Transfer Around Single Short Porous Cylinders During Convection Drying by a Psychrometry Method," *Int. J. Heat Mass Transfer*, Vol.39, No. 17, pp.3559-3565, 1996.
24. Trujillo, F.J. Lovatt, S.J. Harris, M.B. Willix J. and Q.T.Pham, "CFD Modeling the Heat and Mass Transfer Process During the Evaporation of Water from a Circular Cylinder," *Third International Conference on CFD in the Minerals and Process Industries CSIRO*, Melborne,Australia, pp99-104,10-12 December, 2003.
25. Trujillo, F.J. Pham, Q.T. "CFD Modeling of Heat and Moisture on a Two Dimensional model of a Beef leg," *International Congress of Refrigeration*, washington, D.C. , 2003.

۲٦. نوری، ع. لواسانی، آ.م "تبخیر فیلم مایع از یک دسته لوله در جریان عرضی، *چهارمین کنفرانس هوا فضای ایران*، دانشگاه صنعتی امیر کبیر، صفحه ٤٩٧، بهمن ۱۳۸۱.

[DOR: 20.1001.1.2251600.1384.24.1.19.2]