

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ



دانشگاه صنعتی شاهرود

دانشکده مهندسی مکانیک و مکاترونیک

گروه تبدیل انرژی

پایان نامه کارشناسی ارشد مهندسی مکانیک

بررسی آزمایشگاهی انتقال حرارت جوشش جریانی در فضای بین

دو لوله هم‌مرکز

نگارنده:

علیرضا اصغرزاده کاریزکی

اساتید راهنما

دکتر محسن نظری

دکتر محمد محسن شاه‌مردان

بهمن ۱۳۹۸

تقدیم به

پدر و مادر عزیزم

که با تمام وجود برای آموزش و پیشرفتم زحمت کشیدند

زندگی و تمام داشته‌هایم را دیدون آن‌ها هستم

امیدوارم روزی بتوانم اندکی از فداکاری‌هایشان را جبران کنم

شکر و قدردانی:

در اینجا لازم میدانم از همه کسانی که این جانب را در امر انجام این پایان نامه یاری نموده اند به خصوص جناب آقای دکتر محسن

نظری و جناب آقای دکتر محمد محسن شاه مردان که همواره از راهنمایی و مشاوره های آن مابره مند بوده ام شکر و قدردانی نمایم.

همچنین لازم میدانم از همه دوستانی که در این مدت این جانب را یاری نموده اند شکر نمایم.

علیرضا اصغرزاده

بهمن ۱۳۹۸

تهیه نامه

این جانب علیرضا اصغرزاده دانشجوی دوره کارشناسی ارشد رشته مهندسی مکانیک گرایش تبدیل انرژی

دانشکده مهندسی مکانیک دانشگاه صنعتی شاهرود نویسنده پایان نامه بررسی آزمایشگاهی انتقال حرارت جوشش

جریانی در فضای بین دولوله هم مرکز تحت راهنمایی دکتر محسن نظری و دکتر محمد محسن شاهمردان متعهد

می شوم.

- تحقیقات در این پایان نامه توسط این جانب انجام شده است و از صحت و اصالت برخوردار است .
- در استفاده از نتایج پژوهش های محققان دیگر به مرجع مورداستفاده استناد شده است .
- مطالب مندرج در پایان نامه تاکنون توسط خود یا فرد دیگری برای دریافت هیچ نوع مدرک یا امتیازی در هیچ جا ارائه نشده است .
- کلیه حقوق معنوی این اثر متعلق به دانشگاه صنعتی شاهرود می باشد و مقالات مستخرج بانام « دانشگاه صنعتی شاهرود » و یا « Shahrood University of Technology » به چاپ خواهد رسید .
- حقوق معنوی تمام افرادی که در به دست آمدن نتایج اصلی پایان نامه تأثیرگذار بوده اند در مقالات مستخرج از پایان نامه رعایت می گردد.
- در کلیه مراحل انجام این پایان نامه ، در مواردی که از موجود زنده (یا بافتهای آن ها) استفاده شده است ضوابط و اصول اخلاقی رعایت شده است .
- در کلیه مراحل انجام این پایان نامه، در مواردی که به حوزه اطلاعات شخصی افراد دسترسی یافته یا استفاده شده است اصل رازداری ، ضوابط و اصول اخلاق انسانی رعایت شده است.

تاریخ

امضای دانشجو

مالکیت نتایج و حق نشر

کلیه حقوق معنوی این اثر و محصولات آن (مقالات مستخرج ، کتاب ، برنامه های رایانه ای ، نرم افزار ها و تجهیزات ساخته شده است) متعلق به دانشگاه صنعتی شاهرود می باشد . این مطلب باید به نحو مقتضی در تولیدات علمی مربوطه ذکر شود . استفاده از اطلاعات و نتایج موجود در پایان نامه بدون ذکر مرجع مجاز نمی باشد.

حکیده

انتقال حرارت جوشش به خصوص جوشش جریانی مادون سرد به دلیل دارا بودن ضریب انتقال حرارت بالا و پایین بودن دمای مافوق گرم دیواره، از جمله مکانیزم های اساسی در خنک کاری تجهیزات صنعتی می باشد. جوشش جریانی مادون سرد زمانی رخ می دهد که دمای توده سیال کمتر و دمای سطح تماس بیشتر از دمای اشباع متناظر با فشار سیال باشد. در مطالعه حاضر با ساخت بستر آزمایشگاهی به بررسی تجربی انتقال حرارت جوشش جریانی مادون سرد در محدوده رینولدز ۳۰۰ تا ۷۰۰ در بین دو لوله هم مرکز عمودی با قطر داخلی و خارجی به ترتیب ۵۰/۷ و ۷۰/۶ میلی متر در فشار اتمسفریک و سیال کاری آب پرداخته شده و اثر پارامترهایی مانند شار حرارتی در محدوده 5 kw/m^2 تا 30 kw/m^2 و دبی حجمی در محدوده $Q=700 \text{ ml/min}$ تا $Q=1700 \text{ ml/min}$ با دمای مادون سرد 30°C و 50°C بر ضریب انتقال حرارت جوشش جریانی مادون سرد مورد بررسی قرار گرفت. به منظور اعتبارسنجی نتایج حاصل از آزمایش از روابط پرکاربرد ارائه شده برای پیش بینی ضریب انتقال حرارت جریان تک فاز و جوشش مادون سرد در فضای بین دو لوله هم مرکز استفاده شد و مشخص شد این روابط با دقت خوبی می توانند نتایج آزمایش های تک فاز و جوشش مادون سرد را پیش بینی کنند. نتایج نشان داد که ضریب انتقال حرارت به شدت تابعی از شار حرارتی می باشد و در یک دبی حجمی و دمای مادون سرد ورودی ثابت با زیاد شدن شار حرارتی، ضریب انتقال حرارت افزایش می یابد به گونه ای که در شار حرارتی 5 kw/m^2 تا 30 kw/m^2 ، ضریب انتقال حرارت بین $223 \text{ W/m}^2\text{k}$ تا $713 \text{ W/m}^2\text{k}$ تغییر می کند. همچنین در یک شار حرارتی ثابت با کاهش دبی جرمی در ناحیه جوشش مادون سرد، ضریب انتقال حرارت تا ۲۵٪ افزایش می یابد. تغییرات دمای مادون سرد سیال نیز منجر به تغییر ضریب انتقال حرارت تا ۳۵٪ می شود. در این مطالعه تجربی، دستگاه به گونه ای طراحی شده است که امکان مشاهده پدیده جوشش مادون سرد از بیرون مجموعه

آزمایشگاهی فراهم شده و در دو ارتفاع مشخص از لوله عمودی نسبت به اندازه‌گیری ضریب انتقال حرارت اقدام شده است.

کلمات کلیدی: جوشش جریانی، دو لوله هم‌مرکز، مادون سرد، انتقال حرارت

لیست مقالات مستخرج از پایان نامه

- ۱- مسعود یار احمدی؛ محسن نظری؛ محمد محسن شاه مردان؛ علیرضا اصغرزاده "بررسی تجربی انتقال حرارت جریان جوشش جریانی مادون سرد در بین دو لوله هم مرکز". نشریه مهندسی مکانیک امیرکبیر (۱۳۹۸)

فهرست مطالب

ز	فهرست جداول
س	فهرست اشکال
ض	فهرست علائم
۱	فصل ۱: مقدمه
۲	۱-۱ مقدمه
۳	۲-۱ اهداف
۳	۳-۱ نوآوری
۳	۴-۱ ساختار پایان نامه
۵	فصل ۲: معرفی پدیده جوش
۶	۱-۲ جوش
۷	۱-۱-۲ انواع جوش
۷	۱-۱-۱-۲ جوش استخری
۷	۲-۱-۱-۲ جوش جریان‌ی
۸	۲-۱-۲ جوش جریان‌ی مادون سرد
۱۱	۲-۲ نواحی و الگوهای جوش جریان‌ی در لوله‌های عمودی
۱۷	فصل ۳: مروری بر پیشینه تحقیق
۱۸	۱-۳ مقدمه
۱۸	۲-۳ پیشینه پژوهش
۲۴	۱-۲-۳ پیشینه روابط موجود در منابع
۲۹	۲-۲-۳ روابط منتخب در انتقال حرارت تک‌فاز لوله‌های هم‌مرکز

- ۳-۲-۳ روابط منتخب در انتقال حرارت جوشش جریانی برای لوله‌های هم‌مرکز عمودی ۳۰
- ۳-۲-۳-۱ رابطه چن ۳۰
- ۳-۲-۳-۲ رابطه جانگر و وینرتون ۳۲
- ۳-۲-۳-۳ رابطه لیو و وینرتون ۳۲
- ۳-۲-۳-۴ رابطه شاه ۳۳

فصل ۴ : لوازم و تجهیزات آزمایشگاهی ۳۷

- ۴-۱ مقدمه ۳۸
- ۴-۲ نمای کلی دستگاه آزمایش ۳۸
- ۴-۳ تجهیزات مورد استفاده ۴۰
- ۴-۳-۱ بخش آزمون ۴۰
- ۴-۳-۲ پمپ ۴۲
- ۴-۳-۳ اتصالات ۴۲
- ۴-۳-۴ عایق حرارتی ۴۲
- ۴-۳-۵ سنسور دما ۴۳
- ۴-۳-۵-۱ سنسور دمای سیال ۴۳
- ۴-۳-۵-۲ سنسور دمای سطح ۴۴
- ۴-۳-۵-۳ سنسور فشار ۴۵
- ۴-۳-۱ منبع تغذیه ۴۶
- ۴-۳-۲ کلمپ آمپر متر ۴۶
- ۴-۳-۳ پیش گرم کن ۴۷
- ۴-۳-۴ کنترل کننده دمای ورودی سیال ۴۷
- ۴-۳-۵ دستگاه ثبت داده‌ها ۴۸
- ۴-۳-۵-۱ دستگاه ثبت دما ۴۸
- ۴-۳-۵-۲ دستگاه ثبت فشار ۴۹
- ۴-۴ نحوه انجام آزمایش ۴۹

فصل ۵: نتایج..... ۵۳

۱-۵ مقدمه..... ۵۴

۲-۵ شرایط آزمایش..... ۵۴

۳-۵ آنالیز عدم قطعیت..... ۵۵

۴-۵ معادلات حاکم بر مسئله..... ۵۶

۵-۵ اعتبار سنجی نتایج..... ۵۹

۶-۵ نتایج حاصل از آزمایش..... ۶۱

۱-۶-۵ دمای سطح لوله..... ۶۱

۲-۶-۵ دمای توده سیال متحرک..... ۶۴

۳-۶-۵ ضریب انتقال حرارت جوشش..... ۶۶

۱-۳-۶-۵ تغییرات ضریب انتقال حرارت در طول لوله..... ۶۶

۲-۳-۶-۵ تأثیر دبی حجمی بر ضریب انتقال حرارت..... ۶۹

۳-۳-۶-۵ تأثیر شار حرارتی بر ضریب انتقال حرارت..... ۷۱

۴-۳-۶-۵ تأثیر دمای مادون سرد ورودی بر ضریب انتقال حرارت..... ۷۴

فصل ۶: نتیجه گیری و پیشنهادها..... ۷۷

۱-۶ بحث و نتیجه گیری..... ۷۸

۲-۶ پیشنهادها..... ۸۰

مراجع..... ۸۱

فهرست جداول

- جدول ۱-۳: روابط منتخب کیم و قاجار در انتقال حرارت دوفازی [۳۶] ۲۵
- جدول ۲-۳: ادامه روابط منتخب کیم و قاجار در انتقال حرارت دوفازی [۳۶] ۲۶
- جدول ۳-۳: ادامه روابط منتخب کیم و قاجار در انتقال حرارت دوفازی [۳۶] ۲۷
- جدول ۴-۳: ادامه روابط منتخب کیم و قاجار در انتقال حرارت دوفازی [۳۶] ۲۸
- جدول ۱-۵: متغیرهای آزمایش ۵۴
- جدول ۲-۵: مقادیر عدم قطعیت مولفه های تاثیرگذار مساله ۵۵
- جدول ۳-۵: طول مادون سرد برای شرایط مختلف آزمایش ۵۸
- جدول ۴-۵: مقایسه نتایج حاصل از آزمایش با رابطه شاه [۶۲] ۶۱

فهرست اشکال

- شکل ۱-۲: وسیله گرمایش نوکیاما [۴] ۶
- شکل ۲-۲: منحنی جوشش برای آب در فشار اتمسفر [۴] ۹
- شکل ۳-۲: رژیم‌های مختلف جوشش جریانی در یک لوله عمودی [۱] ۱۲
- شکل ۱-۳: نقشه جوشش جریانی استقلال / وابستگی گرانش و مقایسه با مطالعه بوور [۲۷] ... ۲۲
- شکل ۲-۳: مرز بین جوشش مادون سرد پایین و بالا [۶۲] ۳۵
- شکل ۱-۴: طرح شماتیک دستگاه آزمایش ۳۸
- شکل ۲-۴: نمای کلی دستگاه آزمایش و بخش آزمون ۳۹
- شکل ۳-۴: طرح شماتیک بخش آزمون ۴۱
- شکل ۴-۴: پمپ دنده‌ای میکرو لانگر مدل WT3000-1FB ۴۲
- شکل ۵-۴: اتصالات پلی‌آمید ۴۳
- شکل ۶-۴: عایق حرارتی ۴۳
- شکل ۷-۴: سنسور اندازه‌گیری دمای سیال از نوع PT100 پراب دار ۴۴
- شکل ۸-۴: شماتیکی از مقطع از لوله و محل نصب ترموکوپل‌های نوع k ۴۵
- شکل ۹-۴: سنسور اندازه‌گیری فشار A-10 ۴۶
- شکل ۱۰-۴: منبع تغذیه الف) تنظیم‌کننده ولتاژ ب) ثابت‌کننده جریان ۴۷
- شکل ۱۱-۴: پیش گرم کن ۴۸
- شکل ۱۲-۴: کنترل‌کننده دمای ورودی سیال ۴۸
- شکل ۱-۵: نمودارهای جوشش برای دمای اشباع 100°C در فاصله محوری $z = 45 \text{ cm}$... ۶۲
- شکل ۲-۵: نمودارهای جوشش برای دمای اشباع 100°C در فاصله محوری $z = 45 \text{ cm}$... ۶۳

شکل ۳-۵: نمودارهای جوشش برای دمای اشباع 100°C در فاصله محوری $z = 45\text{ cm}$ ۶۳

شکل ۴-۵: بررسی تأثیر دمای مادون سرد ورودی بر روی دمای سطح در مکان محوری $z = 45\text{ cm}$ و دبی حجمی $Q = 1700\text{ ml/min}$ ۶۴

شکل ۵-۵: نمودار تغییرات دمای توده سیال بر حسب شارهای حرارتی مختلف در طول لوله و دبی حجمی $Q = 1700\text{ ml/min}$ با دمای مادون سرد ورودی 50°C ۶۵

شکل ۶-۵: نمودار تغییرات دمای توده سیال بر حسب دبی‌های حجمی مختلف در طول لوله و شار حرارتی ثابت 20 kwm^2 برای دمای مادون سرد ورودی 50°C ۶۶

شکل ۷-۵: تغییرات ضریب انتقال حرارت در طول لوله در دبی حجمی $Q = 1200\text{ ml/min}$ و دمای مادون سرد ورودی 50°C ۶۸

شکل ۸-۵: تغییرات ضریب انتقال حرارت در طول لوله در دبی حجمی $Q = 1700\text{ ml/min}$ و دمای مادون سرد ورودی 50°C ۶۸

شکل ۹-۵: تأثیر دبی حجمی بر ضریب انتقال حرارت در دمای مادون سرد ورودی 50°C و فاصله محوری $z = 45\text{ cm}$ ۷۰

شکل ۱۰-۵: تأثیر دبی حجمی بر ضریب انتقال حرارت در دمای مادون سرد ورودی 35°C و فاصله محوری $z = 45\text{ cm}$ ۷۰

شکل ۱۱-۵: تأثیر شار حرارتی بر ضریب انتقال حرارت در دبی حجمی $Q = 1200\text{ ml/min}$ مکان محوری ثابت $z = 45\text{ cm}$ برای مادون سرد ورودی 50°C ۷۲

شکل ۱۲-۵: تأثیر شار حرارتی بر ضریب انتقال حرارت در مکان محوری ثابت $z = 45\text{ cm}$ برای مادون سرد ورودی 50°C ۷۳

شکل ۱۳-۵: اثر افزایش شار حرارتی بر رفتار حباب روی سطح در جوشش مادون سرد در دبی حجمی $Q = 1200\text{ ml/min}$ و دمای مادون سرد ورودی 50°C ۷۳

شکل ۵-۱۴: تأثیر دمای مادون سرد ورودی بر ضریب انتقال حرارت در مکان محوری ثابت $z =$

۴۵cm و دبی حجمی $Q=1200 \text{ ml/min}$ ۷۴

فهرست علائم

علائم لاتین

m^2	A	سطح مقطع لوله
بدون بعد	BO	عدد جوشش
$J/kg\ k$	C_p	گرمای ویژه
m	D	قطر لوله
m	D_H	قطر هیدرولیک
$Kg/m^2\ s$	G	شار جرمی
$W/m^2\ k$	h	ضریب انتقال حرارت
A	I	شدت جریان الکتریکی
J/kg	h_{fg}	گرمای نهان تبخیر
W/mK	K	رسانش حرارتی
m	L	طول لوله
ml/min	Q	دبی حجمی
kg/s	\dot{m}	دبی جرمی
بدون بعد	Nu	عدد ناسلت
بدون بعد	Pr	عدد پرانتل
pa	P	فشار
KW/m^2	q	شار حرارتی

KW/m^2	Q_E	توان حرارتی
بدون بعد	Re	عدد رینولدز
$^{\circ}C$	T	دما
m/s	u	سرعت
volt	V	پتانسیل الکتریکی

علائم یونانی

Kg/m^3	ρ	چگالی
$N S/m^2$	μ	لزجت دینامیکی
m^2/s	ϑ	لزجت سینماتیکی
m^2/s	α	ضریب نفوذ حرارتی
بدون بعد	x_{TT}	ضریب لاکهارت مارتینلی

زیر نویس ها

b	توده سیال (بالک)
cb	جوشش جابه جایی
nb	جوشش هسته ای
cr	بحرانی
l - f	مایع
z	فاصله محوری
ONB	شروع جوشش هسته ای
sat	شرایط اشباع
TP	شرایط دوفاز
g	گاز
w	سطح
i	داخلی
o	خارجی
in	ورودی
out	خروجی
Sc - sub	مادون سرد
sl	ظاهری مایع
sg	ظاهری گاز

فصل ۱: مقدمه

۱-۱ مقدمه

پدیده انتقال حرارت جوشش به تبخیر در فصل مشترک جامد-مایع گفته می‌شود. انتقال حرارت جوشش زمانی رخ می‌دهد که دمای سطح از دمای اشباع متناظر با فشار سیال بیشتر باشد. انتقال حرارت جوشش به دلیل دارا بودن گرمای نهان تبخیر که در نتیجه تغییر فاز ایجاد می‌شود در مقایسه با انتقال حرارت تک فاز، مؤثرتر می‌باشد. در طی فرآیند جوشش ضریب انتقال حرارت بسیار بالاست، به همین دلیل این فرآیند می‌تواند حرارت بالایی را از سیستم دفع کند.

جوشش به‌عنوان فرآیندی که بیشترین ضریب انتقال حرارت را دارد در سیستم‌های خنک کاری مورد استفاده قرار می‌گیرد. در کنترل حرارتی اکثر سیستم‌های تبدیل انرژی و تبدیل گرهای حرارتی، انتقال حرارت جوشش از جایگاه ویژه‌ای برخوردار می‌باشد. از جمله کاربردهای جوشش می‌توان به طراحی بویلرها، وسایل تبرید، راکتورهای هسته‌ای، خنک‌کاری وسایل الکترونیکی، اواپراتورها و بسیاری از تجهیزات اصلی دیگر در نیروگاه‌ها و صنایع الکترونیکی و شیمیایی اشاره کرد. جوشش جریانی شامل جوشش جریانی اشباع و جوشش جریانی مادون سرد است. جوشش جریانی مادون سرد زمانی رخ می‌دهد که دمای توده سیال کمتر و دمای سطح تماس بیشتر از دمای اشباع متناظر با فشار سیال باشد [۱]. انتقال حرارت جوشش به‌خصوص جوشش جریانی مادون سرد به دلیل دارا بودن ضریب انتقال حرارت بالا و پایین بودن دمای مافوق‌گرم دیواره، از جمله مکانیزم‌های اساسی در خنک کاری تجهیزات می‌باشد. حداکثر شار حرارتی را که می‌توان به سیستم وارد کرد بدون آنکه به سیستم آسیبی وارد شود را شار حرارتی بحرانی (CHF) گویند. به‌طور تجربی تأیید شده است که بازده انتقال حرارت و شار حرارتی بحرانی (CHF) جوشش جریان مادون سرد نسبت به جوشش جریان اشباع عملکرد بهتری دارد [۲-۳].

۱-۲ اهداف

در مطالعه حاضر به بررسی و محاسبه نرخ انتقال حرارت در فضای بین دو لوله هم‌مرکز عمودی در حالت تک‌فاز و جوشش جریانی مادون‌سرد می‌پردازیم. همچنین تأثیر پارامترهایی مانند شار حرارتی، دبی جرمی و دمای مادون‌سرد ورودی بر روی ضریب انتقال حرارت جوشش جریانی مادون‌سرد را نیز بررسی می‌کنیم. علاوه بر آن، به منظور صحت‌سنجی نتایج آزمایش‌ها، نتایج با رابطه شاه [۵۰] برای جوشش جریانی مادون‌سرد در فضای بین دو لوله هم‌مرکز اعتبار سنجی شده است.

۱-۳ نوآوری

در این پژوهش، انتقال حرارت جوشش جریانی مادون‌سرد در فضای بین دو لوله هم‌مرکز بررسی شده است. طبق تحقیقات و مطالعات صورت گرفته، انتقال حرارت جوشش جریانی مادون‌سرد در فضای بین دو لوله هم‌مرکز با شار حرارتی ثابت و با امکان آشکارسازی تاکنون انجام نشده است و مطالعات پایه‌ای عمیق‌تری در این زمینه لازم است.

۱-۴ ساختار پایان‌نامه

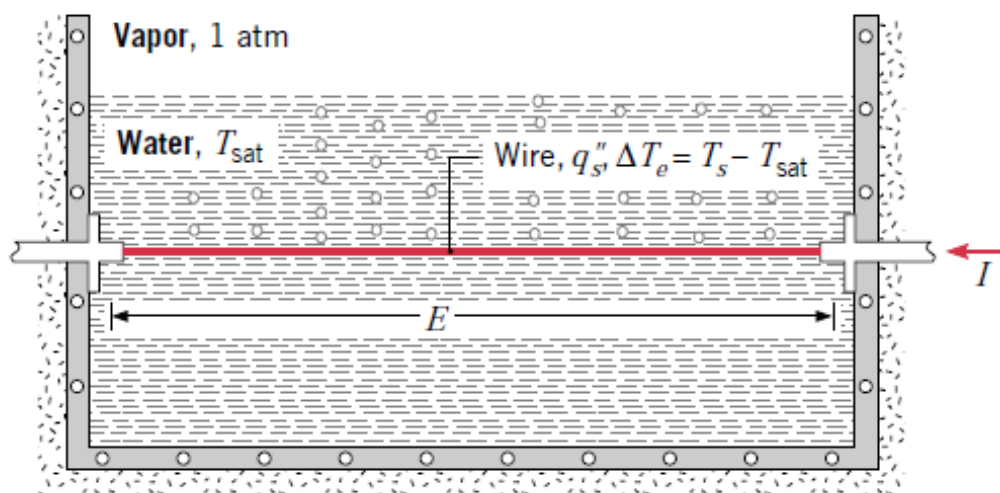
در فصل اول این پایان‌نامه مروری مختصر بر ساختار کلی پایان‌نامه خواهد شد. در فصل دوم، به معرفی پدیده جوشش پرداخته خواهد شد. به دنبال آن در فصل سوم مروری بر کارهای گذشته در این زمینه خواهیم داشت و همچنین روابط موجود برای محاسبه ضریب انتقال حرارت جوشش جریانی تک‌فاز و مادون‌سرد در لوله‌های عمودی بیان می‌شود. در فصل چهارم به معرفی دستگاه آزمایشگاهی و بخش‌های مختلف آن پرداخته می‌شود و در ادامه در فصل پنجم به بررسی نتایج تجربی و مقایسه آن‌ها با مقادیر پیش‌بینی شده پرداخته و نتیجه‌گیری و پیشنهادهایی برای کارهای بیشتر در فصل ششم ارائه می‌شود.

فصل ۲ : معرفی پدیده جوشش

۱-۲ جوشش

پدیده انتقال حرارت جوشش به تبخیر در فصل مشترک جامد - مایع گفته می‌شود و زمانی رخ می‌دهد که دمای سطح از دمای اشباع متناظر با فشار سیال بیشتر باشد ($T_w > T_{sat}$). انتقال حرارت جوشش به دلیل دارا بودن گرمای نهان تبخیر که در نتیجه تغییر فاز ایجاد می‌شود در مقایسه با انتقال حرارت تک فاز، مؤثرتر می‌باشد. جوشش، یکی از فرایندهای تغییر فاز می‌باشد که دارای بیشترین نرخ انتقال حرارت است. در فرآیند جوشش، ابتدا انرژی از سطح گرم شده به لایه مافوق گرم چسبیده به سطح منتقل شده و سپس قسمت اعظم این انرژی به صورت گرمای نهان به حباب‌ها منتقل می‌شود. باقی‌مانده انرژی به صورت جابه‌جایی تک فازی به سیال منتقل می‌شود. بنابراین حباب‌ها در انتقال حرارت جوشش نقش مهمی ایفا می‌کنند.

نوکیاما اولین کسی بود که با ساخت دستگاه آزمایش گرمایش که در شکل ۱-۲ نشان داده شده است منحنی جوشش را ارائه داد که در آن شار حرارتی دیواره در برابر سوپرهیت دیواره رسم شده است و توانست به نواحی مختلف جوشش پی ببرد [۴].



شکل ۱-۲: وسیله گرمایش نوکیاما [۴]

۲-۱-۱ انواع جوشش

پدیده جوشش را با توجه به سرعت سیالی که از روی سطح گرم عبور می‌کند می‌توان به دو دسته اصلی جوشش استخری^۱ و جوشش جریان^۲ تقسیم کرد. در جوشش استخری مایع ساکن است در حالی که در جوشش جریان حرکت سیال توسط عوامل خارجی مانند پمپ بر روی سطح گرم به وجود می‌آید. همچنین جوشش بر اساس دمای سیال به دو دسته جوشش زیر اشباع یا همان مادون سرد^۳ و جوشش اشباع تقسیم می‌شود. در جوشش مادون سرد دمای سیال کمتر از دمای اشباع (T_{sat}) آن است و حباب‌های ایجاد شده در سطح مایع ممکن است چگالیده شوند. در جوشش اشباع دمای مایع کمی بیشتر از دمای اشباع آن است.

۲-۱-۱-۱ جوشش استخری

در جوشش استخری مایع ساکن است و حرکت آن در نزدیکی سطح جامد ناشی از دو اثر می‌باشد: جابه‌جایی آزاد و رشد و جدایی حباب‌ها در سطح جامد. اگر دمای سیال برابر با دمای اشباع باشد، جوشش استخری را اشباع و اگر دمای سیال پایین‌تر از دمای اشباع باشد، جوشش استخری مادون سرد گویند. جوشش استخری نقطه شروع بحث انتقال گرما در سیستم‌های جوششی است.

۲-۱-۱-۲ جوشش جریان

در جوشش جریان، سیال در حال حرکت بوده و حرکت سیال ممکن است توسط عوامل خارجی مانند پمپ به وجود آید. جوشش جریان شامل جوشش جریان اشباع و جوشش جریان مادون سرد است. اگر دمای سیال کمتر از دمای اشباع آن باشد، فرآیند جوشش را جوشش جریان مادون سرد و اگر دمای سیال برابر با دمای اشباع آن باشد جوشش جریان اشباع می‌باشد. در پروسه جوشش

^۱ Pool boiling

^۲ Flow boiling

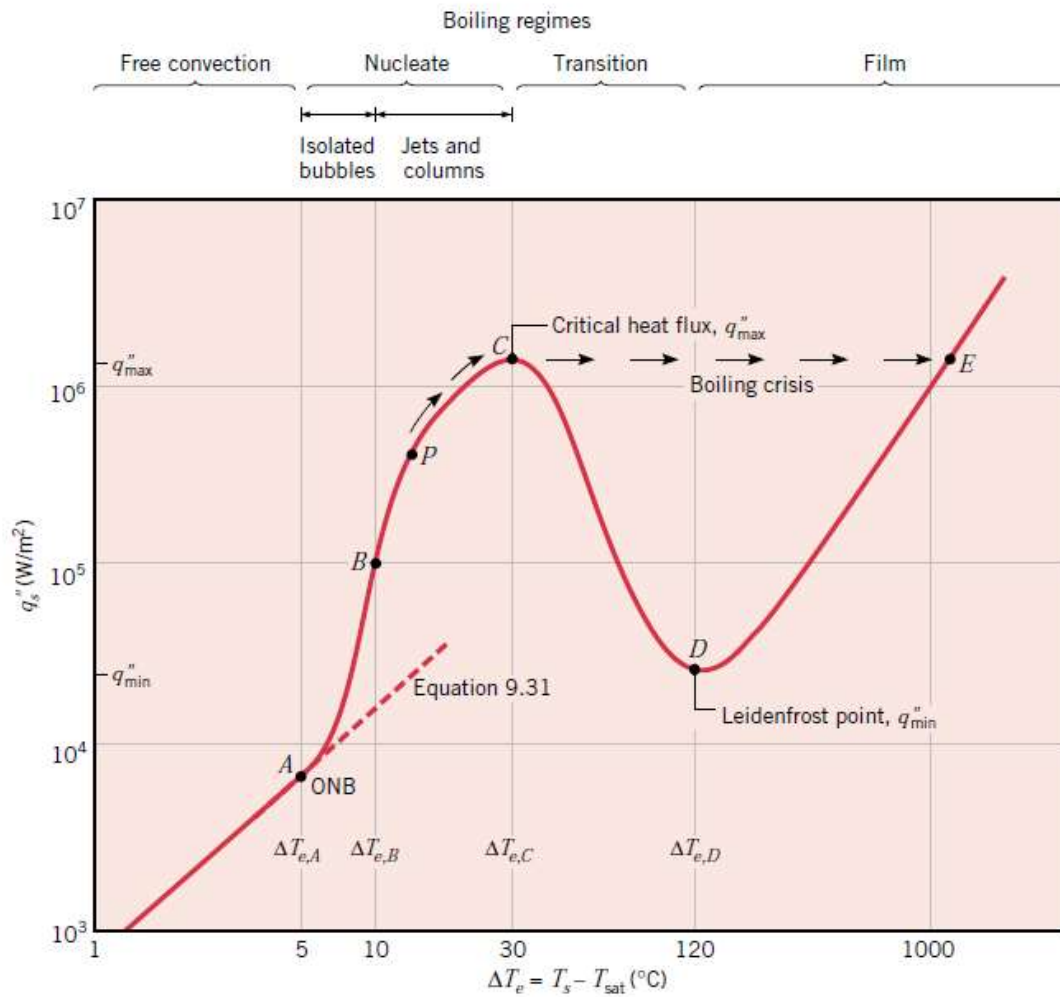
^۳ Subcooled boiling

جریانی، انرژی ابتدا از سطح گرم به لایه مافوق گرم چسبیده به سطح منتقل می‌شود. انتقال حرارت کلی از سطح به سیال از سه مؤلفه تشکیل می‌شود: گرمای نهان که توسط حباب‌ها گرفته می‌شود، هدایت گذرا در زمانی که حباب از سطح جدا می‌شود، و جابه‌جایی تک‌فازی در جاهایی که حباب وجود ندارد. بیشترین انتقال حرارت توسط گرمای نهان حباب‌ها می‌باشد بنابراین حباب‌ها نقش مهمی در انتقال حرارت جوشش جریانی ایفا می‌کنند. در جوشش جریانی داخل لوله، سیال با جذب گرما تبدیل به دو فاز مایع و بخار شده و پس از آن در نهایت به جریان خالص بخار تبدیل می‌شود. جوشش جریانی در داخل لوله‌های قائم دستگاه‌های مختلفی از قبیل بویلرها و اواپراتورها رخ می‌دهد.

۲-۱-۲ جوشش جریانی مادون سرد

در جوشش مادون سرد دمای سیال کمتر از دمای اشباع (T_{sat}) آن است و حباب‌های ایجادشده در سطح مایع ممکن است چگالیده شوند. جوشش جریانی مادون سرد به دلیل دارا بودن ظرفیت انتقال حرارت بالا و مافوق‌گرم پایین دیواره در پروسه‌هایی که آهنگ انتقال حرارت بالا موردنیاز می‌باشد، حائز اهمیت است.

از آنجایی که جوشش استخری را می‌توان نقطه شروع بحث انتقال گرما در سیستم‌های جوششی دانست برای درک دقیق‌تر جوشش جریانی مادون سرد، ابتدا مکانیزم جوشش در جوشش استخری توضیح داده شده و سپس برای جوشش جریانی تعمیم داده شده است. مطالعاتی که روی آهنگ انتقال حرارت در جوشش استخری صورت گرفته است، معمولاً روی نموداری برحسب دمای سطح گرم‌کن رسم می‌شود که به منحنی جوشش معروف است. منحنی جوشش برای آب در فشار اتمسفر در شکل ۲-۲ آورده شده است [۴]. سیالات دیگر نیز از همین منحنی پیروی می‌کنند.



شکل ۲-۲: منحنی جوشش برای آب در فشار اتمسفر [۴]

در این منحنی معرف دمای مازاد است که T_s دمای سطح و T_{sat} دمای اشباع می‌باشد. همچنین شار حرارتی داده شده به سطح می‌باشد.

در ناحیه خطی که در نمودار مشخص شده است ($\Delta T_e \leq 5^\circ\text{C}$) جوشش با جابه‌جایی آزاد رخ می‌دهد. در این حالت، بخاری که با سیال در تماس است به اندازه‌ای نیست که بتواند جوشش دمای اشباع را ایجاد کند به طوری که اختلاف درجه حرارت بین سطح و سیال از طریق انتقال حرارت آزاد به سطح سیال و از آنجا به فضای آزاد بخار منتقل می‌شود. با افزایش دمای مازاد در این ناحیه تشکیل

حباب در نقطه A که آن را نقطه‌ی شروع جوشش هسته‌ای (ONB)^۱ می‌گویند شروع می‌شود. ONB که در شکل نیز آورده شده است، زمانی اتفاق می‌افتد که دمای سطح به اندازه کافی برای تولید حباب به دمای مازاد رسیده باشد. ناحیه A تا C روی منحنی ($5^{\circ}\text{C} \leq \Delta T_e \leq 30^{\circ}\text{C}$) منطقه جوشش هسته‌ای را نشان می‌دهد. در این جوشش دو ناحیه وجود دارد: ناحیه A-B و ناحیه B-C. در ناحیه A-B حباب‌های اندکی روی سطح ایجاد شده و از سطح جدا می‌شوند. این جدایی باعث می‌شود سیال نزدیک سطح شدیداً آمیخته شود و شار و ضریب انتقال حرارت افزایش یابد. در این ناحیه انتقال گرما بین سطح و سیال سهم اصلی را دارد و حباب‌هایی که از سطح جدا می‌شوند سهم ناچیزی در انتقال گرما دارند. در ناحیه B-C رفته‌رفته با افزایش شار حرارتی مکان‌های هسته‌زایی بیشتری فعال شده و حباب‌های بیشتری تولید می‌شوند تا اینکه در شارهای حرارتی بالا حباب‌ها بعد از جدایش به همدیگر پیوسته و یک بخار بی‌شکل را تشکیل می‌دهند. نقطه P روی منحنی نقطه عطف منحنی جوشش است. در این نقطه ضریب انتقال حرارت بیشترین مقدار خود را دارد و با افزایش دمای مافوق‌گرم دیواره ضریب انتقال حرارت شروع به کاهش می‌کند اما شار حرارتی به افزایش خود ادامه می‌دهد زیرا در این حالت افزایش نسبی دمای مافوق‌گرم از کاهش نسبی ضریب انتقال حرارت بیش‌تر است. در این نقطه با افزایش شار حرارتی ستون‌هایی از حباب در نزدیکی سطح تشکیل می‌شوند. با ادامه این روند ممکن است اثر تقابل ستون‌های حباب و سیال طوری باشد که دیگر سیال نتواند در تماس با سطح گرم قرار بگیرد و از خیس شدن سطح توسط سیال جلوگیری شود که در این حالت شار حرارتی بحرانی (CHF)^۲ اتفاق می‌افتد. نقطه C روی منحنی جوشش معرف شار حرارتی بحرانی است که در واقع شار حرارتی به بیشترین مقدار خود می‌رسد. در شار حرارتی بحرانی ضریب انتقال حرارت افت شدیدی پیدا کرده و به تبع آن دمای سطح دچار افزایش چشم‌گیری می‌گردد که حتی

^۱ onset of nucleate boiling

^۲ critical heat flux

می‌تواند منجر به ذوب شدن سطح نیز گردد. شرط محدودکننده برای استفاده از انتقال حرارت جوشش، شار گرمایی بحرانی است یعنی CHF در واقع مرز بیشترین شار گرمایی است که در تجهیزات گرمایی می‌توان بدون آسیب دیدن سطح گرمایی از آن استفاده کرد.

ناحیه C-D ($30^{\circ}\text{C} \leq \Delta T_e \leq 120^{\circ}\text{C}$) روی منحنی ناحیه گذر می‌باشد. در این ناحیه جوشش انتقالی روی می‌دهد. در این جوشش تشکیل حباب آنقدر سریع است که فیلم پایداری از بخار روی سطح را می‌گیرد. با افزایش دمای مافوق‌گرم در این ناحیه، وسعت سطح پوشیده شده از بخار افزایش می‌یابد.

در ناحیه $\Delta T_e \geq 120^{\circ}\text{C}$ جوشش فیلمی رخ می‌دهد. در نقطه D که آن را نقطه لیدن فراست^۱ می‌گویند، شار گرما کمترین مقدار خود را دارد و سطح جامد کاملاً پوشیده از بخار است. در این جوشش انتقال حرارت از سطح جامد به سیال از طریق هدایت در بخار روی می‌دهد [۴].

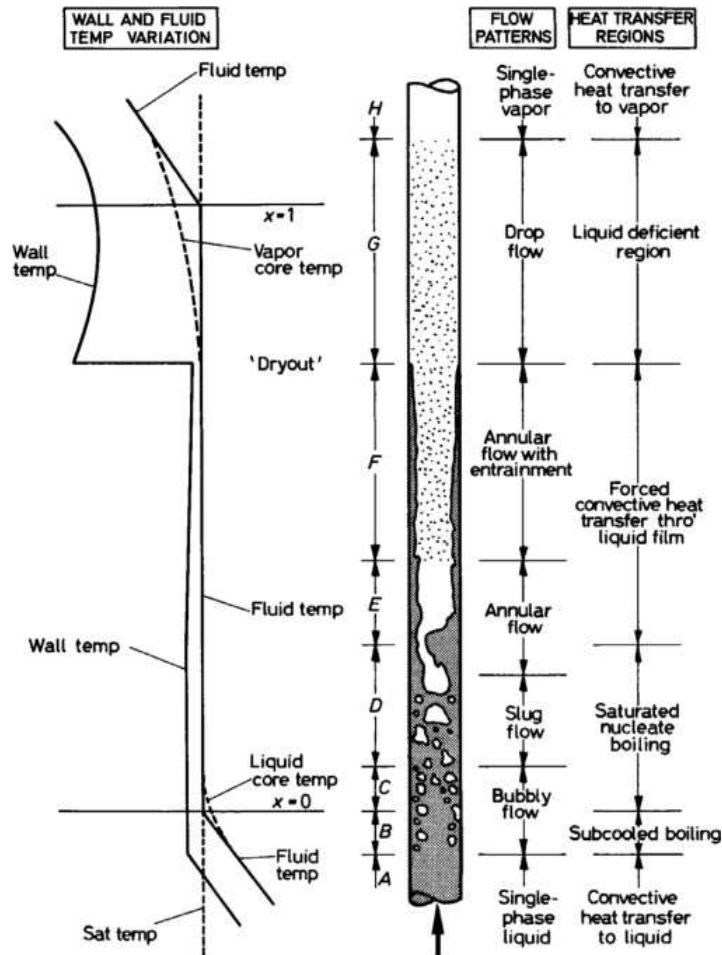
۲-۲ نواحی و الگوهای جوشش جریانی در لوله‌های عمودی

در جوشش جریانی درون یک کانال با افزایش کیفیت بخار، رژیم‌های مختلفی از انتقال حرارت اتفاق می‌افتد. بهترین حالت برای درک مکانیزم‌های مختلف انتقال حرارت جوشش جریانی بررسی جریان بالارونده از یک لوله عمودی می‌باشد. در این حالت نیروی شناوری با تقویت جریان دوفازی و سرعت نسبی بین دو فاز انتقال حرارت را افزایش می‌دهد. شکل ۲-۳ نواحی مختلف جریان و انتقال حرارت را از مرحله ورود جریان مادون‌سرد تا تشکیل فاز کامل بخار نشان می‌دهد [۱].

همان‌طور که در شکل ۲-۳ مشخص است در ورودی کانال دمای سیال خیلی سردتر از آن است که حباب بتواند تشکیل شود در نتیجه رژیم جریان مایع تک فاز بوده و رژیم انتقال حرارت جابجایی

^۱ Leidenfrost point

اجباری می‌باشد. با شروع جوشش، رژیم‌ها حبابی، اسلاگ^۱، حلقوی^۲ و به دنبال آن جریان قطره‌ای^۳ و در نهایت جریان تک فازی بخار^۴ اتفاق می‌افتد. اکنون با توجه به شکل ۲-۳ به توضیح هر کدام از این الگوها و نواحی جریان می‌پردازیم.



شکل ۲-۳: رژیم‌های مختلف جوشش جریانی در یک لوله عمودی [۱]

ناحیه A جریان جابه‌جایی اجباری مایع مادون سرد می‌باشد. در این ناحیه انتقال حرارت در فاز

^۱ slug

^۲ annular

^۳ Drop flow

^۴ Single phase vapor

مایع صورت می‌گیرد. به دلیل پایین بودن درجه حرارت لوله و سیال داخل آن هیچ‌گونه حبابی از بخار تشکیل نمی‌گردد و به همین دلیل دمای سیال و جداره لوله در این ناحیه مرتب افزایش می‌یابد [۱].

در انتهای ناحیه A و در ورود به ناحیه B اولین حباب‌های بخار در مجاورت سطح لوله تشکیل می‌گردند. این حباب‌ها پس از رشد از سطح کنده می‌شوند. و البته به دلیل اینکه دمای مایع در مرکز لوله از دمای اشباع و دمای مایع در نزدیکی جداره کمتر است، حباب‌های فوق در نواحی مرکزی مقطع لوله از بین می‌روند. با فروپاشی حباب‌ها تلاطم جریان بیشتر شده و این باعث افزایش ضریب انتقال حرارت می‌شود و دمای توده سیال را افزایش می‌دهد. الگوی جریان در این ناحیه به جریان حبابی^۱ معروف می‌باشد. رژیم جریان در این حالت، جوشش مادون سرد^۲ نام دارد. این حالت تا زمانی که دمای توده سیال به دمای اشباع برسد، ادامه خواهد داشت. در جوشش مادون سرد که دمای سیال پایین‌تر از دمای اشباع می‌باشد، عملاً هیچ‌گونه حبابی در نقطه ONB روی سطح دیده نمی‌شود. با افزایش شار حرارتی سطح، به تدریج حباب‌ها روی سطح ظاهر شده، اما قبل از جدا شدن از سطح چگالیده می‌شوند [۱].

در ناحیه D گلوله‌های نامتقارن حباب، موجب کندی انتقال حرارت خواهند شد. الگوی جریان در این ناحیه، جریان اسلاگ^۳ نامیده می‌شود در حالی که وضعیت انتقال حرارت هنوز به صورت جوشش هسته‌ای اشباع می‌باشد. با به هم پیوستن لخته‌های حباب به یکدیگر، قسمت اعظم مقطع جریان توسط بخار اشغال می‌شود. به طوری که در این ناحیه مخروطی از بخار در وسط لوله شکل گرفته که اندازه آن تقریباً نزدیک به قطر لوله می‌باشد و اطراف آن را لایه‌ای از آب فرا می‌گیرد. اینک در لایه‌ای از آب که در مجاورت سطح خارجی مخروط بخار قرار دارد، تبخیر صورت می‌گیرد و فرآیند تبخیر از این مرحله به بعد خود را می‌نمایاند. با توجه به اینکه در این مرحله سطح مقطع بخار تشکیل شده

^۱ Bubbly Flow

^۲ Subcooled boiling

^۳ Slug Flow

نزدیک به سطح مقطع مایع است، مقاومت در جریان بیشتر شده و سرعت جریان کاهش می‌یابد. می‌توان این مرحله را گذار به وضعیت جریان حلقوی^۱ دانست [۵].

با افزایش سرعت گاز الگوی جریان اسلاگ شروع به فروپاشی می‌کند به طوری که در ناحیه E دیگر حبابی دیده نمی‌شود. در اثر ادامه عمل جوشش، ضخامت فیلم مایع کاهش می‌یابد و در ازای آن سرعت جریان بخار که در تماس با مایع نیز می‌باشد افزایش پیدا می‌کند. این افزایش موجب اغتشاش جریان شده و ضریب انتقال حرارت را افزایش می‌دهد. در نتیجه دمای لوله اندکی افت کرده و پایین‌تر از دمای اشباع قرار می‌گیرد. به همین دلیل است که عمل جوشش مایع و تشکیل حباب بر روی جداره لوله دیگر اتفاق نمی‌افتد. بلکه تبخیر تنها در سطح فیلم مایع رخ می‌دهد. الگوی جریان در این ناحیه به جریان حلقوی موسوم است. وضعیت انتقال حرارت در اوایل این ناحیه به صورت جوشش هسته‌ای اشباع بوده و سپس به صورت جابجایی اجباری از طریق فیلم مایع در خواهد آمد [۵].

در ناحیه F جریان کاملاً متلاطم است. بخار با سرعت بیشتری حرکت می‌کند و برخورد آن با سطح فیلم مایع موجب کنده و پراکنده شدن ذرات مایع در داخل بخار می‌گردد. در این ناحیه ضخامت فیلم مایع به علت تبخیر سطحی و پراکنده شدن ذرات مایع از سطح فیلم باز هم کاهش می‌یابد به گونه‌ای که در انتهای این ناحیه فیلم مایع کاملاً ناپدید می‌گردد. این نقطه را نقطه خشک^۲ می‌نامند. دمای بخار از این ناحیه به بعد افزایش می‌یابد. در این نقطه ضریب انتقال حرارت و دمای جداره لوله افزایش می‌یابد. در ناحیه G برخلاف محو شدن فیلم مایع، هنوز قطرات مایع در بخار وجود دارند. در این مرحله که به الگوی جریان قطره‌ای^۳ موسوم است، سیال هنوز در حالت اشباع است. در طول این ناحیه با افزایش سریع‌تر کیفیت بخار سرعت سیال افزایش یافته و ضریب انتقال حرارت نیز افزایش می‌یابد. به همین دلیل دمای جداره که در نقطه خشک زیاد شده بود، قدری کاهش می‌یابد. وضعیت

^۱ Annular Flow

^۲ Dryout Point

^۳ Drop Flow

انتقال حرارت در این ناحیه به ناحیه فاقد مایع^۱ معروف است [۵].

در انتهای ناحیه G قطرات مایع کاملاً محو شده و فقط بخار خشک وجود خواهد داشت. در این نقطه کیفیت بخار برابر یک شده و از این به بعد یعنی در ناحیه H انتقال حرارت به بخار صورت گرفته و مافوق گرم شدن آن خواهد شد. الگوی جریان در این ناحیه جریان جابه‌جایی اجباری^۲ نام داشته و انتقال حرارت فقط به بخار انجام می‌گیرد. در این ناحیه دمای دیواره و سیال پیوسته در حال افزایش شدید می‌باشد [۵].

^۱ Liquid Deficient Region

^۲ Single Phase Liquid

فصل ۲ : مروری بر پیشینه تحقیق

۳-۱ مقدمه

در این فصل به بررسی و مرور تحقیقات انجام شده در زمینه انتقال حرارت در جریان‌های تک‌فاز و جوشش جریانی در لوله‌های عمودی می‌پردازیم و همچنین در ادامه روابط موجود در منابع را برای انتقال حرارت تک‌فاز و جوشش جریانی بررسی می‌کنیم.

۳-۲ پیشینه پژوهش

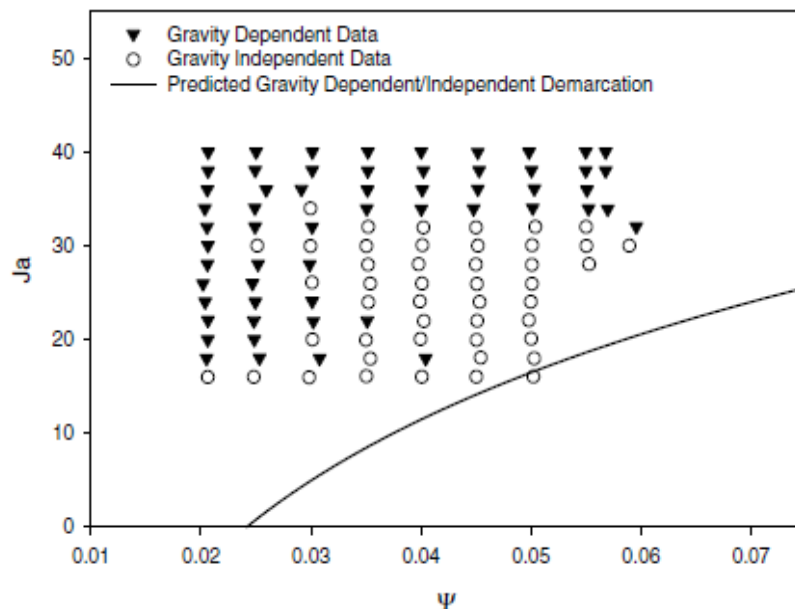
گانگر و وینترتون [۶،۷] و کاندلیکار [۸،۹] از جمله افرادی بودند که نخستین پژوهش‌ها در زمینه انتقال حرارت جوشش را انجام دادند. آن‌ها با انجام آزمایش‌های مختلف روابط مهمی را ارائه کردند که با استفاده از آن‌ها می‌توان با خطای کمی رفتار داده‌های آزمایشگاهی را مورد مقایسه قرار داد. گانگر و وینترتون [۶] در سال ۱۹۸۵ برای ۴۳۰۰ داده آزمایشگاهی از ۲۸ محقق مختلف و برای سیالاتی نظیر آب، مبردها و اتیلن گلیکول یک رابطه‌ی تجربی کلی برای محاسبه‌ی ضریب انتقال حرارت جوشش جریانی در لوله‌های افقی و قائم ارائه کردند. نتایج نشان داد که رابطه‌ی تجربی آن‌ها مطابقت خوبی با داده‌های آزمایشگاهی داشته و میزان خطای آن برای جوشش جریانی اشباع برابر با ۲۱/۴ درصد و برای جوشش جریانی مادون سرد ۲۵ درصد به دست آمد. کاندلیکار و همکاران [۱۰] جوشش جریانی مادون سرد و اشباع را در یک کانال مستطیلی شکل کوچک بررسی کردند. در این مطالعه آن‌ها با ثبت تصاویر به بررسی رژیم‌های مختلف جریان در میکرو کانال پرداختند. همچنین کاندلیکار و اسپیسمن [۱۱] به بررسی انتقال حرارت جوشش جریانی مادون سرد آب خالص روی یک سطح داغ در زبری‌های مختلف پرداختند. آن‌ها از یک هیتر دایره‌ای شکل به قطر ۹/۵ میلی‌متر و در پایین یک صفحه به ابعاد ۳×۴۰ میلی‌متر استفاده کردند. آزمایش در چهار زبری مختلف انجام شد و مشخص شد که زبرترین سطح بیشترین عملکرد را دارد.

زنوزی و همکاران [۱۲] در سال ۲۰۱۷ به بررسی آزمایشگاهی انتقال حرارت جوشش جریان مادون‌سرد در فضای بین دو لوله هم‌مرکز با فاصله کوچک بین دو لوله پرداختند. آن‌ها آزمایش را برای جریان چرخشی و اندازه‌های مختلف از فضای بین دو لوله انجام دادند. آن‌ها نشان دادند که با کاهش فضای بین دو لوله هم‌مرکز ضریب انتقال حرارت جوشش مادون‌سرد افزایش می‌یابد همچنین نشان دادند که حداکثر دمای سطح لوله وابسته به مقدار شار گرمی می‌باشد. زنوزی و همکاران در مطالعه‌ای دیگر [۱۳] انتقال حرارت جوشش جریانی مادون‌سرد در فضای بین دو لوله هم‌مرکز را به صورت عددی و آزمایشگاهی بررسی کردند. آن‌ها با ایجاد جریان چرخشی درون لوله نشان دادند که شار حرارتی بحرانی با ایجاد جریان چرخشی افزایش می‌یابد و همچنین با مقایسه حل عددی و آزمایشگاهی نشان دادند که ایجاد جریان چرخشی درون لوله باعث افزایش ضریب انتقال حرارت جوشش مادون‌سرد می‌شود. چن [۱۴] در سال ۲۰۱۶ در دو لوله هم‌مرکز با سیال مبرد به بررسی پارامترهای حباب در دوره زمانی مختلف پرداخت. او نشان داد که قطر جدایش و فرکانس حباب با نوسانات شار حرارتی نوسان می‌کند. ژی شن و همکاران [۱۵] به مطالعه آزمایشگاهی و تحلیلی جریان سیال آب و به‌صورت پایین‌رونده از یک لوله‌ی قائم پرداختند. آن‌ها به بررسی تأثیر پارامترهایی از جمله شار حرارتی، شار گرمی و فشار بر روی ضریب انتقال حرارت پرداختند و در ادامه روابط تجربی جدیدی ارائه کردند. همچنین ضریب انتقال حرارت در جریان پایین‌رونده و جریان بالارونده مقایسه شد. آن‌ها نشان دادند که در فشارهای مافوق بحرانی ضریب انتقال حرارت روند نزولی دارد. همچنین ماکزیمم دمای دیواره هم‌زمان با کاهش ضریب انتقال حرارت جابجایی، افزایش می‌یابد. مرکادو و همکاران [۱۶] با مطالعه ۴۰ منبع به بررسی روابط ضریب انتقال حرارت و شار حرارتی بحرانی در جریان دوفازی پرداختند. آن‌ها هدف از این بررسی را دستیابی به روابطی برای مقایسه با داده‌های آزمایشگاهی عنوان کردند. پیغمبرزاده و همکاران [۱۷] به صورت آزمایشگاهی یک مدل حرارتی که از لوله‌های هم‌مرکز تشکیل شده بود و سیال عامل مورد استفاده در آن n هپتان و آب

مقطر بود را بررسی کردند. آن‌ها ضریب انتقال حرارت جوشش مادون سرد را برای پارامترهای مختلفی مورد آزمایش و مقایسه قرار دادند و نشان دادند که ضریب انتقال حرارت جوشش مادون سرد با افزایش شار حرارتی، افزایش نرخ جریان مایع و افزایش دمای مادون سرد ورودی افزایش می‌یابد. همچنین در نهایت مشخص شد که آب در مقایسه با n هپتان، سیال خنک‌کن بهتری در جذب حرارت و خنک‌کاری مبدل‌ها می‌باشد. همچنین پیغمبرزاده و همکاران [۱۸] جوشش جریان مادون سرد در بین دو لوله هم‌مرکز عمودی را به صورت آزمایشگاهی مورد مطالعه قرار دادند. سیال مورد استفاده آن‌ها ترکیبی از آب و دی‌اتیلن بود. آن‌ها به این نتیجه رسیدند که افزایش شار حرارتی باعث می‌شود انتقال حرارت تک فاز تا تشکیل حباب کمی افزایش یابد سپس با افزایش شار حرارتی ضریب انتقال حرارت به طور چشم‌گیری افزایش می‌یابد. همچنین نشان دادند با افزایش سرعت، ضریب انتقال حرارت افزایش می‌یابد. حمدی [۱۹] در یک مطالعه روش‌های افزایش انتقال حرارت در لوله‌های هم‌مرکز را بررسی کرد. او در این مطالعه تاثیر استفاده از نانوسیال، فوم فلزی، ایجاد ارتعاش، میدان مغناطیسی و زبری سطح در دو لوله هم‌مرکز را بررسی کرده است. هرناندز و همکاران [۲۰] به بررسی رژیم‌های مختلف جریان دوفازی درون لوله‌های عمودی پرداختند. لی و همکاران [۲۱] در یک مطالعه تجربی جریان جوشش مادون سرد آب را در یک کانال مستطیلی بررسی کردند. آن‌ها با بررسی لغزش حباب روی دیواره نشان دادند که نیروی برا باعث جدا نشدن حباب‌ها از سطح می‌شود و حباب‌ها روی دیواره می‌لغزند. یان و همکاران [۲۲] جوشش جریان مادون سرد آب در لوله‌های هم‌مرکز با قطر خارجی ۳۵ و قطر داخلی ۹ میلی‌متر را به صورت تجربی بررسی کردند. محدوده شار حرارتی در این آزمایش $370 - 563 \text{ kw/m}^2$ ، شار جرمی در محدوده $1110 - 2100 \text{ kg/m}^2\text{s}$ ، دمای مادون سرد ورودی $19 - 31 \text{ K}$ و فشار $0.2 - 0.15$ مگا پاسکال بود. آن‌ها نتیجه گرفتند که با افزایش شار حرارتی سرعت تشکیل حباب‌ها افزایش می‌یابد و همچنین نشان دادند که کسر حجمی فازها به شار حرارتی و شار جرمی وابسته است. وو و همکاران [۲۳] در سال ۲۰۱۰ به بررسی نقطه

شروع جوشش هسته‌ای (ONB) سیال آب در فضای بین دو لوله هم‌مرکز پرداختند. آن‌ها مشاهده کردند که ONB گاهی اوقات فقط در سطح بیرونی، گاهی اوقات در سطح داخلی و بعضی اوقات در هر دو سطح دو لوله هم‌مرکز اتفاق می‌افتد. آن‌ها نشان دادند که با افزایش فشار، شار جرم و دمای مافوق گرم دیواره، شار گرمای ONB افزایش می‌یابد. نظری و همکاران [۲۴] به بررسی آزمایشگاهی انتقال حرارت جوشش در یک لوله عمودی مسی با قطر داخلی ۱۶ میلی‌متر تحت شرایط شار حرارتی ثابت و در فشار اتمسفریک با سیال کاری آب پرداختند. آزمایش‌ها ابتدا در لوله عمودی خالی و سپس در لوله عمودی حاوی فوم فلزی انجام شد. آن‌ها تأثیر ماده متخلخل، شار حرارتی و شار جرمی بر پارامترهای انتقال حرارت را بررسی کردند. در نهایت مشخص شد در کیفیت‌های پایین و در محدوده شار جرمی ۳۸ الی ۵۳ کیلوگرم بر مترمربع ثانیه و شار حرارتی ۲۳ الی ۳۶ کیلووات بر مترمربع، فوم فلزی توپر باعث بهبود ۱/۵ تا ۱/۸۲ برابری ضریب انتقال حرارت نسبت به لوله خالی می‌شود. همچنین مشخص شد با وجود استفاده از فوم فلزی الگوی جریان همچنان اسلاگ باقی می‌ماند. امین‌فر و همکاران [۲۵] در یک مطالعه در سال ۲۰۱۴ به بررسی اثرات استفاده از یک میدان مغناطیسی خطی بر روی سیال فرو (آب و ۴ درصد Fe_3O_4) در لوله‌های مستقیم و دارای انحنا پرداختند. آن‌ها با استفاده از مدل دوفازی مخلوط و تکنیک حجم کنترل رفتار هیدروترمال جریان سیال در لوله را به طور عددی بررسی کردند. میدان مغناطیسی خطی با شیب‌های مختلف در جهت عمود بر جریان اصلی بود. بر اساس نتایج به دست آمده، ضریب انتقال گرما را می‌توان با استفاده از لوله خمیده به جای لوله مستقیم افزایش داد و همچنین می‌توان با افزودن نانوذرات مغناطیسی به سیال پایه و استفاده از میدان مغناطیسی خارجی به بهبود ضریب انتقال حرارت کمک کرد. نتیجه شد که به دلیل هدایت حرارتی بالای نانوذرات نسبت به سیال پایه، افزایش انتقال حرارت صورت می‌گیرد. فنگ و همکاران [۲۶] با استفاده از ۱۱۸۴ داده آزمایشگاهی از ۱۴ منبع، روابط جوشش جریانی مادون‌سرد را گسترش دادند. بوور و همکاران [۲۷] در مطالعه‌ای تأثیر گرانش بر انتقال حرارت جوشش جریانی مادون‌سرد با سیال

FC-87، در اعداد جاکوب بین ۱۶ تا ۴۰ و سرعت سیال در بازه ۰/۳۹ m/s تا ۱/۱۷ m/s و در یک لوله آزمایش در زوایای صفر، ۴۵ و ۹۰ درجه و جریان روبه بالا و همچنین در زوایای ۲۷۰ و ۳۱۵ درجه با جریان رو به پایین بررسی کردند. آن‌ها شرایطی از جریان را که در آن انتقال حرارت وابسته یا مستقل از گرانش است را بررسی کرده با هم مقایسه کردند. شکل ۱-۳ این مقایسه آن‌ها را نشان می‌دهد. با توجه به شکل ۱-۳ با افزایش سرعت توده سیال، تأثیر گرانش بر انتقال حرارت جوشش جریانی کم می‌شود. همچنین در اعداد جاکوب پایین انتقال حرارت جوشش جریانی در ناحیه استقلال از گرانش قرار دارد. سوگرو و همکاران [۲۸] در یک مطالعه آزمایشگاهی با استفاده از یک دوربین پرسرعت به بررسی تاثیر دمای مادون‌سرد، شار گرمی، شار حرارتی، فشار و تغییر زاویه لوله بر قطر جدایش حباب پرداختند. آن‌ها نشان دادند که قطر جدایش حباب با افزایش شار گرما، کاهش شار جرم، کاهش دمای مادون‌سرد و کاهش فشار افزایش می‌یابد. همچنین قطر جدایش حباب با کاهش زاویه جهت گیری افزایش می‌یابد، یعنی بزرگترین حباب‌ها برای جدا شدن از سطح افقی رو به پایین یافت می‌شوند.



شکل ۱-۳: نقشه جوشش جریانی استقلال / وابستگی گرانش و مقایسه با مطالعه بوور [۲۷]

ماروس^۱ و ستلمایر^۲ [۲۹] در یک مطالعه آزمایشگاهی به بررسی رفتار حباب برای سیال آب و در فشار اتمسفر پرداختند. بخش آزمون آن‌ها در آزمایش یک کانال با سطح مقطع مستطیلی بود که از یک سمت به آن شار حرارتی اعمال می‌شد. آن‌ها رفتار حباب را توسط یک دوربین دیجیتالی پرسرعت و با وضوح بالا بررسی کردند و نتیجه گرفتند که حباب‌ها مقاومت جریان را افزایش می‌دهند و تأثیر زیادی بر توزیع سرعت فاز مایع دارند که به میزان فعالیت در جوشش بستگی دارد. آن‌ها در نهایت به مقایسه پروفیل سرعت سیال در رژیم حبابی با سرعت لایه‌مرزی پرداختند. در حالی که هر دو سرعت تقریباً برای شرایط آزمایش با حباب‌های کوچک برابر است، نتیجه گرفتند در مواردی سرعت در مرز از سرعت سیال تجاوز می‌کند که برای تشکیل حباب‌های بزرگ‌تر مطلوب است. احمدی و همکاران [۳۰] نقطه شروع جوشش هسته‌ای (ONB) برای جوشش مادون سرد بین دو لوله هم‌مرکز را مورد بررسی قرار دادند و اثر پارامترهایی از جمله شار حرارتی، دمای مادون سرد و شار جرمی را بررسی کردند. انور و همکاران [۳۱] ریز کانالی را با سیال عامل R-152a مورد مطالعه قرار دادند و تأثیر پارامترهایی از قبیل قطر و طول لوله، دمای اشباع سیال و شار جرمی ورودی را بر روی ضریب انتقال حرارت مورد بررسی قرار گرفت. آن‌ها نشان دادند که انتقال حرارت به شدت وابسته به شار حرارتی اعمال شده است و شار حرارتی فوق بحرانی با افزایش دبی جرمی افزایش می‌یابد، ضمن اینکه اثر تغییرات فشار سیستم بر شار فوق بحرانی، ناچیز ارزیابی شد. در نهایت نیز نتایج تجربی به دست آمده با روابط تجربی در مقیاس‌های میکرو و ماکرو مورد مقایسه قرار گرفت. گپینگ و همکاران [۳۲] به بررسی تأثیر دمای مادون سرد، فشار سیستم و شار جرمی بر ناپایداری جریان در دو لوله هم‌مرکز به طول ۱۸۰۰ میلی‌متر و فضای ۱/۵ میلی‌متر بین دو لوله پرداختند. در مطالعه‌ای دیگر امین‌فر و همکاران [۳۳] به بررسی تأثیر میدان مغناطیسی بر قطر جدایش حباب در جوشش جریانی

^۱ Maurus

^۲ sattelmayer

مادون سرد پرداختند. آن‌ها نشان دادند که با افزایش شار حرارتی و کاهش شار جرمی، قطر جدایش حباب افزایش می‌یابد. همچنین با افزودن میدان مغناطیسی، قطر جدایش حباب تغییر می‌کند. در ادامه این پژوهش‌ها نیز شاه [۳۴-۳۵] روابط جدید را برای جوشش جریانی ارائه نمود که کمک شایانی به تکامل این پژوهش‌ها بود.

۳-۲-۱ پیشینه روابط موجود در منابع

کیم و قاجار^۱ در یک مطالعه گسترده [۳۶] به جمع‌آوری مهم‌ترین روابط موجود برای جریان‌های دوفازی در لوله‌های افقی و عمودی پرداختند و آن‌ها را در قالب روابط منتخب در جریان‌های دوفازی ارائه کردند. آن‌ها در این مطالعه با بررسی جامع چندین منبع مختلف، تعداد ۲۰ رابطه برای انتقال حرارت دوفازی ارائه کردند. آن‌ها این روابط را با استفاده از ۵۲۷ نقطه داده از مطالعات آزمایشگاهی (که شامل هفت مجموعه داده می‌شود) برای الگوهای مختلف جریان دوفازی و لوله‌های افقی و عمودی بیان کردند این روابط برای هر دو حالت لوله‌های عمودی و افقی استفاده می‌شوند ولی بیشتر این روابط مربوط به جریان در لوله‌های عمودی هستند. همچنین ممکن است یک رابطه تنها برای یک الگوی خاص از جریان دوفازی قابل استفاده باشد و نتوان از این رابطه در تمامی الگوهای جریان استفاده کرد. جدول ۳-۱ خلاصه‌ای از روابط ارائه‌شده توسط کیم و قاجار [۳۶] که برای انتقال حرارت دوفازی در لوله‌های عمودی و افقی استفاده می‌شوند به همراه شرایط استفاده از این روابط را نشان می‌دهد. شرایط استفاده از این معادلات شامل آرام یا آشفته بودن جریان، نوع سیال مورد استفاده، جهت‌گیری لوله (افقی یا عمودی بودن لوله) می‌باشد. تمامی متغیرهای استفاده شده در این روابط نیز در انتها تعریف شده است.

^۱ kim

جدول ۳-۱: روابط منتخب کیم و قاجار در انتقال حرارت دوفازی [۳۶]

منبع	معادله انتقال حرارت	شرایط
چو و جونز ^۱ [۳۷]	$Nu_{Tp} = \frac{h_{Tp}D}{k_l}$ $= 0.43Re_{Tp}^{0.5} Pr_l^{0.33} \left(\frac{\mu_B}{\mu_w}\right)^{0.14} \left(\frac{P_a}{P}\right)^{0.17}$	لوله عمودی، $Re_{sl} = 16000 - 112000$
آگوار [۳۸]	$\frac{h_{Tp}}{h_l} = (1 - \alpha)^{-\frac{1}{3}}$ $Nu_l = 1.615 \left(Re_{sl} Pr_l \frac{D}{L}\right)^{0.33} \left(\frac{\mu_B}{\mu_w}\right)^{0.14}$ $\frac{h_{Tp}}{h_l} = (1 - \alpha)^{-0.83}$ $Nu_l = 0.0155 Re_{sl}^{0.83} Pr_l^{0.55} \left(\frac{\mu_B}{\mu_w}\right)^{0.33}$	جریان آرام جریان آشفته جریان آرام جریان آشفته
دیویس و دیوید ^۲ [۳۹]	$Nu_l = 0.060 Pr_l^{0.4} \left(\frac{\rho_l}{\rho_g}\right)^{0.28} \left(\frac{G_t x D}{\mu_l}\right)^{0.87}$	لوله عمودی و افقی گاز - مایع
دورستیجن ^۳ [۴۰]	$\frac{h_{Tp}}{h_l} = (1 - \alpha)^{-\frac{1}{3}}$ $\frac{h_{Tp}}{h_l} = (1 - \alpha)^{-0.8}$ $Nu_l = 0.0123 Re_{sl}^{0.9} Pr_l^{0.33} \left(\frac{\mu_B}{\mu_w}\right)^{0.14}$	جریان آرام جریان آشفته $Re_{sl} = 300 - 66000$
دوسیو ^۴ [۴۱]	$Nu_{TP} = 0.029 Re_{TP}^{0.87} Pr_l^{0.4}$	لوله عمودی، * $1.4 < Re_{sl} < 4.9 \times 10^4$
سرینویاس ^۱ [۴۲]	$Nu_{TP} = 0.5 \left(\frac{\mu_g}{\mu_l}\right)^{1/4} Re_{TP}^{0.7} Pr_l^{0.33}$	لوله عمودی، گلیسرین وهوا

^۱ Chu and Jones

^۲ Davis and David

^۳ Dorresteiijn

^۴ Dusseau

جدول ۳-۲: ادامه روابط منتخب کیم و قاجار در انتقال حرارت دوفازی [۳۶]

منبع	معادله انتقال حرارت	شرایط
کنت ^۲ [۴۳]	$\frac{h_{TP}}{h_l} = \left(1 + \frac{V_{sg}}{V_{sl}}\right)^{\frac{1}{3}}$	h_l سایدر و تیت [۴۱]
کدیریکا ^۳ [۴۴]	$Nu_{TP} = 125 \left(\frac{V_{sg}}{V_{sl}}\right)^{1/8} \left(\frac{\mu_g}{\mu_l}\right)^{0.6} Re_{sl}^{1/4} Pr_l^{0.33} \left(\frac{\mu_B}{\mu_w}\right)^{0.14}$	آب و هوا، لوله عمودی
مارتین و سیمس ^۴ [۴۵]	$\frac{h_{TP}}{h_l} = 1 + 0.64 \sqrt{\frac{V_{sg}}{V_{sl}}}$	آب و هوا، لوله افقی
الیور و رایت ^۵ [۴۶]	$Nu_{TP} = Nu_l \left(\frac{1.2}{(1-\alpha)^{0.36}} - \frac{0.2}{(1-\alpha)} \right)$ $Nu_l = 1.615 \left(\frac{(Q_g + Q_l)\rho D}{A\mu} Pr_l \frac{D}{L} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu_B}{\mu_w}\right)^{0.14}$	هوا - 1.5% SCMC هوا - 0.5% polyox
راویپودی و گادبلد ^۶ [۴۷]	$Nu_{TP} = 0.56 \left(\frac{V_{sg}}{V_{sl}}\right)^{0.3} \left(\frac{\mu_g}{\mu_l}\right)^{0.2} Re_{sl}^{0.6} Pr_l^{0.33} \left(\frac{\mu_B}{\mu_w}\right)^{0.14}$	آب و هوا، لوله عمودی $Re_{sl} = 8000 - 89000$
رزکالا و سیمس ^۷ [۴۸]	$\frac{h_{TP}}{h_l} = (1 - \alpha)^{-0.9}$	h_l سایدر و تیت [۴۱]
سریزاوا ^۱ [۴۹]	$\frac{h_{TP}}{h_l} = 1 + 462 X_{TT}^{-1.27}$	h_l سایدر و تیت

^۱ Srinivas

^۲ Knott et.al

^۳ Kudirka et.al

^۴ Martin and Sims

^۵ Oliver & wright

^۶ Ravipudi & Godbold

^۷ Rezkallah & Sims

جدول ۳-۳: ادامه روابط منتخب کیم و قاجار در انتقال حرارت دوفازی [۳۶]

شرایط	معادله انتقال حرارت	منبع
جریان آرام	$Nu_l = 1.86 \left(Re_{sl} Pr_1 \frac{D}{L} \right)^{0.33} \left(\frac{\mu_B}{\mu_w} \right)^{0.14}$	شاه ^۲ [۵۰]
جریان آشفته	$Nu_l = 0.023 Re_{sl}^{0.8} Pr_1^{0.4} \left(\frac{\mu_B}{\mu_w} \right)^{0.14}$	
	$\frac{h_{TP}}{h_l} = \left(1 + \frac{V_{sg}}{V_{sl}} \right)^{\frac{1}{4}}$	
(آب و هوا)	$Nu_l = 0.029 Re_{TP}^{0.87} Pr_1^{1/3} \left(\frac{\mu_B}{\mu_w} \right)^{0.14}$	گورتوس و
(هوا و گاز و نفت)	$Nu_l = 2.6 Re_{TP}^{0.39} Pr_1^{1/3} \left(\frac{\mu_B}{\mu_w} \right)^{0.14}$	هندل ^۳ [۵۱]
گاز و مایع، لوله افقی	$Nu_l = 1.75 (1 - \alpha)^{-1/2} \left(\frac{\dot{m} c_{Pl}}{(1 - \alpha) k_l L} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu_B}{\mu_w} \right)^{0.14}$	هگمارک ^۴ [۵۲]
آب و هوا، لوله عمودی	$Nu_{TP} = 0.26 Re_{sg}^{0.2} Re_{sl}^{0.55} Pr_1^{0.4}$	خوزه ^۵ [۵۳]
آب و هوا، لوله افقی	$\frac{h_{TP}}{h_l} = \frac{(1 - \alpha)^{-0.52}}{1 + 0.025 Re_{sg}^{0.5}} \left(\frac{(\Delta P)_{TP}}{(\Delta P)_l} \right)^{0.32}$ $Nu_l = 0.023 Re_{sl}^{0.8} Pr_1^{0.4}$	کینگ ^۶ [۵۴]
مایع و هوا، عمودی	$Nu_{TP} = 0.075 (Re_M)^{0.6} \frac{Pr_1}{1 + 0.035 (Pr_1 - 1)}$	هنوکا ^۷ [۵۵]

^۱ Serizawa

^۲ shah

^۳ Groothuis and Hendal

^۴ Hugmark

^۵ Khoze et.al

^۶ king

^۷ Hanaoka

جدول ۳-۴: ادامه روابط منتخب کیم و قاجار در انتقال حرارت دوفازی [۳۶]

منبع	معادله انتقال حرارت	شرایط
ویجی و همکاران ^۱ [۵۶]	$\frac{h_{TP}}{h_l} = \left(\frac{\Delta P_{TP}}{\Delta P_l}\right)^{0.451}$	جریان آرام
	$Nu_l = 1.86 \left(Re_{sl} Pr_l \frac{D}{L}\right)^{0.33} \left(\frac{\mu_B}{\mu_w}\right)^{0.14}$	جریان آشفته
سایدر و تیت [۵۷]	$Nu_l = 1.86 \left(Re_{sl} Pr_l \frac{D}{L}\right)^{0.33} \left(\frac{\mu_B}{\mu_w}\right)^{0.14}$	جریان آرام
	$Nu_l = 0.027 Re_{sl}^{0.8} Pr_l^{0.33} \left(\frac{\mu_B}{\mu_w}\right)^{0.14}$	جریان آشفته

در این روابط اعداد بدون بعد ناسلت، رینولدز و پراتل به صورت زیر تعریف می‌شوند:

$$Nu = \frac{hD}{k} \quad (۱-۳)$$

$$Re = \frac{\rho UD}{\mu} \quad (۲-۳)$$

$$Pr = \frac{\vartheta}{\alpha} \quad (۳-۳)$$

که ρ ، μ و u به ترتیب بیانگر چگالی، لزجت دینامیکی سیال و سرعت سیال و همچنین ϑ لزجت سینماتیکی، α ضریب نفوذ گرمایی، h ضریب انتقال حرارت جابه‌جایی، k ضریب رسانش سیال و D قطر لوله می‌باشد. همچنین در این روابط Nu_{TP} عدد ناسلت جریان دوفازی، Re_{TP} عدد رینولدز جریان دوفازی، Nu_l عدد ناسلت جریان تک‌فاز، h_{TP} ضریب انتقال حرارت جریان دوفازی، h_l ضریب انتقال حرارت جریان تک‌فاز، Re_{sl} عدد رینولدز ظاهری مایع، Re_{sg} رینولدز ظاهری گاز، Pr_l عدد پراتل جریان تک‌فاز می‌باشند. متغیرهای ذکر شده نیز عبارت اند از: μ_B لزجت سیال در دمای بالک، μ_w لزجت سیال در دمای دیواره، P فشار، ρ_l چگالی مایع، ρ_g چگالی گاز، μ_l ویسکوزیته مایع، μ_g

^۱Vijay et al.

ویسکوزیته گاز، V_{sg} سرعت متوسط ظاهری گاز، V_{sl} سرعت متوسط ظاهری مایع، α درصد تخلخل، ضریب لاکهارت مارتینلی، D قطر لوله، \dot{m} دبی جرمی، ΔP_l افت فشار در جریان تک‌فاز، ΔP_{TP} افت فشار در جریان دوفازی، C_{pl} گرمای ویژه مایع می‌باشند.

۲-۲-۳ روابط منتخب در انتقال حرارت تک‌فاز لوله‌های هم‌مرکز

تحقیقات کیم و قاجار [۳۶] نشان می‌دهد که هیچ معادله‌ای به‌تنهایی نمی‌تواند برای تمام رژیم‌های جریان مناسب باشد. بنابراین لازم است که برای هر رژیم جریان رابطه‌ای جداگانه استفاده شود همچنین برای حالت انتقال حرارت تک فاز نیز باید به دنبال رابطه‌ای مناسب بود. در این روابط برای هر معادله جریان دوفازی، ضریب انتقال حرارت حالت تک فاز آن نیز بیان شده است. همان‌طور که مشاهده می‌شود در بیشتر معادلات دوفازی جوشش جریانی در لوله‌های عمودی برای ضریب انتقال حرارت حالت تک فاز از معادله معروف دیتوس بولتر^۱ و ساید تیت^۲ استفاده کرده‌اند. معادله معروف دیتوس بولتر بیشتر برای جریان‌های آشفته و معادله ساید و تیت برای جریان‌های آرام به کار می‌رود. با توجه به اینکه آزمایش‌های ما در این پایان‌نامه نیز در محدوده اعداد رینولدز پایین (جریان آرام) قرار دارند، برای محاسبه ضریب انتقال حرارت حالت تک فاز از معادله ساید و تیت استفاده می‌کنیم که صحت نتایج آزمایش را به‌خوبی تایید می‌کند و درصد خطای پایینی با داده‌های آزمایش دارد.

رابطه ۳-۴ رابطه معروف دیتوس بولتر [۵۸] است که برای جریان آشفته به کار می‌رود.

$$\frac{h_l D}{k} = 0.023 \text{Re}^{0.8} \text{Pr}^{0.4} \quad (۴-۳)$$

همچنین رابطه ۳-۵ رابطه ساید و تیت [۵۷] است. این رابطه برای پیش‌بینی ضریب انتقال حرارت جابه‌جایی متوسط در جریان آرام در یک مجرای دایروی و در ناحیه در حال توسعه هم‌زمان

^۱ Dittus & boelter

^۲ Sider & Tate

هیدرودینامیکی و گرمایی استفاده می‌شود. این رابطه برای محدوده اعداد رینولدز و محدوده اعداد

پرانتل زیر ارائه شده است: $300 < Re < 10000$ ، $0.7 < Pr < 16$ و $L/D \geq 10$

$$Nu_l = 1.86 \left(Re_l Pr_l \frac{D}{L} \right)^{0.33} \left(\frac{\mu_b}{\mu_w} \right)^{0.14} \quad (5-3)$$

μ_w و μ_b به ترتیب لزجت سیال در دمای بالک و لزجت سیال در دمای دیواره می‌باشد. ρ و u به

ترتیب سرعت و چگالی سیال و همچنین μ نیز ویسکوزیته سیال می‌باشد. عدد بدون بعد پرانتل (Pr)

نیز به صورت تعریف می‌شوند:

$$Pr = \frac{\rho u c_p}{k} \quad (6-3)$$

۳-۲-۳ روابط منتخب در انتقال حرارت جوشش جریانی برای

لوله‌های هم‌مرکز عمودی

در ادامه به بیان مهم‌ترین روابط موجود در منابع برای جوشش جریانی در لوله‌های هم‌مرکز عمودی می‌پردازیم.

۳-۲-۳-۱ رابطه چن

چن [۵۹] رابطه‌ی ۳-۷ را برای جوشش جریانی سیال در لوله‌های عمودی پیشنهاد کرد که بیانگر دو ناحیه جوشش هسته‌ای اشباع و ناحیه جابه‌جایی اجباری می‌باشد.

$$h_{Tp} = Sh_{nb} + Fh_{cb} \quad (7-3)$$

که h_{Tp} ضریب انتقال حرارت دوفازی، h_{nb} ضریب انتقال حرارت مربوط به جوشش هسته‌ای،

h_{cb} ضریب انتقال حرارت جابه‌جایی، F فاکتور افزایش انتقال حرارت جابه‌جایی اجباری و S فاکتور

افزایش انتقال حرارت در جوشش هسته‌ای می‌باشد. او عنوان کرد که ضریب انتقال حرارت جابه‌جایی

h_c از رابطه دیتوس بولتر به دست می‌آید:

$$\frac{h_{cb}D}{k} = 0.023Re^{0.8}Pr^{0.4} \quad (۸-۳)$$

او همچنین برای محاسبه ضریب انتقال حرارت جوشش هسته‌ای h_{nb} از رابطه ۹-۳ که به رابطه فستر و زوبر^۱ معروف است استفاده کرد.

$$h_{nb} = 0.00122 \left(\frac{k_f^{0.79} c_{pf}^{0.45} \rho_f^{0.49}}{\alpha^{0.5} \mu_f^{0.29} h_{fg}^{0.24} \rho_g^{0.24}} \right) \Delta T_{sat}^{0.24} \Delta P_{sat}^{0.75} \quad (۹-۳)$$

که در آن ΔT_{sat} دمای مافوق‌گرم دیواره می‌باشد. ΔP_{sat} نیز اختلاف فشار اشباع سیال در دمای دیواره (P_w) و فشار اشباع در دمای توده سیال (P_{sat}) بوده و به صورت زیر تعریف می‌شوند.

$$\Delta T_{sat} = T_w - T_{sat} \quad (۱۰-۳)$$

$$\Delta P_{sat} = P_w - P_{sat} \quad (۱۱-۳)$$

ضریب F را می‌توان از رابطه ۱۲-۳ محاسبه نمود:

$$F = \left(\frac{1}{X_{tt}} + 0.213 \right)^{0.736} \quad (۱۲-۳)$$

که X_{tt} به پارامتر مارتینلی معروف است و از رابطه ۱۳-۳ محاسبه می‌شود.

$$X_{tt} = \left(\frac{1-x}{x} \right)^{0.9} \left(\frac{\rho_g}{\rho_l} \right)^{0.5} \left(\frac{\mu_f}{\mu_g} \right)^{0.1} \quad (۱۳-۳)$$

برای حالتی که $\frac{1}{X_{tt}} \leq 0.1$ مقدار $F=1$ می‌باشد.

ضریب S نیز از رابطه ۱۴-۳ محاسبه می‌شود:

$$S = \frac{1}{1 + 0.00000253 Re_{Tp}^{1.17}} \quad (۱۴-۳)$$

$$Re_{Tp} = Re_f F^{1.25} \quad (۱۵-۳)$$

$$Re_f = \frac{G(1-x)D}{\mu_f} \quad (۱۶-۳)$$

^۱ Forster & zuber

۲-۳-۲-۳ رابطه جانگر و وینترتون^۱

جانگر و وینترتون [۶۰] رابطه جدید ۱۷-۳ را برای جوشش جریانی سیال عامل آب و مبرد در لوله-های عمودی هم‌مرکز ارائه دادند. در این رابطه E فاکتور افزایش انتقال حرارت جابه‌جایی اجباری و S فاکتور افزایش انتقال حرارت در جوشش هسته‌ای می‌باشد که از روابط ۱۸-۳ و ۱۹-۳ محاسبه می‌شوند:

$$h_{Tp} = Sh_{nb} + Eh_{cb} \quad (۱۷-۳)$$

$$S = \frac{1}{1 + 1.15 \times 10^{-6} E^2 Re_{Tp}^{1.17}} \quad (۱۸-۳)$$

$$E = 1 + 24000BO^{1.16} + 1.37 \left(\frac{1}{X_{tt}} \right)^{0.86} \quad (۱۹-۳)$$

h_{cb} معرف ضریب انتقال حرارت جابه‌جایی است و از رابطه معروف دیتوس بولتر به دست می‌آید. ضریب انتقال حرارت جوشش هسته‌ای (h_{nb}) نیز از رابطه ۲۰-۳ به دست می‌آید که در این رابطه M وزن مولکولی، q شار حرارتی و $P_r = \frac{P_{sat}}{P_{cri}}$ فشار نسبی می‌باشد.

$$h_{nb} = 55P_r^{0.12} (-\log_{10} P_r)^{-0.55} M^{-0.5} q^{0.67} \quad (۲۰-۳)$$

جانگر و وینترتون رابطه جدید ۲۱-۳ را برای محاسبه ضریب انتقال حرارت جوشش جریانی در لوله‌های عمودی ارائه کردند. که h_f معرف ضریب انتقال حرارت جابه‌جایی بوده و از رابطه معروف دیتوس بولتر به دست می‌آید.

$$h_{Tp} = h_f \left(1 + 3000BO^{0.86} + 1.12 \left(\frac{x}{1-x} \right)^{0.75} \left(\frac{\rho_f}{\rho_g} \right)^{0.41} \right) \quad (۲۱-۳)$$

۳-۳-۲-۳ رابطه لیو و وینترتون^۲

لیو و وینترتون [۶۱] از رابطه کلی چن استفاده کرده و رابطه ۲۲-۳ را ارائه دادند.

^۱ Gunger & Winterton

^۲ Liu & winterton

$$h_{Tp} = (Sh_{nb})^2 + (Fh_{cb})^2 \quad (22-3)$$

که h_{nb} ضریب انتقال حرارت در جوشش هسته‌ای و h_c ضریب انتقال حرارت جابه‌جایی اجباری می‌باشد. S فاکتور افزایش انتقال حرارت در جوشش هسته‌ای و F فاکتور افزایش انتقال حرارت جابه‌جایی اجباری می‌باشد. h_c و h_{nb} به ترتیب از روابط (۳-۹) و (۳-۸) به دست می‌آیند. برای محاسبه F و S از روابط زیر استفاده می‌شود.

$$F = \left(1 + xPr \left(\frac{\rho_f}{\rho_g} - 1 \right) \right)^{0.35} \quad (23-3)$$

$$S = \left(1 + 0.055F^{0.1}Re_f^{0.016} \right)^{-1} \quad (24-3)$$

۳-۲-۴ رابطه شاه

شاه [۶۲] با گسترش روابط جوشش اشباع، رابطه‌ی جدیدی برای جوشش مادون سرد در فضای بین دو لوله هم‌مرکز ارائه داد. او ابتدا عنوان کرد که برای جوشش مادون سرد دو رژیم تعریف می‌شود: رژیم جوشش مادون سرد پایین و رژیم جوشش مادون سرد بالا. در رژیم جوشش مادون سرد پایین افزایش دمای مادون سرد تأثیر زیادی بر دمای دیواره لوله ندارد ولی در جوشش مادون سرد بالا، افزایش دمای مادون سرد باعث کاهش دمای دیواره می‌شود. او برای تعیین پایین یا بالا بودن رژیم جریان معادله ۳-۲۵ را ارائه داد [۶۲].

$$\varphi = \frac{q}{\Delta T_{sat} h_l} = \varphi_0 + \frac{\Delta T_{sc}}{\Delta T_{sat}} \quad (25-3)$$

که در آن q مقدار شار حرارتی اعمال شده، ΔT_{sc} دمای مادون سرد سیال و ΔT_{sat} دمای مافوق گرم دیواره می‌باشد و به صورت زیر تعریف می‌شوند:

$$\Delta T_{sc} = T_{sat} - T_b \quad (26-3)$$

$$\Delta T_{sat} = T_w - T_{sat} \quad (27-3)$$

T_b و T_{sat} به ترتیب دمای توده سیال و دمای حالت اشباع آن می‌باشد. h_l ضریب انتقال حرارت

جابه‌جایی در جریان تک‌فاز می‌باشد. پارامتر φ_0 برای جوشش سیال اشباع در کیفیت صفر نیز به صورت زیر تعریف می‌شود [۶۲]:

$$\varphi_0 = \left(\frac{q}{\Delta T_{sat} h_l} \right)_{x=0, \Delta T_{sc}=0} \quad (28-3)$$

در واقع معادله ۲۸-۳ مرز بین دو رژیم جوشش مادون سرد پایین و جوشش مادون سرد بالا را بیان می‌کند که این معادله در شکل ۲-۳ به صورت نموداری نشان داده شده است و با استفاده از آن می‌توان بالا یا پایین بودن رژیم جریان را تعیین کرد. به عبارتی دیگر با توجه به شکل ۲-۳ هرگاه $\frac{\Delta T_{sc}}{\Delta T_{sat}} > 2$ باشد رژیم جریان حتماً بالا می‌باشد. و اگر مقدار $\frac{\Delta T_{sc}}{\Delta T_{sat}} < 2$ باشد رژیم جریان پایین است به شرط آنکه رابطه ۲۹-۳ برقرار باشد [۶۲]:

$$\frac{\Delta T_{sc}}{\Delta T_{sat}} \geq 6.3 \times 10^4 BO^{1.25} \quad (29-3)$$

شاه در نهایت برای جوشش مادون سرد با رژیم بالا، رابطه (۳۰-۳) را پیشنهاد داد [۶۲]:

$$q = h_l(T_w - T_B) + h_l(\varphi_0 - 1)(T_w - T_{sat}) \quad (30-3)$$

عبارت $h_l(T_w - T_B)$ در معادله ۳۰-۳ مربوط به انتقال حرارت جابه‌جایی می‌باشد و عبارت $h_l(\varphi_0 - 1)(T_w - T_{sat})$ نیز مربوط به انتقال حرارت جوشش هسته‌ای می‌باشد. h_l ضریب انتقال حرارت حالت تک فاز می‌باشد که او برای محاسبه آن از رابطه ۸-۳ (رابطه دیتوس بولتر) استفاده کرد. پارامتر φ_0 که نیز در قسمت قبل تعریف شد با توجه به مقدار عدد جوشش به صورت زیر محاسبه می‌شود [۶۲]:

$$\varphi_0 = 230 BO^{0.5} \quad BO > 0.3 \times 10^{-4} \quad (31-3)$$

$$\varphi_0 = 1 + 46 BO^{0.5} \quad BO < 0.3 \times 10^{-4} \quad (32-3)$$

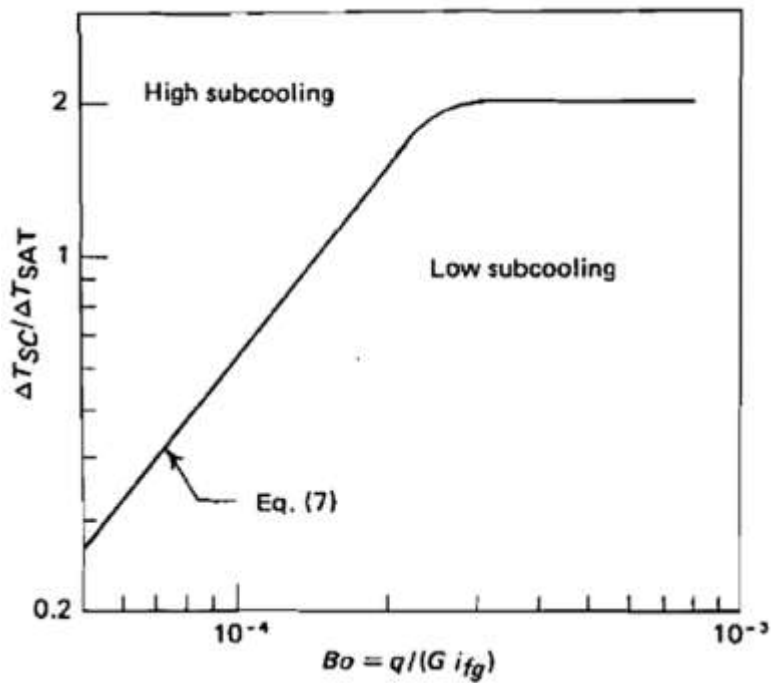
در این معادلات BO معرف عدد جوشش می‌باشد و با رابطه ۳۳-۳ تعریف می‌شود. که در آن q شار حرارتی گرفته شده سیال، G شار جرمی و h_{fg} آنتالپی تبخیر می‌باشد.

$$Bo = \frac{q}{G h_{fg}}$$

(۳۳-۳)

$$G = \rho u$$

(۳۴-۳)



شکل ۳-۲: مرز بین جوشش مادون سرد پایین و بالا [۶۲]

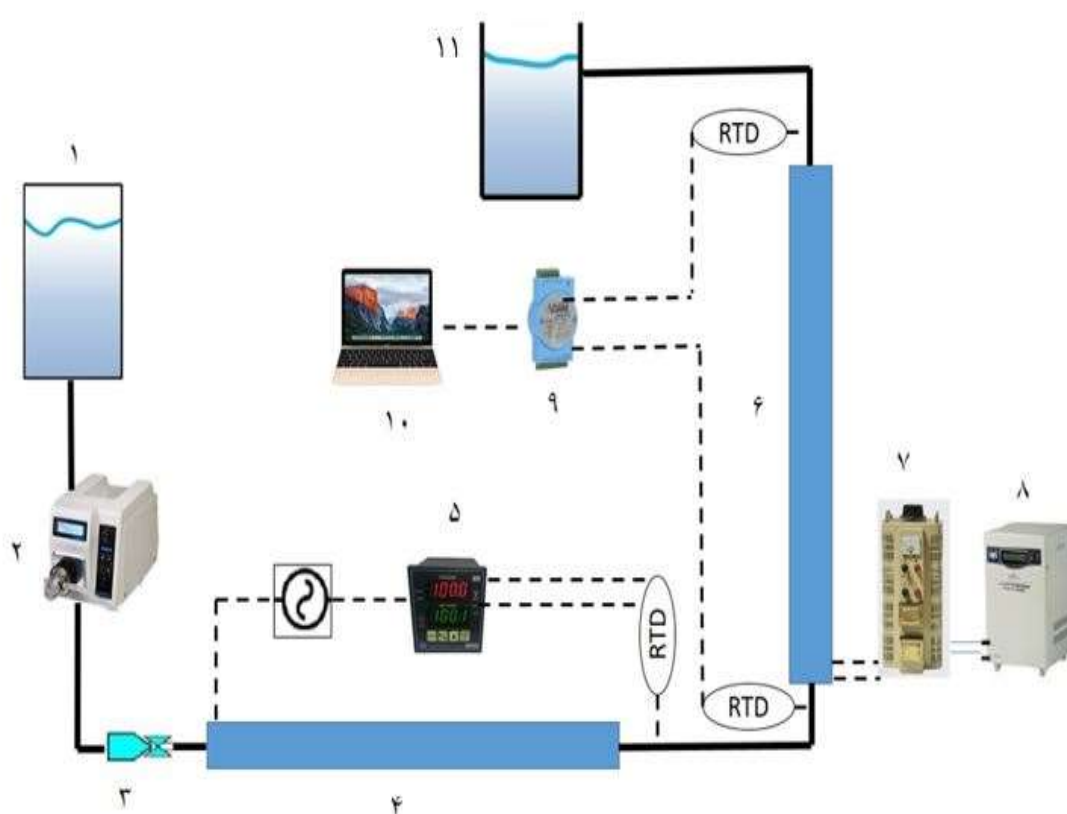
فصل ۴ : لوازم و تجهیزات آزمایشگاهی

۴-۱ مقدمه

همان‌طور که در فصل قبل بیان شد هدف از انجام این پژوهش بررسی انتقال حرارت جوشش جریانی در فضای بین دو لوله هم‌مرکز عمودی است. به منظور انجام این کار، سیستم آزمایشگاهی بررسی انتقال حرارت و افت فشار طراحی و ساخته شده است. تجهیزات بکار گرفته شده و نحوه انجام آزمایش نیز در این فصل بیان خواهد شد. قبل از بیان نحوه آزمایش به معرفی تجهیزات و نحوه طراحی دستگاه می‌پردازیم.

۴-۲ نمای کلی دستگاه آزمایش

طرح شماتیک و نمای کلی دستگاه آزمایش در شکل ۴-۱ آمده است.



شکل ۴-۱: طرح شماتیک دستگاه آزمایش

۱- مخزن آب ۲- پمپ ۳- دبی سنج ۴- پری هیتر ۵- واپاشگر دمای سه-زمانه ۶- بخش آزمون
۷- تنظیم کننده ولتاژ ۸- تثبیت کننده ولتاژ ۹- دستگاه ثبت داده ۱۰- کامپیوتر جهت نمایش داده
۱۱- مخزن ذخیره آب خروجی از بخش آزمون

در ادامه‌ی فصل به بررسی کامل این تجهیزات پرداخته خواهد شد. در شکل ۲-۴ نیز نمای کلی
دستگاه آزمایش و بخش آزمون نشان داده شده است.

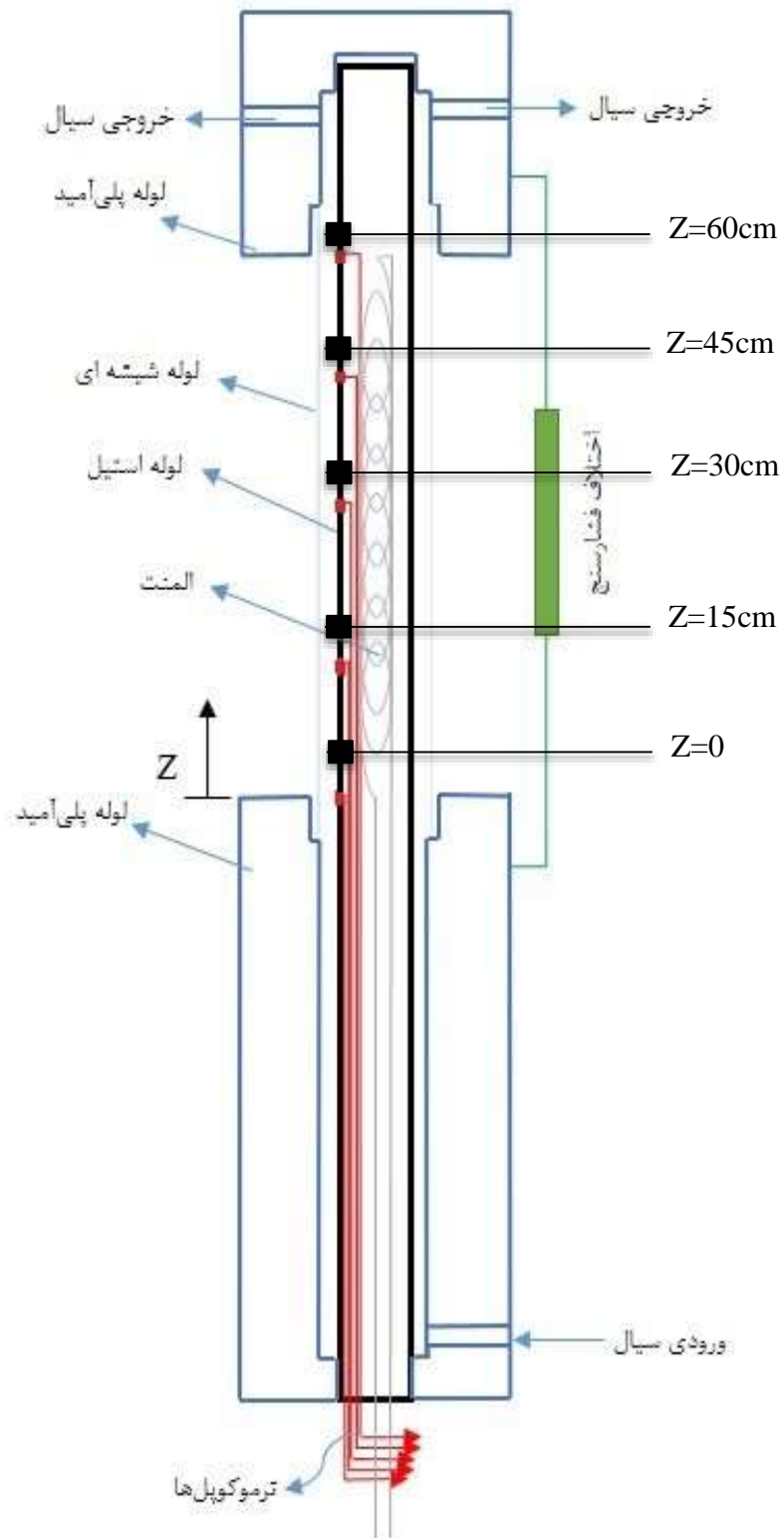


شکل ۲-۴: نمای کلی دستگاه آزمایش و بخش آزمون

۳-۴ تجهیزات مورد استفاده

۱-۳-۴ بخش آزمون

بخش آزمون و موقعیت سنسورهای سطح در شکل ۳-۴ به صورت شماتیک نمایش داده شده است. بخش آزمون از دو لوله هم‌مرکز عمودی که لوله داخلی از جنس فولادی نسوز با ضریب هدایت حرارتی w/mk ۳۴، قطر خارجی $50/7$ میلی‌متر، ضخامت 1 میلی‌متر و طول $1/5$ متر است. لوله خارجی از سه قطعه تشکیل شده است، در قسمت میانی لوله خارجی به منظور آشکارسازی جریان جوشش از لوله شفاف پیرکس به طول 60 سانتی‌متر با قطر داخلی $70/6$ میلی‌متر استفاده شده است. قسمت ورودی بخش آزمون به منظور توسعه یافتگی هیدرودینامیکی جریان سیال به طول 50 سانتی‌متر در نظر گرفته شده است. قسمت انتهایی بخش آزمون به طول 30 سانتی‌متر می‌باشد و برای جلوگیری از اختلاط سیال و تأثیر بر داده‌های آزمایش در انتهای بخش آزمون در نظر گرفته شده است. جنس لوله خارجی قسمت ورودی و انتهایی بخش آزمون، پلی‌آمید می‌باشد و برای جلوگیری از اتلاف حرارتی با محیط، عایق‌کاری شده است. به منظور تأمین شار حرارتی یکنواخت و ثابت بخش آزمایش، داخل قسمت میانی لوله فولادی به طول 60 سانتی‌متر المنت از نوع المنت‌های سیلیکون کاربید (SiC) و در سطح داخلی دو طرف لوله کار گذاشته شده و فضای بین المنت و سطح داخلی لوله به منظور انتقال شار حرارتی یکنواخت با اکسید منیزیم پر شده است. المنت از انواع المنت‌های غیرفلزی با دمای کاری بالا می‌باشد. این محصول از ماده اولیه سیلیکون کارباید سبز به عنوان ماده اصلی و تحت عملیاتی خاص و در دمای بالا و فرآیند باز تبلور به صورت جسمی سخت در آمده و تولید می‌شود. خصوصیات منحصر به فردی چون دمای کاری بالا در حدود 1500 درجه سانتی‌گراد، مقاومت در برابر خوردگی، طول عمر بالا، تغییر شکل اندک، نصب و نگهداری آسان، مقاومت در برابر اکسیداسیون و ... باعث به کار گرفته شدن این المنت در صنایع مختلفی چون مگنت سازی، سرامیک شیشه، متالورژی و ... شده است.



شکل ۳-۴: طرح شماتیک بخش آزمون

۴-۳-۲ پمپ

پمپ مورد استفاده در این آزمایش از نوع پمپ‌های دنده‌ای میکرو مدل WT3000-1FB ساخت شرکت Longer انگلستان با بیشینه دبی حجمی $1714/3$ میلی‌لیتر بر دقیقه، توان 150 وات و سرعت 3000 دور بر دقیقه است. تنظیم دور موتور و دبی حجمی پمپ به وسیله تجهیزات الکترونیکی تعبیه شده در آن امکان‌پذیر است و دقت آن $\pm 0/1$ میلی‌لیتر بر دقیقه در محدوده دما 20 تا 90 درجه سانتی‌گراد است.



شکل ۴-۴: پمپ دنده‌ای میکرو لانگر مدل WT3000-1FB

۴-۳-۳ اتصالات

به منظور اتصال بخش‌های مختلف دستگاه آزمایش به بخش آزمون و پیش گرم‌کن، اتصالاتی از جنس پلی‌آمید طراحی شده‌اند که علاوه بر متصل کردن بخش‌های متفاوت امکان اندازه‌گیری دما و فشار سیال در نقطه اتصال را فراهم می‌نمایند. در شکل ۴-۵ تصویر اتصال پلی‌آمید نشان داده شده است.

۴-۳-۴ عایق حرارتی

به منظور کاهش اتلاف حرارتی از دستگاه به محیط و عایق کردن آن، قسمتی از دستگاه با پشم‌شیشه عایق شده است. در شکل ۴-۶ نحوه عایق کردن بخش آزمون مشخص شده است.



شکل ۴-۵: اتصالات پلی آمید



شکل ۴-۶: عایق حرارتی

۴-۳-۵ سنسور دما

برای اندازه‌گیری دما از دو نوع سنسور، یکی برای دمای سیال و دیگری برای دمای سطح لوله استفاده شده است که جداگانه به معرفی هر یک از آنها می‌پردازیم.

۴-۳-۵-۱ سنسور دمای سیال

برای ثبت دمای سیال از سنسورهای مقاومی از نوع PT100 پراب‌دار ساخت شرکت جومو^۱ آلمان استفاده شده است. این سنسور دارای دقت $\pm 0.1\%$ درجه سانتی‌گراد است. برای ثبت دما از ۲ عدد

^۱ Jumo

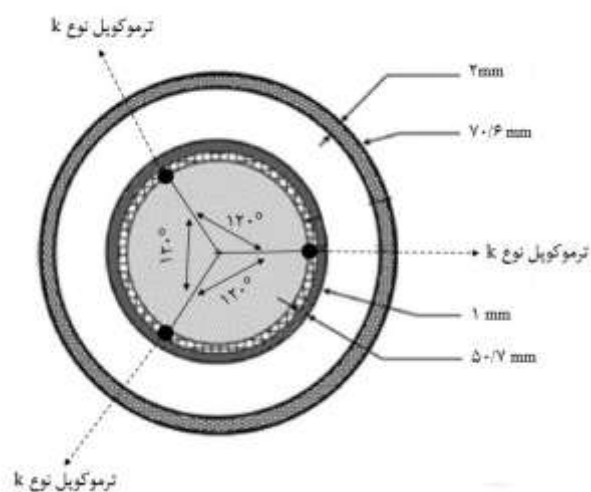
سنسور دما پراب دار استفاده شده است. یک عدد در ورودی بخش آزمون و دیگری در خروجی بخش آزمون قرار دارد. در شکل ۷-۴ نمایی از سنسور دمای سیال قابل مشاهده است.



شکل ۷-۴: سنسور اندازه‌گیری دمای سیال از نوع PT100 پراب دار

۲-۵-۳-۴ سنسور دمای سطح

برای اندازه‌گیری دمای سطح داخلی لوله داخلی بخش آزمون از ۱۵ عدد ترموکوپل نوع k با رنج اندازه‌گیری ۱۰۰- تا ۱۱۰۰ درجه سانتی‌گراد استفاده شده است. در هر ۱۵ سانتی‌متر از طول لوله ۳ عدد ترموکوپل به سطح داخلی لوله متصل شده است و دما در ۵ مقطع از لوله اندازه‌گیری می‌شود. ترموکوپل‌ها از نوع k هستند که با زاویه ۱۲۰ درجه نسبت به هم قرار گرفته‌اند. مبدا ($z=0$) از ورودی بخش آزمون شروع می‌شود و فاصله محوری $z = 60 \text{ cm}$ خروجی بخش آزمون می‌باشد. این فواصل محوری در شکل ۳-۴ مشخص شده است. همچنین شماتیکی از مقطع لوله که در آن محل اتصال ترموکوپل‌ها مشخص است در شکل ۸-۴ نشان داده شده است.



شکل ۴-۸: شماتیکی از مقطع از لوله و محل نصب ترموکوپل‌های نوع k

۳-۵-۳-۴ سنسور فشار

به منظور اندازه‌گیری فشار در مقاطع ورودی و خروجی بخش آزمون از سنسورهای فشار A-10 ساخت شرکت ویکا آلمان^۱ که در بازه فشار ۰ تا ۱۰ بار کار می‌کنند استفاده شده است. این سنسورها دارای دقت $\pm 2/5$ میلی بار می‌باشند و تحمل دما تا ۵۰ درجه سانتی‌گراد را دارند همچنین با توجه به دوفازی بودن آزمایش و رسیدن سیال به دمای اشباع از کولینگ المنت‌های ۵ پره ساخت شرکت ویکا آلمان استفاده شده تا آسیبی به سنسور وارد نشود. نمایی از سنسور فشار به همراه کولینگ المنت در شکل ۴-۹ قابل مشاهده است.



^۱ Wika

۴-۳-۱ منبع تغذیه

به منظور اعمال توان الکتریکی به المنت‌ها از دو عدد منبع تغذیه 5 کیلوولت آمپر Omega ساخت شرکت امگا کره استفاده شده است. عملکرد این منبع‌ها بدین گونه است که نوسانات جریان ورودی از برق شهر را در ابتدا گرفته و سپس از طریق اهمی که بالای منبع تعبیه شده می‌توان ولتاژ خروجی منبع را تنظیم کرد. همان‌طور که در قبل اشاره شد در دستگاه مورد آزمایش ۲ عدد المنت وجود دارد که هرکدام به یک منبع تغذیه متصل می‌شوند. منبع تغذیه مورد استفاده در شکل ۴-۱۰ قابل مشاهده است.

۴-۳-۲ کلمپ آمپر متر

همان‌طور که در قسمت قبل بیان شد منبع تغذیه مورد استفاده تنها تنظیم ولتاژ خروجی را میسر می‌کند و مقدار آن را نمایش می‌دهد، ولی برای محاسبه توان اعمال شده به تک‌تک المنت‌ها نیاز به معلوم بودن مقدار شدت جریان ورودی به هرکدام از المنت‌ها داریم و سپس از حاصل ضرب ولتاژ در شدت جریان مقدار توان محاسبه می‌شود. برای اندازه‌گیری شدت جریان ورودی به هر المنت از کلمپ آمپر متر 3280 ساخت شرکت هیوکی ژاپن^۱ استفاده شده است. دقت اندازه‌گیری این دستگاه ± 6 میلی‌آمپر است. نحوه اندازه‌گیری شدت جریان نیز بدین صورت است که سیم فاز المنت را داخل دهانه کلمپ متر قرار داده و این دستگاه به وسیله اندازه‌گیری جریان مغناطیسی سیم، شدت جریان ورودی را نمایش می‌دهد.

^۱ Hioki



(ب)



(الف)

شکل ۴-۱۰: منبع تغذیه (الف) تنظیم‌کننده ولتاژ (ب) ثابت‌کننده جریان

۴-۳-۳ پیش‌گرم‌کن

برای رساندن دمای آب به حد مطلوب قبل از ورود به بخش آزمون از پیش‌گرم‌کن استفاده شده است. در طراحی این پیش‌گرم‌کن از ۴ عدد المنت میله‌ای با توان هر المنت ۱/۵ کیلووات استفاده شده است که توانایی رساندن آب تا دمای ۸۰ درجه را دارند. برای جلوگیری از اتلاف حرارتی، پیش‌گرم‌کن با پشم‌شیشه عایق‌بندی شده است تا اتلاف حرارتی به حداقل برسد. شکل ۴-۱۱ پیش‌گرم‌کن مورد استفاده در آزمایش را نشان می‌دهد.

۴-۳-۴ کنترل‌کننده دمای ورودی سیال

به‌منظور کنترل کردن دمای ورودی سیال به بخش آزمون (دمای خروجی پیش‌گرم‌کن) از کنترل‌گر دما PID مدل E5CC ساخت شرکت امرن ژاپن^۱ استفاده شده است. برای کنترل دمای خروجی دماسنج PT۱۰۰ تعبیه شده در ورودی دستگاه باید به کنترلر وصل شده و همچنین خروجی جریان

^۱ Omron

کنترلر از طریق رله باید به المنت‌های پیش‌گرم‌کن وصل شود. با تنظیم کردن دمای موردنظر، کنترلر با قطع و وصل کردن جریان خروجی، دمای جریان ورودی به دستگاه را به دمای موردنظر می‌رساند. کنترل‌کننده دمای سیال مورد استفاده در آزمایش در شکل ۴-۱۲ نشان داده شده است.



شکل ۴-۱۱: پیش‌گرم‌کن



شکل ۴-۱۲: کنترل‌کننده دمای ورودی سیال

۴-۳-۵ دستگاه ثبت داده‌ها

۴-۳-۵-۱ دستگاه ثبت دما

برای ثبت دماهای سیستم تمامی سنسورها به دستگاه دیجیتالی ثبت دما متصل شده‌اند. برای ثبت دمای ترموکوپل‌ها از کانکتور +4018 که قابلیت اتصال 8 سنسور را به صورت هم‌زمان دارد استفاده می‌شود. همچنین برای ثبت دمای سیال (سنسورهای PT100) از کانکتور 4015 که قابلیت اتصال 6

سنسور را به صورت هم‌زمان دارد استفاده شده است. دستگاه ADAM4561 نیز به منظور تبدیل داده-ها، به اطلاعات قابل دسترسی به رایانه استفاده شده است. نرم‌افزار شرکت ادونتک^۱ با عنوان AdamApax.NET Utility برای ثبت اطلاعات در رایانه با دقت ۰/۰۱ درجه سانتی‌گراد استفاده شده است.

۴-۳-۵-۲ دستگاه ثبت فشار

برای ثبت فشار و افت فشار سیستم تمامی سنسورهای فشار و دستگاه افت فشار به دستگاه دیجیتالی ثبت دما متصل می‌شوند. این دستگاه قابلیت ثبت ۸ سنسور را دارد و مانند قبل از نرم‌افزار شرکت ادونتک برای ثبت اطلاعات در رایانه استفاده می‌شود. خروجی دستگاه ثبت فشار در بازه ۴ تا ۲۰ میلی آمپر استفاده شده است.

۴-۴ نحوه انجام آزمایش

برای شروع هر آزمایش ابتدا باید دبی حجمی پمپ را تعیین کنیم. پس از تعیین دبی حجمی پمپ برای اطمینان از دقت پمپ دبی حجمی به وسیله یک استوانه مدرج ۲ لیتری و کرنومتر نیز اندازه‌گیری می‌شود. با استفاده از ولوم تعبیه شده روی پمپ مورد استفاده در آزمایش، دبی حجمی را به دبی مورد نظر می‌رسانیم. پمپ ابتدا سیال را از مخزن آب به پیش‌گرم کن و سپس به ورودی دستگاه می‌رساند. پس از گذشت زمان و چرخش آب در لوله‌های دستگاه و اطمینان از پر شدن لوله‌های پیش‌گرم کن و بخش آزمون، به تدریج با اعمال ولتاژ از طریق منبع تغذیه المنت‌ها را روشن کرده و به ولتاژ مورد نظر می‌رسانیم. حال با استفاده از کلمپ آمپر متر جریان گذرنده از هر المنت را اندازه می‌گیریم که با داشتن ولتاژ آن مقدار توان اعمالی به دستگاه محاسبه می‌شود. دستگاه‌های ثبت داده را نیز روشن کرده، به کامپیوتر متصل نموده و با استفاده از نرم‌افزار ثبت داده، دمای سیال و دیواره لوله و

^۱ Advantech

فشار سیال ثبت و ذخیره‌سازی می‌شود. پس از گذشت زمان کوتاهی به‌وسیله کلمپ آمپر متر شدت جریان ورودی به المنت‌ها اندازه‌گیری می‌شود. به‌وسیله دستگاه کنترل‌کننده دما، دمای سیال خروجی از پیش‌گرم‌کن که در واقع همان دمای ورودی به بخش آزمون می‌باشد را تعیین می‌کنیم. در قسمت خروجی پیش‌گرم‌کن یک عدد سنسور اندازه‌گیری دمای سیال نصب شده است که از آنجا به کنترل‌کننده دما وصل می‌شود. همچنین المنت‌های نصب شده روی پیش‌گرم‌کن نیز به کنترل‌کننده دما وصل است. دمای ورودی مورد نظر به دستگاه را روی دستگاه کنترل‌کننده دما تنظیم می‌کنیم. دستگاه کنترل‌کننده دما پس از گذشت چند دقیقه با کنترل توان ورودی به المنت‌ها و قطع و وصل کردن جریان الکتریکی، دمای سیال را به دمای مورد نظر می‌رساند. برای رسیدن به شرایط پایدار در آزمایش باید حدود یک ساعت دستگاه کار کند و در طول این مدت با توجه به نوسانات جریان برق شهری ولتاژ منبع تغذیه را تغییر می‌دهیم تا همواره ولتاژ بر روی ولتاژ مورد نظر باشد. دستگاه ثبت داده نیز داده‌های دما و فشار را هر یک ثانیه ثبت می‌نماید. به دلیل اینکه ممکن است مقاومت المنت‌ها با دما تغییراتی داشته باشد باید شدت جریان ورودی به المنت‌ها به‌صورت مداوم در حین انجام آزمایش اندازه‌گیری و ثبت شود. شرط رسیدن آزمایش به حالت پایا در آزمایش‌های تک فاز این است که دمای سیال خروجی از بخش آزمون باگذشت زمان ثابت بماند و دیگر تغییر نکند ولی در آزمایش‌های دو فاز شرط رسیدن به حالت پایا این است که دمای دیواره لوله باگذشت زمان تغییر نکند. با توجه به ثبت مداوم دما و فشار و داشتن نمودار تغییرات آن‌ها باگذشت زمان، پس از حصول اطمینان از رسیدن به حالت پایا آزمایش متوقف می‌شود که در آزمایش‌های دوفازی این زمان حدوداً یک ساعت است. با اتمام آزمایش داده‌های دستگاه ثبت داده در کامپیوتر ذخیره می‌شود. پس از اتمام ذخیره داده‌ها و پایان آزمایش، برای اینکه به دستگاه آزمایش شوک وارد نشود، جریان الکتریکی وارد شده به پیش‌گرم‌کن و المنت‌ها را به تدریج کم می‌کنیم تا به صفر برسد. برای خنک شدن تدریجی لوله و المنت‌ها جریان آب کماکان در دستگاه جریان دارد و با خنک شدن دستگاه، جریان سیال نیز متوقف می‌شود.

برای جلوگیری از رسوب ذرات در دستگاه، جریان هوا با فشار زیاد توسط کمپرسور هوا به دستگاه تزریق می‌شود تا سیال باقی‌مانده نیز خارج شود.

ممکن است در طول آزمایش و در ارتباط با اندازه‌گیری تجهیزات خطاهایی پیش بیاید که به چند مورد از آنها اشاره می‌کنیم. هنگام تنظیم ولتاژ ممکن است برق شهر نوساناتی داشته باشد و ولتاژ تنظیم شده، تغییر کند که در مقدار شار حرارتی اعمالی تاثیر می‌گذارد. برای کنترل این خطا در طول مراحل آزمایش ولتاژ منبع تغذیه را تغییر می‌دهیم تا همواره ولتاژ بر روی ولتاژ موردنظر باشد. خطای دیگری که ممکن است پیش بیاید در قسمت کنترل کننده دمای ورودی سیال است که ممکن است با قطع و وصل کردن المنت‌ها دما به اندازه یک درجه از مقدار تنظیم شده روی کنترل‌کننده کمتر یا بیشتر شود. برای کنترل این خطا همیشه دمای تنظیم شده روی کنترل‌کننده به اندازه یک تا دو درجه بیش‌تر از دمای ورودی دلخواه به بخش آزمون تنظیم می‌شود تا افت دمای ناشی از قطع شدن المنت‌ها جبران شود. در بخش اصلی دستگاه نیز ممکن است مشکلاتی از قبیل نشتی اتصالات پیش بیاید که برای رفع آن از چسب مخصوص استفاده می‌شود.

فصل ۵ : نتیج

۵-۱ مقدمه

در این فصل به بررسی و تشریح نتایج حاصل از آزمایش‌ها می‌پردازیم. در این بخش ابتدا شرایط آزمایش بیان شده و در ادامه به بررسی و تحلیل تأثیر پارامترهای مختلف روی ضریب انتقال حرارت جوشش پرداخته می‌شود. سپس از لحاظ تئوری ضریب انتقال حرارت توسط رابطه شاه [۶۲] پیش‌بینی شده و با داده‌های تجربی مورد مقایسه قرار می‌گیرد.

۵-۲ شرایط آزمایش

در مطالعه حاضر تأثیر پارامترهایی از جمله شار حرارتی متغیر از ۵ تا ۳۰ کیلووات بر مترمربع، دبی حجمی بین ۷۰۰ تا ۱۷۰۰ میلی‌لیتر بر دقیقه، رینولدز بین ۳۰۰ تا ۷۰۰ و دمای مادون سرد ورودی 50°C و 35°C روی ضریب انتقال حرارت بررسی شده است. آزمایش در فشار اتمسفریک انجام شده و دمای محیط نیز در تمامی مراحل آزمایش 23°C می‌باشد. دمای اشباع آب در فشار اتمسفریک، 100°C در نظر گرفته شده است. جدول ۵-۱ متغیرهای آزمایش را نشان می‌دهد.

جدول ۵-۱: متغیرهای آزمایش

پارامتر	مقدار
موقعیت لوله	لوله عمودی از جنس فولاد نسوز، قطر خارجی ۵۰/۷
شار حرارتی اعمال شده	میلی‌متر، ضخامت ۱ میلی‌متر و طول ۱/۵ متر $(5-30 \text{ kw/m}^2)$
دبی حجمی سیال	$(700 - 1700 \text{ ml/min})$
دمای مادون سرد ورودی	50°C و 35°C
سرعت سیال	$(0.006 - 0.15 \text{ m/s})$
رینولدز	۳۰۰-۷۰۰

۳-۵ آنالیز عدم قطعیت

آنالیز عدم قطعیت روی نتایج آزمایش‌ها انجام شده است. عدم قطعیت یک پارامتر که تابعی از چند متغیر می‌باشد و وابسته به عدم قطعیت آن متغیرها است. عدم قطعیت کلی نتایج اندازه‌گیری شده از فرمول زیر محاسبه می‌شود [۱۲]:

$$u_y^2 = \sum_{i=1}^N \left(\frac{\partial f}{\partial x_i} \right)^2 u^2(x_i) \quad (۱-۵)$$

طبق تعریف ذکر شده، عدم قطعیت نسبی شار حرارتی و ضریب انتقال حرارت از روابط ۲-۵ و ۳-۵ محاسبه می‌شوند. مقادیر بیشینه عدم قطعیت مولفه‌های مختلف آزمایش به طور خلاصه در جدول ۲-۵ آورده شده است [۱۲].

$$\frac{\partial \dot{q}}{\dot{q}} = \left[\left(\frac{\partial V}{V} \right)^2 + \left(\frac{\partial I}{I} \right)^2 + \left(\frac{\partial D_o}{D_o} \right)^2 + \left(\frac{\partial L}{L} \right)^2 \right] \quad (۲-۵)$$

$$\frac{\partial h}{h} = \left[\left(\frac{\partial \dot{q}}{\dot{q}} \right)^2 + \left(\frac{\partial T_w}{T_w - T_b} \right)^2 + \left(\frac{\partial T_b}{T_w - T_b} \right)^2 \right] \quad (۳-۵)$$

جدول ۲-۵: مقادیر عدم قطعیت مولفه‌های تاثیرگذار مساله

عدم قطعیت	مولفه
±۰/۰۱	قطر لوله استیل (mm)
±۱	طول لوله استیل (mm)
±۰/۰۵	قطر لوله شیشه ای (mm)
±۰/۱٪	شار گرمی
±۰/۱ °C	دما (°C)
۰/۱ ٪	ولتاژ
۰/۱ ٪	آمپر

مؤلفه	عدم قطعیت
شار حرارتی	٪۵
ضریب انتقال حرارت محلی	٪۷

۴-۵ معادلات حاکم بر مسئله

به منظور محاسبه اتلاف حرارتی (راندمان حرارتی دستگاه آزمایش)، بررسی انتقال حرارت تک فاز و محاسبه میزان اتلاف حرارتی تعدادی آزمایش تکفاز نیز انجام شده است.

با توجه محاسبه رینولدز بحرانی از رابطه ۴-۵ نتیجه می‌شود جریان در طول آزمایش در محدوده رینولدز کمتر از ۲۳۰۰ قرار دارد و جریان آرام می‌باشد.

$$Re_{cr} = 2300$$

$$Re = \frac{\rho u D_H}{\mu}$$

$$Re < 2300 \quad \text{جریان آرام} \quad (۴-۵)$$

$$Re > 2300 \quad \text{جریان آشفته}$$

که D_H قطر هیدرولیک می‌باشد و برای دو لوله هم‌مرکز برابر است با :

$$D_H = \frac{4 \left(\frac{\pi}{4} \right) (D_o^2 - D_i^2)}{\pi(D_o + D_i)} = D_o - D_i \quad (۵-۵)$$

D_o و D_i به ترتیب قطر داخلی و قطر خارجی لوله می‌باشند.

شار حرارتی اعمال شده به لوله به وسیله حاصل ضرب شدت جریان الکتریکی اندازه‌گیری شده در ولتاژ

منبع تغذیه محاسبه شده است.

$$Q_E = \frac{VI}{A} = \frac{VI}{\pi D_i L} \quad (۶-۵)$$

D_i و V به ترتیب اختلاف پتانسیل دو سر مقاومت درون لوله و جریان الکتریکی را نشان می‌دهند. قطر داخلی و L طول گرم شده لوله داخلی است. شار حرارتی گرفته شده سیال از رابطه ۷-۵ محاسبه می‌شود:

$$q = \frac{\dot{m}C_p}{\pi D_o L} (T_{out} - T_{in}) \quad (7-5)$$

که \dot{m} معرف دبی جرمی، C_p ظرفیت گرمایی ویژه، T_{in} و T_{out} به ترتیب دمای ورودی و دمای خروجی می‌باشند. اتلاف حرارتی نیز از رابطه ۸-۵ به دست می‌آید:

$$Q_{loos} = \frac{VI - \dot{m}C_p(T_{out} - T_{in})}{VI} \times 100 \quad (8-5)$$

h ضریب انتقال حرارت جابجایی محلی بوده و از رابطه ۹-۵ محاسبه می‌شود:

$$h_z = \frac{q}{T_{w,o}(z) - T_b(z)} \quad (9-5)$$

در این رابطه z فاصله محوری از ورودی بخش آزمون، q شار حرارتی داده شده به سیال، $T_b(z)$ دمای توده سیال در موقعیت محوری z می‌باشد که طبق رابطه ۱۰-۵ و $T_{w,o}(z)$ دمای سطح خارجی لوله در فاصله محوری z می‌باشد که از رابطه ۱۱-۵ محاسبه می‌شود.

$$T_b = T_{in} + \frac{q\pi D_o}{\dot{m}C_p} z \quad (10-5)$$

K ضریب هدایت حرارتی لوله و $T_{w,i}$ دمای سطح داخلی لوله می‌باشد.

$$T_{w,o} = T_{w,i} - \frac{qD_i}{2k} \left[\ln \frac{D_o}{D_i} \right] \quad (11-5)$$

عدد ناسلت محلی در فاصله محوری Z از لوله به صورت زیر تعریف می‌شود. در این رابطه k ضریب هدایت حرارتی سیال می‌باشد.

$$Nu(z) = \frac{h_z D_H}{k} \quad (12-5)$$

x_{fd} طول توسعه یافتگی گرمایی برای جریان آرام و داخل لوله از رابطه ۱۳-۵ به دست می‌آید.

قطر هیدرولیکی می‌باشد [۴].

$$\frac{x_{fd}}{D_H} = 0.05 Re Pr \quad (13-5)$$

طول ناحیه‌ای از جریان که جوشش مادون سرد در آن رخ می‌دهد به عنوان طول مادون سرد تعریف شده و از رابطه ۱۴-۵ محاسبه می‌شود [۱].

$$Z_{sc} = \frac{GDC_p}{4q} (T_{sat} - T_b) \quad (14-5)$$

طول مادون سرد برای هر شار حرارتی و دبی حجمی محاسبه شده و در جدول ۳-۵ آورده شده است.

جدول ۳-۵: طول مادون سرد برای شرایط مختلف آزمایش

Q (ml/min) دبی حجمی	q (kw/m ²) شار حرارتی	Z _{sc} (cm) طول مادون سرد
۷۰۰	۱۵	۲۵
	۲۰	۱۵
۱۲۰۰	۱۵	۴۷
	۲۰	۳۳
	۲۴	۲۷
	۳۰	۱۹
۱۷۰۰	۲۰	۵۸
	۲۴	۴۶
	۳۰	۳۲

در همه این روابط خواص فیزیکی سیال در دمای توده سیال ($\frac{T_{in}+T_{out}}{2}$) محاسبه می‌شود. برای محاسبه خواص سیال از روابط شرغاوی [۶۳] که برای آب مقطر ارائه داده است استفاده می‌کنیم. این روابط به صورت زیر است [۶۳]:

$$T^* = \frac{T + 273.15}{300} \quad (15-5)$$

$$\mu = (-1.12729 \times 10^{-9}T^3) + (3.0075 \times 10^{-7}T^2) - (3.09368 \times 10^{-5}T) + (1.4825 \times 10^{-3}) \quad (16-5)$$

$$C_p = (1.136 \times 10^{-9}T^4) - (2.89748 \times 10^{-7}T^3) + (3.498 \times 10^{-5}T^2) - (1.6133 \times 10^{-3}T) + 4.203 \quad (17-5)$$

$$K = (-0.797015 \times T^{*-0.194}) - (0.25124 \times T^{*-4.717}) + (0.09643 \times T^{*-6.385}) - (0.032696 \times T^{-2.134}) \quad (18-5)$$

۵-۵ اعتبار سنجی نتایج

به منظور صحت سنجی آزمایش‌ها، نتایج تجربی برای جوشش جریان‌ی مادون سرد در شارهای حرارتی و دبی حجمی مختلف در فضای بین دو لوله هم‌مرکز با رابطه شاه مقایسه شده است. رابطه ۵-۱۹ رابطه شاه [۶۲] برای انتقال حرارت جوشش مادون سرد است به صورت می‌باشد [۶۲]:

$$q = h_l(T_w - T_b) + h_l(\varphi_0 - 1)(T_w - T_{sat}) \quad (19-5)$$

عبارت $h_l(T_w - T_b)$ در رابطه ۵-۱۹ مربوط به انتقال حرارت جابه‌جایی و عبارت $h_l(\varphi_0 - 1)(T_w - T_{SAT})$ مربوط به انتقال حرارت جوشش هسته‌ای می‌باشد. h_l ضریب انتقال حرارت حالت تک فاز می‌باشد که از معادله سایدر و تیت [۳۷] محاسبه می‌شود. پارامتر φ_0 نیز با توجه به مقدار عدد جوشش به صورت زیر تعریف می‌شود [۶۲]:

$$\varphi_0 = 230BO^{0.5} \quad BO > 0.3 \times 10^{-4} \quad (20-5)$$

$$\varphi_0 = 1 + 46BO^{0.5} \quad BO < 0.3 \times 10^{-4} \quad (21-5)$$

در این معادلات BO معرف عدد جوشش^۱ می‌باشد که به صورت زیر تعریف می‌شود:

$$BO = \frac{q}{Gh_{fg}} \quad (22-5)$$

^۱ Boiling number

q شار حرارتی گرفته شده سیال، G شار جرمی و h_{fg} آنتالپی تبخیر می باشد.

$$G = \rho u \quad (23-5)$$

ضریب انتقال حرارت تک فاز در معادله شاه (h_l) در جریان آرام از رابطه ۵-۲۴ معروف به رابطه سایدر و تیت محاسبه می شود. رابطه سایدر و تیت برای جریان آرام و تک فاز به شرح زیر است [۳۷]:

$$NU_1 = 1.87 \left(Re Pr \frac{D}{L} \right)^{0.33} (\mu_b / \mu_w)^{0.14} \quad (24-5)$$

μ_w و μ_b به ترتیب لزجت سیال در دمای بالک و لزجت سیال در دمای دیواره می باشد.

عدد بدون بعد رینولدز (Re) و پرانتل (Pr) به صورت زیر تعریف می شود:

$$Re = \frac{\rho u D}{\mu} \quad (25-5)$$

$$Pr = \frac{\rho c_p}{\alpha} \quad (26-5)$$

که ρ ، μ و u به ترتیب بیانگر چگالی، لزجت دینامیکی سیال و سرعت سیال و همچنین ν لزجت سینماتیکی و α نیز ضریب نفوذ گرمایی می باشد.

نتایج حاصل از داده های آزمایش با رابطه شاه [۶۲] برای ضریب انتقال حرارت جوشش مادون سرد مقایسه شد و رابطه شاه توانست با درصد خطای خوبی نتایج آزمایش را پیش بینی کند. ابتدا با استفاده از رابطه سایدر و تیت [۳۷] ضریب انتقال حرارت جابه جایی حالت تک فاز محاسبه شد. سپس با محاسبه عدد جوشش، پارامتر ϕ_0 محاسبه می شود. در نهایت با داشتن این مقادیر و همچنین دمای سطح و سیال در هر مرحله از آزمایش نرخ انتقال حرارت توسط رابطه ۵-۱۹ رابطه شاه [۶۲] محاسبه می شود. حال مقدار نرخ انتقال حرارت گرفته شده توسط سیال را در هر مرحله از آزمایش با استفاده از رابطه ۵-۷ محاسبه نموده و با مقدار بدست آمده از رابطه شاه مقایسه می کنیم. خطای محاسبه نرخ انتقال حرارت از آزمایش در مقایسه با نرخ انتقال حرارت از رابطه شاه [۶۲] (رابطه ۵-۱۸) ۲۱٪ بود که درصد خطای معقولی می باشد و نشان از درستی نتایج آزمایش دارد. نتایج محاسبه نرخ انتقال حرارت برای ۳ دبی حجمی ۷۰۰، ۱۲۰۰ و ۱۷۰۰ میلی لیتر بر دقیقه، با مقدار

تئوری آن از رابطه شاه مقایسه شد که این مقایسه به همراه درصد خطای آن در جدول ۴-۵ آورده شده است. همچنین درصد خطای انتقال حرارت تک فاز آزمایش با استفاده از معادله سایدرو و تیت [۵۷] برای دبی ۱۲۰۰ و ۱۷۰۰ میلی لیتر بر دقیقه به ترتیب برابر با ۳۲ و ۱۶ درصد به دست آمد.

جدول ۴-۵: مقایسه نتایج حاصل از آزمایش با رابطه شاه [۶۲]

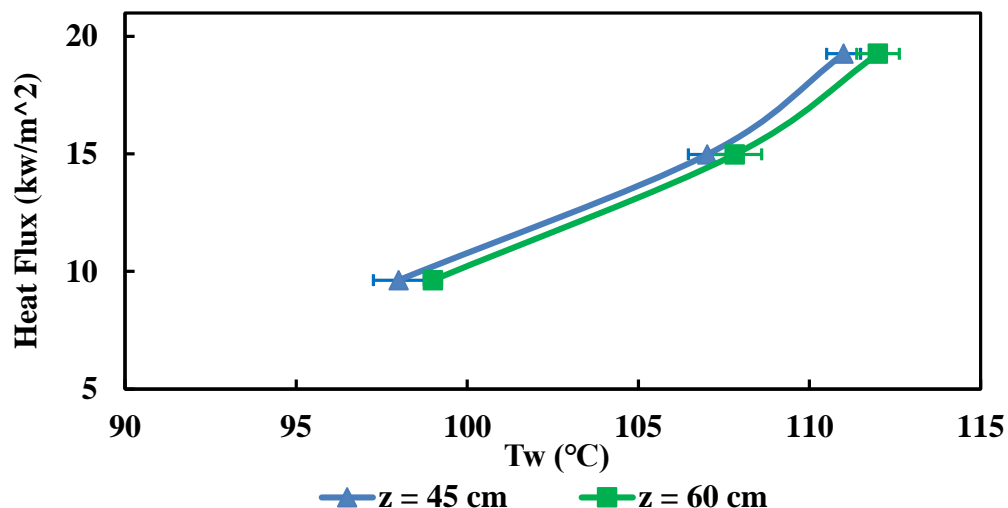
Q (ml/min) دبی حجمی	q (kw/m ²) شار حرارتی آزمایش	q (kw/m ²) تئوری از رابطه ۵-۱۸ [۶۲]	درصد خطا (%) [۶۲]
۷۰۰	۱۵	۱۷	٪۱۴
	۲۰	۲۴	٪۲۵
۱۲۰۰	۱۵	۱۸	٪۱۲
	۲۰	۲۴	٪۱۹
	۲۴	۲۹	٪۲۷
	۳۰	۳۵	٪۲۳
۱۷۰۰	۱۵	۱۷	٪۱۱
	۲۰	۲۶	٪۲۸
	۲۴	۳۰	٪۲۵
	۳۰	۳۵	٪۱۷

۵-۶ نتایج حاصل از آزمایش

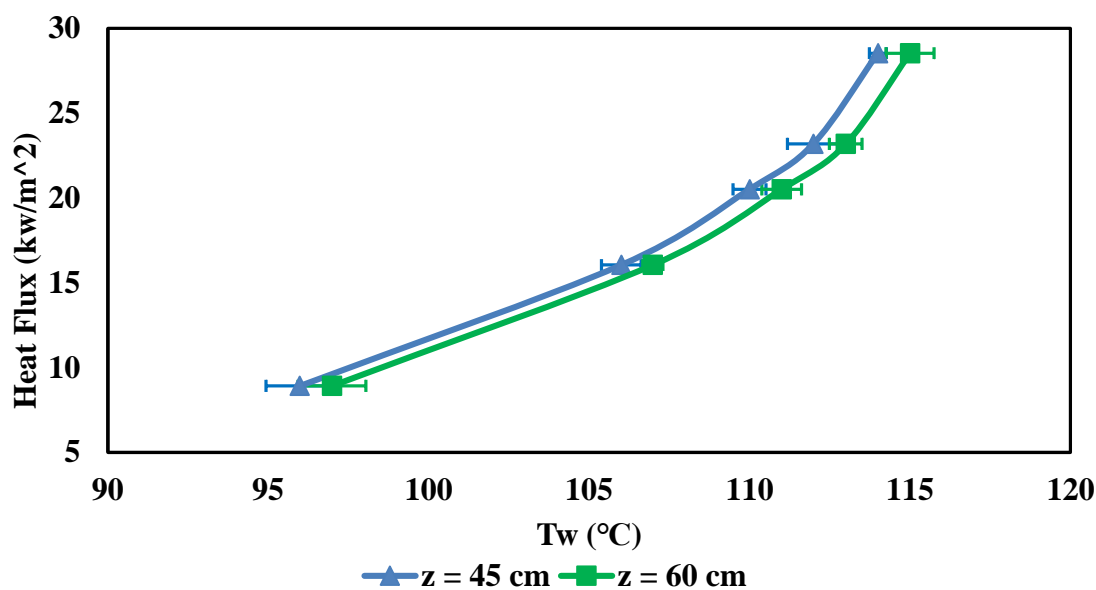
۵-۶-۱ دمای سطح لوله

در شکل های ۵-۱، ۵-۲ و ۵-۳ به ترتیب نمودارهای دمای سطح لوله بر حسب شار حرارتی (نمودار-های جوشش) در دبی های حجمی $Q=700$ ml/min، $Q=1200$ ml/min و $Q=1700$ ml/min برای

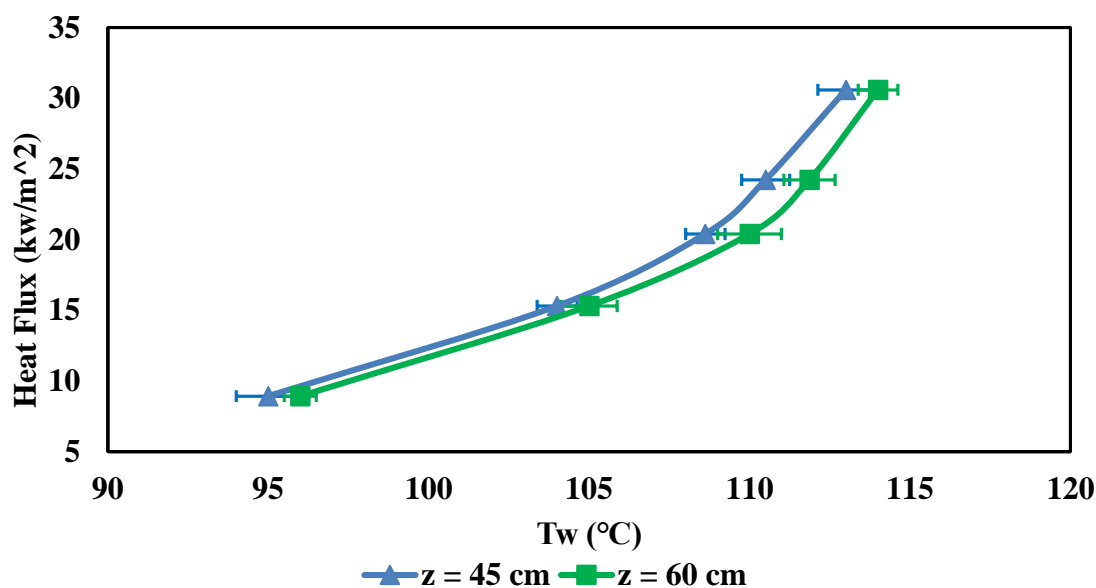
دو فاصله محوری $z = 45 \text{ cm}$ و $z = 60 \text{ cm}$ از ابتدای لوله (ورودی بخش آزمون) با مادون سرد ورودی 50°C رسم شده است. همان‌طور که در این نمودارها مشاهده می‌شود با افزایش شار حرارتی دمای دیواره افزایش می‌یابد. در شارهای حرارتی پایین نمودار تقریباً به صورت خطی تغییر می‌کند و در ادامه شیب تغییر دما کم شده و نمودار شکل منحنی به خود می‌گیرد. در شارهای حرارتی پایین و زمانی که انتقال حرارت تک فاز بر مسئله قالب است، دمای سطح به صورت خطی و با شیب نسبتاً زیاد تغییر می‌کند، این روند تا زمانی که دمای سطح به دمای اشباع سیال برسد ادامه پیدا می‌کند. با رسیدن دمای سطح لوله به دمای اشباع سیال (100°C) و ایجاد اولین حباب‌ها روی سطح (آغاز جوشش مادون سرد) و همان‌طور که در شکل ۲-۵ و ۳-۵ مشخص است روند افزایش دمای دیواره کم شده و از شار حرارتی 25 kw/m^2 به بعد دمای سطح بین 114°C تا 115°C ثابت می‌شود و در ادامه هم با افزایش شار حرارتی دمای دیواره تقریباً ثابت باقی می‌ماند. نکته‌ی دیگری که در نمودارها قابل ملاحظه است اینکه در یک شار حرارتی ثابت، دمای سطح در فاصله محوری $z = 60 \text{ cm}$ بیشتر از $z = 45 \text{ cm}$ می‌باشد. یعنی با افزایش فاصله از ابتدای لوله (ورودی بخش آزمون) دمای سطح افزایش می‌یابد. کمترین دمای سطح مربوط به ابتدا و بیشترین دمای سطح را در انتهای لوله داریم.



شکل ۲-۵: نمودارهای جوشش برای دمای اشباع 100°C در فاصله محوری $z = 45 \text{ cm}$ ، $z = 60 \text{ cm}$ و دبی حجمی $Q = 700 \text{ ml/min}$ با دمای مادون سرد 50°C ،



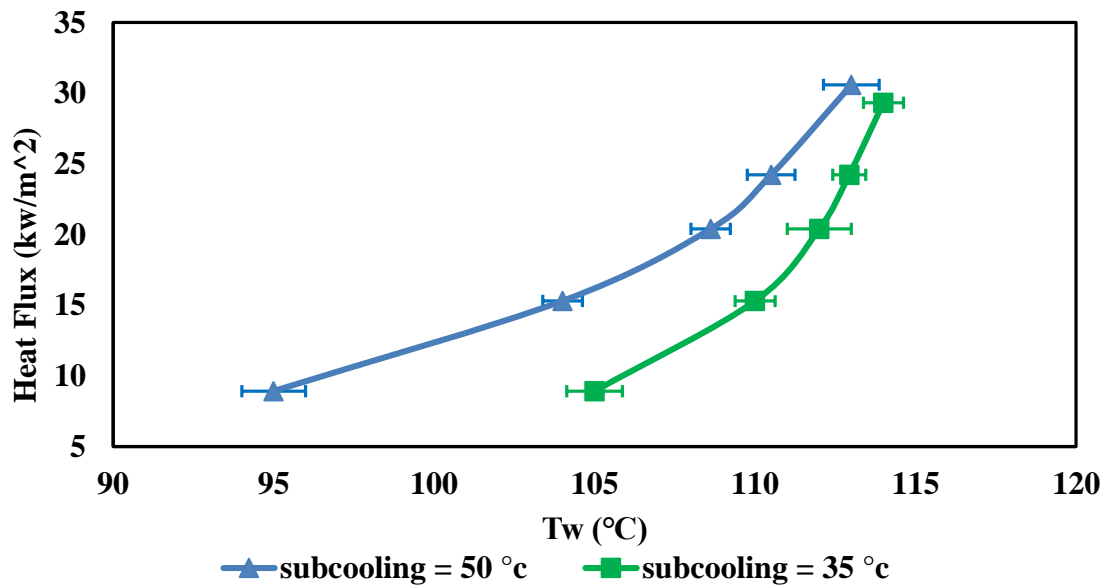
شکل ۲-۵: نمودارهای جوشش برای دمای اشباع 100°C در فاصله محوری $z = 45\text{ cm}$ و $z = 60\text{ cm}$ و دبی حجمی $Q = 1200\text{ ml/min}$ با دمای مادون سرد 50°C ،



شکل ۳-۵: نمودارهای جوشش برای دمای اشباع 100°C در فاصله محوری $z = 45\text{ cm}$ و $z = 60\text{ cm}$ و دبی حجمی $Q = 1700\text{ ml/min}$ با دمای مادون سرد 50°C ،

در شکل ۴-۵ به بررسی تأثیر افزایش دمای مادون سرد ورودی از 35°C به 50°C بر دمای سطح در شارهای حرارتی مختلف اشاره شده است. در این شکل نمودار دمای سطح در مکان محوری $z = 45$

سانتی‌متر و برای دبی ثابت $Q = 1700 \text{ ml/min}$ رسم شده است. همان‌طور که در شکل مشخص است افزایش دمای مادون سرد ورودی از 35°C به 50°C باعث می‌شود دمای سطح بین ۱ تا ۶ درجه سانتی‌گراد کاهش پیدا کند. در واقع با افزایش دمای ورودی سیال به بخش آزمون، دمای سطح افزایش می‌یابد.



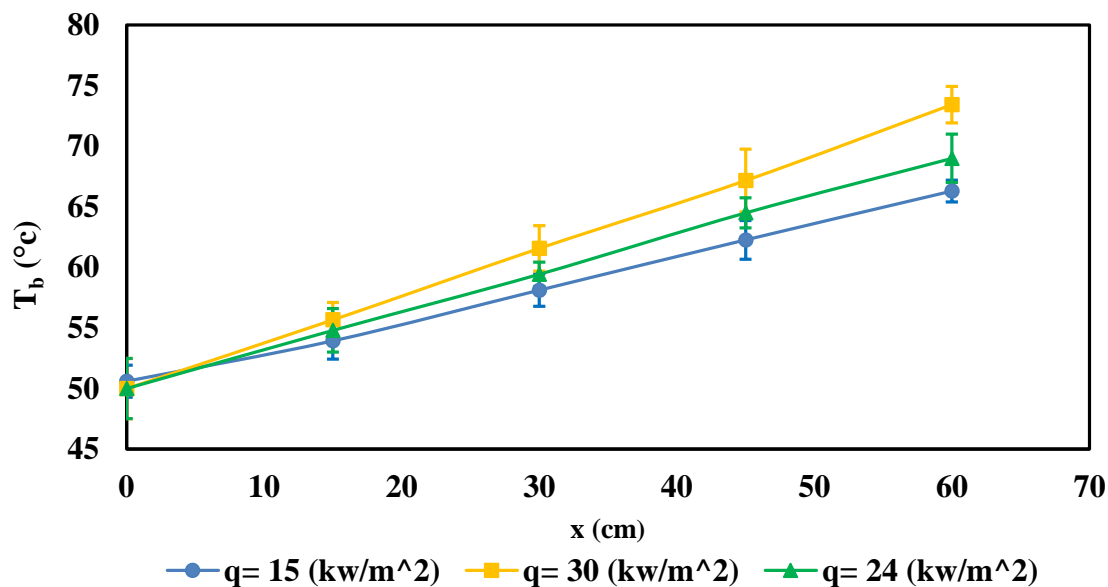
شکل ۴-۵: بررسی تأثیر دمای مادون سرد ورودی بر روی دمای سطح در مکان محوری $z = 45 \text{ cm}$ و دبی حجمی $Q = 1700 \text{ ml/min}$

۵-۶-۲ دمای توده سیال متحرک

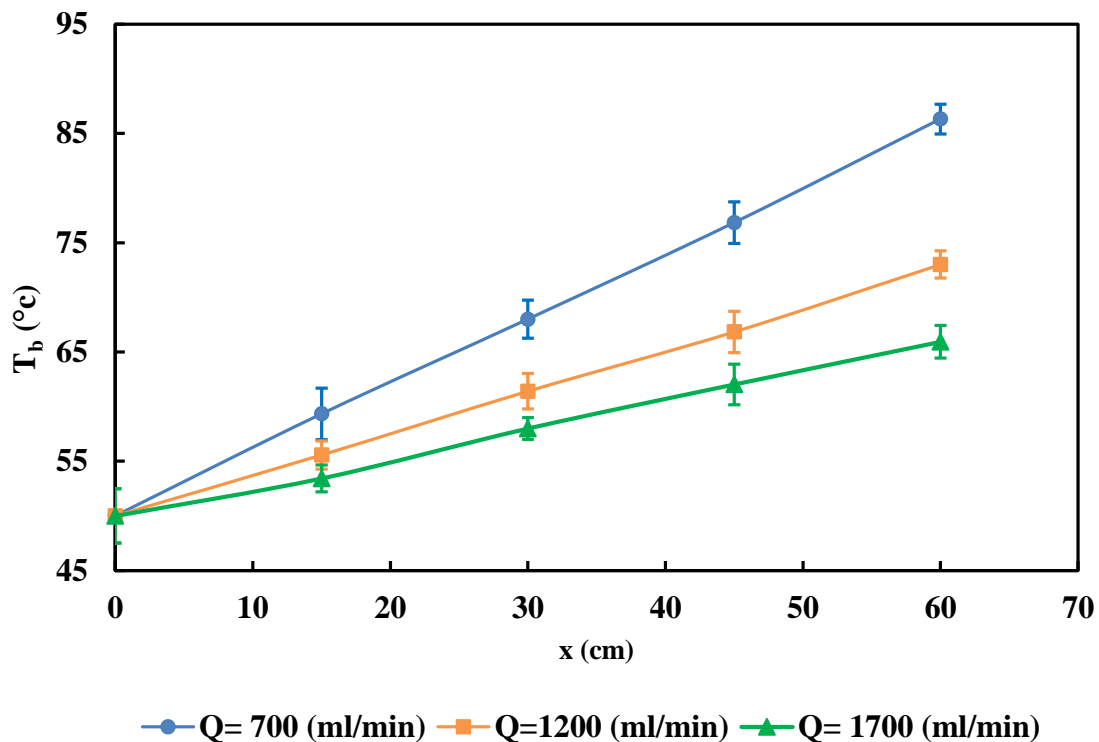
در این قسمت به بررسی تغییرات دمای سیال در طول لوله می‌پردازیم. با داشتن دمای ورودی و خروجی بخش آزمون و همچنین شار حرارتی اعمال شده، می‌توان با استفاده از معادله انرژی در حالت شار ثابت دمای سیال در هر مقطع را به دست آورد. رابطه ۵-۱۰ در قسمت قبل بیانگر دمای توده سیال در هر فاصله محوری از ابتدای لوله می‌باشد [۴]. به این منظور با استفاده از رابطه ۵-۱۰ دمای توده سیال در هر مقطع از طول لوله (هر ۱۵ سانتی‌متر) محاسبه شده و در شکل ۵-۵ نمودار تغییرات دمای توده سیال در فواصل محوری مختلف از ابتدای لوله و در دبی حجمی ثابت $Q = 1700 \text{ ml/min}$ رسم شده است. در این نمودار اثر شارهای حرارتی مختلف روی دمای توده سیال مورد بررسی قرار

گرفته است. شکل ۵-۵ نشان می‌دهد که در یک دبی ثابت، با افزایش شار حرارتی از 15 kw/m^2 تا 30 kw/m^2 ، دمای سیال از 50°C در ورودی تا 70°C در خروجی به صورت خطی افزایش می‌یابد. یعنی با افزایش شار حرارتی تا 30 kw/m^2 ، 20°C افزایش دمای سیال را داریم. نکته مهم دیگر در نمودار اینکه در یک دبی حجمی و شار حرارتی ثابت با افزایش فاصله از ابتدای لوله دمای سیال به صورت خطی و با شیب ملایمی افزایش می‌یابد.

همچنین در شکل ۶-۵ تغییرات دمای سیال تحت دبی‌های حجمی مختلف را نیز بررسی می‌کنیم. در این نمودار اثر تغییرات دبی حجمی بر روی دمای سیال در شار حرارتی ثابت 20 kw/m^2 در طول لوله رسم شده است. از نمودار نتیجه می‌شود که در یک شار حرارتی ثابت با افزایش دبی حجمی از $Q = 700 \text{ ml/min}$ تا $Q = 1700 \text{ ml/min}$ ، دمای سیال 20°C کاهش می‌یابد.



شکل ۵-۵: نمودار تغییرات دمای توده سیال بر حسب شارهای حرارتی مختلف در طول لوله و دبی حجمی $Q = 1700 \text{ ml/min}$ با دمای مادون سرد ورودی 50°C



شکل ۵-۶: نمودار تغییرات دمای توده سیال بر حسب دبی‌های مختلف در طول لوله و شار حرارتی ثابت 20 kw/m^2 برای دمای مادون سرد ورودی 50°C

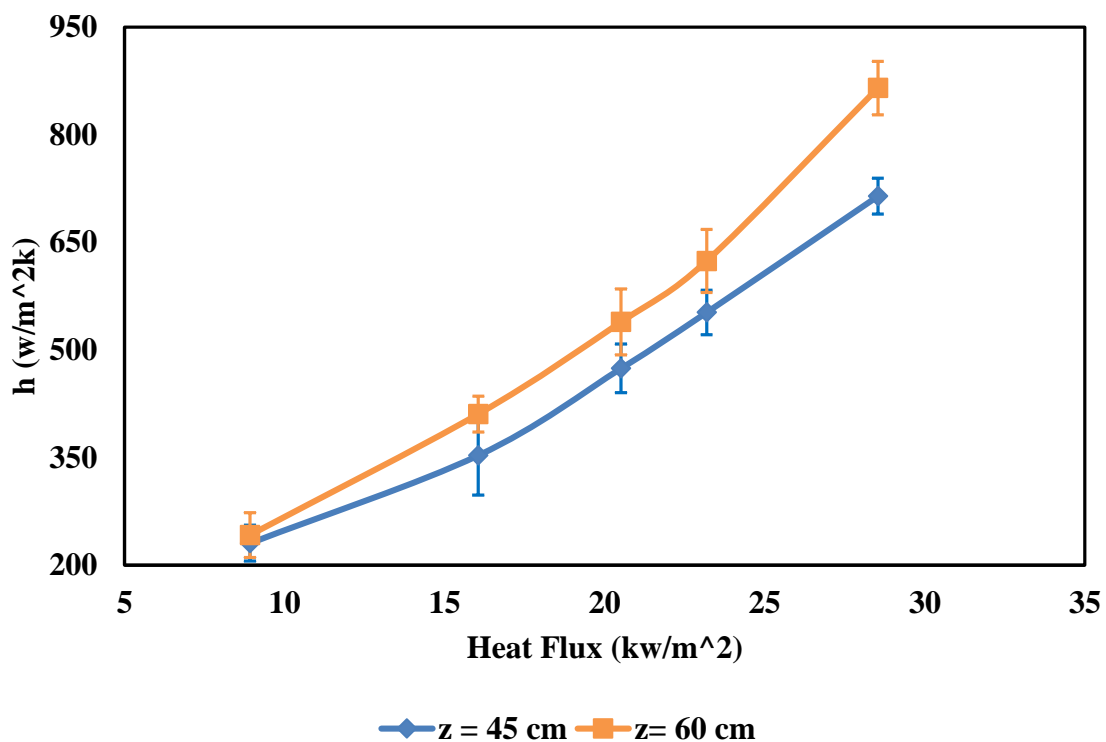
۵-۶-۳ ضریب انتقال حرارت جوشش

در این قسمت به بررسی ضریب انتقال حرارت جوشش مادون سرد می‌پردازیم. با توجه به اینکه ضریب انتقال حرارت جوشش در محدوده اعداد بیشتر از 10^3 می‌باشد ولی در این مطالعه آزمایشگاهی به دلیل پایین بودن عدد رینولدز جریان، محدوده ضریب انتقال حرارت کمتر از 10^3 است. این محدوده از ضریب انتقال حرارت با مطالعه تجربی زنگنه و همکاران [۶۴] مقایسه شد که مطابقت خوبی با کار آن‌ها دارد و صحت این محدوده از ضریب انتقال حرارت جوشش را تایید می‌کند.

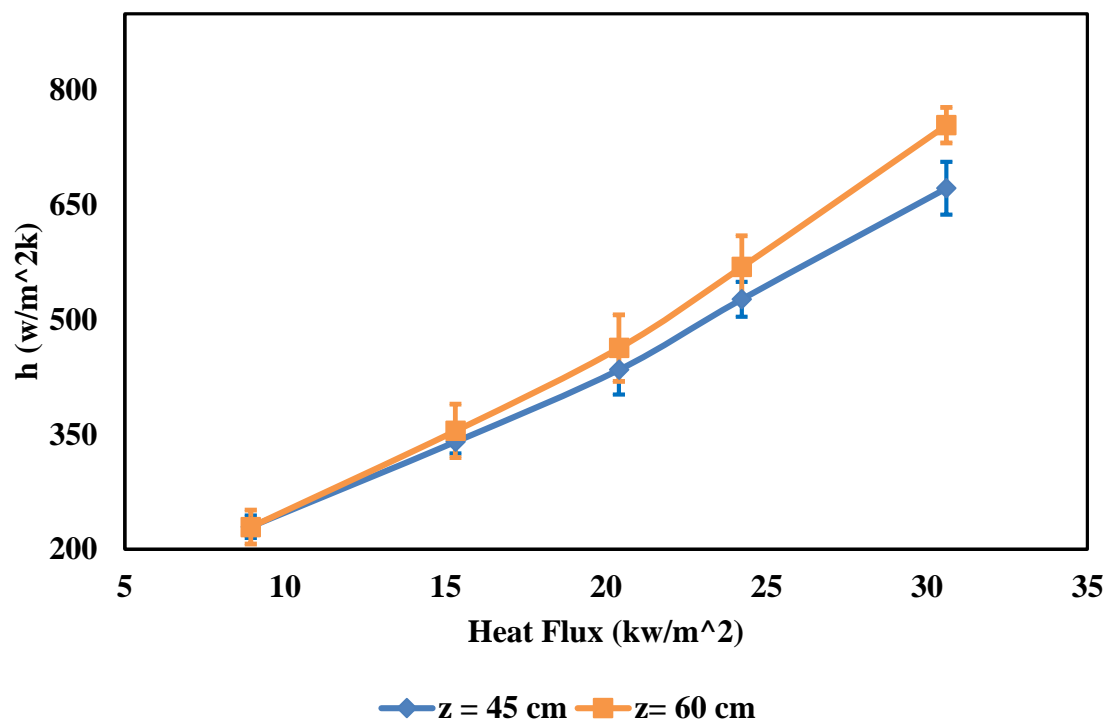
۵-۶-۳-۱ تغییرات ضریب انتقال حرارت در طول لوله

در این قسمت برای بررسی تغییرات ضریب انتقال حرارت در طول لوله، ضریب انتقال حرارت در دو فاصله محوری $z = 60 \text{ cm}$ و $z = 45 \text{ cm}$ تحت شارهای حرارتی مختلف بررسی شده است. با استفاده

از رابطه ۵-۱۳ و محاسبه طول توسعه یافتگی مشخص می‌شود که برای محدوده اعداد رینولدز آزمایش دو فاصله محوری $z = 45\text{cm}$ و $z = 60\text{cm}$ از ابتدای ورودی بخش آزمون، در ناحیه توسعه یافتگی حرارتی قرار دارند. برای محدوده دبی‌های آزمایش ۱۷۰۰-۷۰۰ میلی‌لیتر بر دقیقه طول توسعه یافتگی حرارتی طبق رابطه ۵-۱۳ در محدوده ۳۵ تا ۶۰ سانتی متر است. بنابراین ضریب انتقال حرارت جوشش در این دو فاصله محوری ذکر شده محاسبه می‌شود. شکل ۵-۷ و ۵-۸ تغییرات ضریب انتقال حرارت در دو فاصله محوری ذکر شده و برای دو دبی حجمی مختلف را نشان می‌دهد. از شکل ۵-۷ مشخص است که در یک شار حرارتی و دبی حجمی ثابت، با افزایش فاصله محوری از ابتدای لوله ضریب انتقال حرارت افزایش می‌یابد. همانطور که در قسمت قبل گفته شد در شار حرارتی ثابت دمای توده سیال در طول لوله به صورت خطی افزایش می‌یابد همچنین دمای سطح نیز در طول لوله افزایش می‌یابد. اختلاف بین دمای سطح و سیال $(T_w - T_m)$ در ابتدای لوله زیاد می‌باشد و این اختلاف دما در طول لوله کاهش می‌یابد در نتیجه طبق تعریف ضریب انتقال حرارت، ضریب انتقال حرارت جابه‌جایی در طول لوله افزایش می‌یابد. در یک دبی حجمی و شار حرارتی ثابت با تغییر فاصله محوری از ۴۵cm به ۶۰cm ضریب انتقال حرارت حدود ۵٪ افزایش می‌یابد. با افزایش فاصله محوری از ۴۵cm به ۶۰cm، بین ۱ تا ۵ درجه سانتی‌گراد افزایش دمای سیال و ۱ تا ۲ درجه سانتی‌گراد دمای سطح مشاهده می‌شود. همچنین در شکل ۵-۸ تغییرات ضریب انتقال حرارت برای دبی حجمی $Q = 1700 \text{ ml/min}$ در طول لوله نشان داده شده است.



شکل ۷-۵: تغییرات ضریب انتقال حرارت در طول لوله در دبی حجمی $Q = 1200 \text{ ml/min}$ و دمای مادون سرد ورودی 50°C

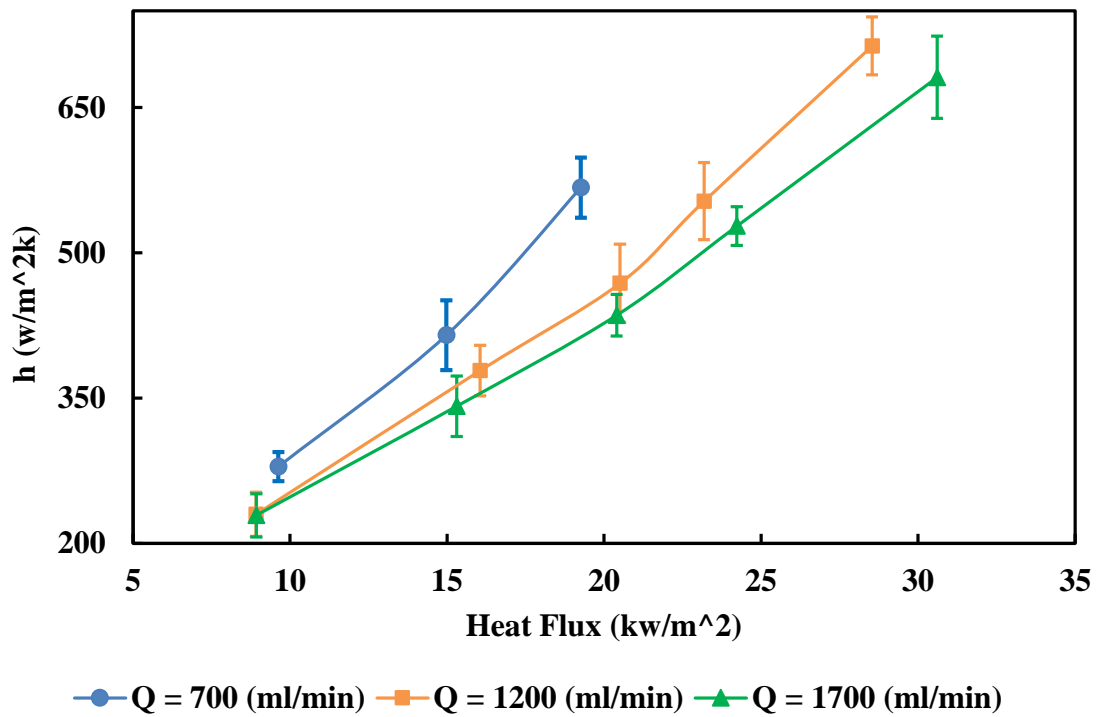


شکل ۸-۵: تغییرات ضریب انتقال حرارت در طول لوله در دبی حجمی $Q = 1700 \text{ ml/min}$ و دمای مادون سرد ورودی 50°C

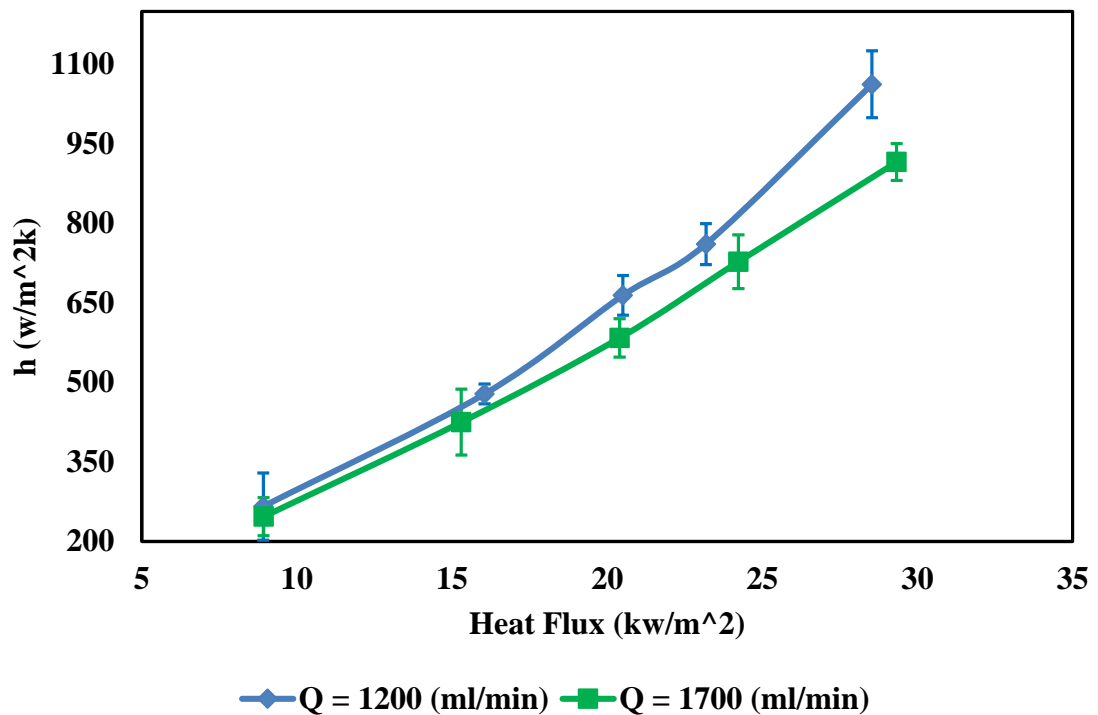
۵-۳-۲ تأثیر دبی حجمی بر ضریب انتقال حرارت

در این قسمت تأثیر دبی حجمی بر ضریب انتقال حرارت را ابتدا در دمای مادون سرد 50°C و سپس دمای مادون سرد 35°C بررسی می‌کنیم. شکل ۵-۹ وابستگی ضریب انتقال حرارت به دبی حجمی در فاصله محوری $z = 45\text{cm}$ در دمای مادون سرد ورودی 50°C را نشان می‌دهد. ۳ دبی حجمی ۷۰۰، ۱۲۰۰ و ۱۷۰۰ میلی‌لیتر بر دقیقه که مورد مقایسه قرار گرفته‌اند در ناحیه توسعه یافتگی حرارتی قرار دارند و طول توسعه یافتگی برای این دبی‌های حجمی بین ۳۰ تا ۶۰ سانتی‌متر می‌باشد. همان‌طور که در شکل ۵-۹ دیده می‌شود، ضریب انتقال حرارت تابعی از دبی حجمی برای یک مقدار معین شار حرارتی است و در یک شار حرارتی ثابت با کاهش دبی حجمی ضریب انتقال حرارت افزایش می‌یابد. نتیجه شد که در یک شار حرارتی ثابت، با کاهش دبی حجمی در ناحیه جوشش مادون سرد از $Q = 1700\text{ ml/min}$ تا $Q = 700\text{ ml/min}$ ، ضریب انتقال حرارت تا ۲۵٪ افزایش می‌یابد. علت این افزایش این است که در ناحیه انتقال حرارت جوشش مادون سرد، دمای دیواره تغییراتی ندارد و تقریباً ثابت می‌ماند بنابراین، چنانچه دبی حجمی در این ناحیه کاهش یابد، دمای توده سیال افزایش می‌یابد در حالی که دمای دیواره تقریباً ثابت می‌ماند و طبق تعریف ضریب انتقال حرارت، ضریب انتقال حرارت جابه‌جایی افزایش می‌یابد. همچنین در شکل ۵-۹ مشخص است که افزایش ضریب انتقال حرارت در شارهای حرارتی بالاتر بیشتر مشاهده می‌شود.

حال به بررسی تغییرات دبی حجمی در دمای مادون سرد 35°C می‌پردازیم. اثر دبی حجمی بر ضریب انتقال حرارت در دمای مادون سرد 35°C در شکل ۵-۱۰ نشان داده شده است. در شکل ۵-۱۰ مشخص است که در دمای مادون سرد 35°C و یک شار حرارتی ثابت، با کاهش دبی حجمی ضریب انتقال حرارت افزایش می‌یابد. در این دمای مادون سرد با کاهش دبی از $Q = 1700\text{ ml/min}$ تا $Q = 1200\text{ ml/min}$ ضریب انتقال حرارت ۱۲٪ کاهش یافت که در شارهای حرارتی بالا این تغییرات بیشتر مشاهده می‌شود.



شکل ۵-۹: تأثیر دبی حجمی بر ضریب انتقال حرارت در دمای مادون سرد ورودی ۵۰ °C و فاصله محوری z = 45cm



شکل ۵-۱۰: تأثیر دبی حجمی بر ضریب انتقال حرارت در دمای مادون سرد ورودی ۳۵ °C و فاصله محوری z = 45cm

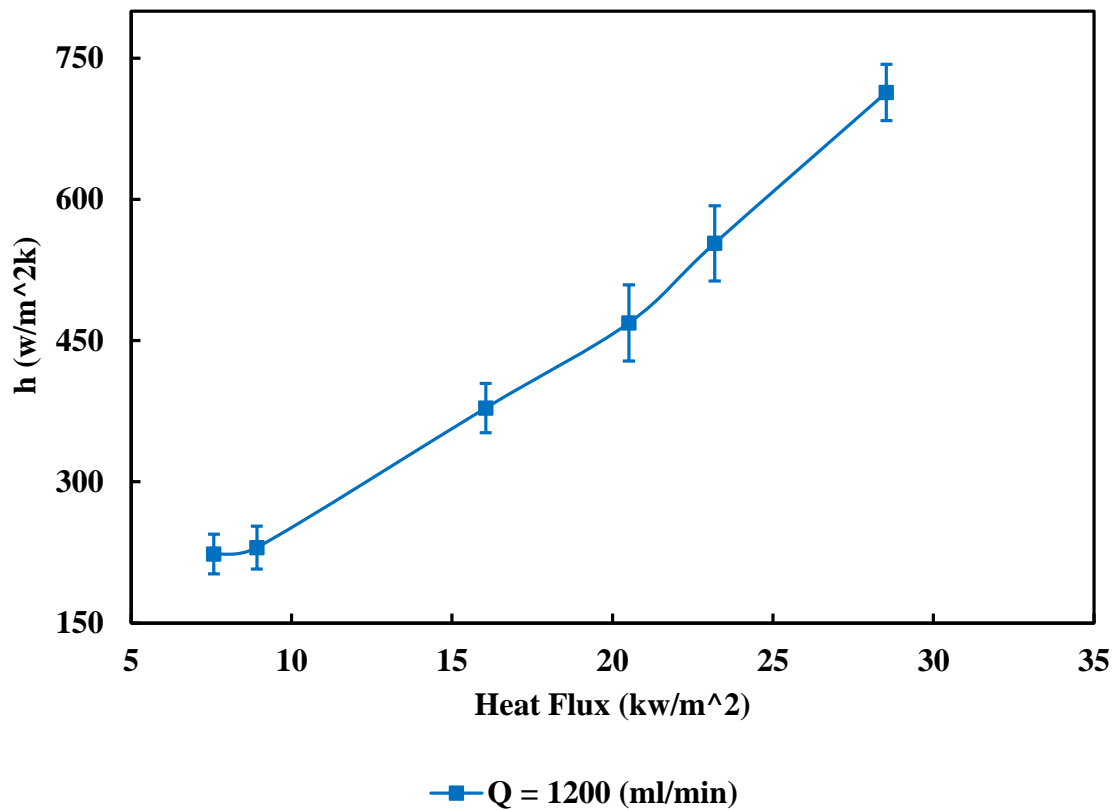
۵-۶-۳ تأثیر شار حرارتی بر ضریب انتقال حرارت

در این قسمت نیز مانند قبل تأثیر شار حرارتی بر روی ضریب انتقال حرارت را ابتدا در دمای مادون سرد 50°C و سپس دمای مادون سرد 35°C بررسی می‌کنیم. شکل ۵-۱۱ تأثیر شارهای حرارتی مختلف بر ضریب انتقال حرارت را در مکان محوری ثابت $z=45\text{cm}$ و دبی حجمی $Q=1200\text{ ml/min}$ برای دمای مادون سرد ورودی 50°C نشان می‌دهد. همان‌طور که دیده می‌شود، ضریب انتقال حرارت به شدت تابعی از شار حرارتی می‌باشد و با زیاد شدن شار حرارتی، ضریب انتقال حرارت تا ۳۱٪ افزایش می‌یابد. همچنین باید توجه کرد که در شارهای حرارتی پایین‌تر، انتقال حرارت جابجایی اجباری تک‌فاز مشاهده می‌شود و بعد از مقداری افزایش در شار حرارتی، حباب‌های بسیار کوچک روی سطح انتقال حرارت تولید و به دلیل پایین بودن دمای سیال اطراف آن، حباب به‌طور ناگهانی محو می‌شوند. یک نقطه در مکانیسم انتقال حرارت وجود دارد که از جابجایی اجباری به جوشش جریان‌ی تغییر می‌کند. تعیین دقیق این نقطه با مشاهدات معمولی آسان نیست. به هر حال تولید حباب‌ها باعث افزایش انتقال حرارت از سطح گرم شده می‌شود، همان‌طور که در شکل ۵-۱۱ مشاهده می‌شود شیب منحنی ضریب انتقال حرارت در نقطه‌ای که مکانیسم انتقال حرارت تغییر می‌کند، به شدت افزایش می‌یابد. اثر شار حرارتی روی ضریب انتقال حرارت جابه‌جایی اجباری کوچک است در حالی که در ناحیه جوشش دارای اثری غیرقابل صرف‌نظر می‌باشد.

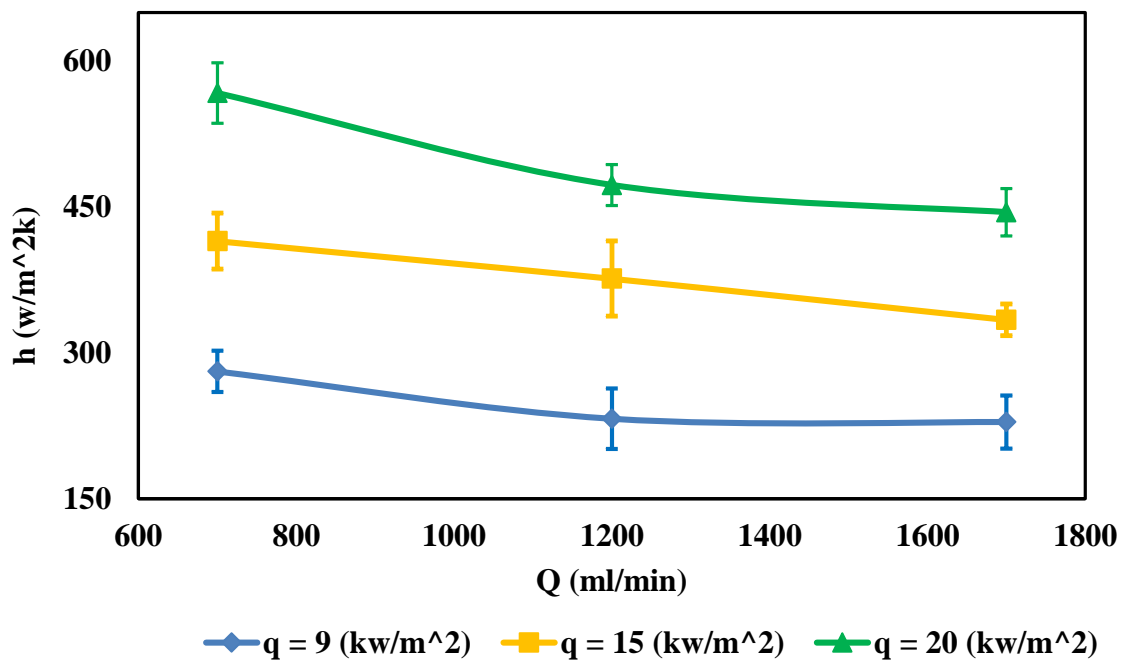
همچنین در شکل ۵-۱۲ اثر شارهای حرارتی مختلف بر ضریب انتقال حرارت بررسی شده است. در شکل ۵-۱۲ نیز مشخص است که ضریب انتقال حرارت به شدت تابع شار حرارتی می‌باشد. نکته مهم دیگری که در شکل هم ملاحظه می‌شود این است که در شار حرارتی ثابت 20 kw/m^2 ، زمانی که دبی کاهش پیدا می‌کند ضریب انتقال حرارت افت شدیدتری دارد در صورتی که در شار حرارتی 9 kw/m^2 این میزان افت ضریب انتقال حرارت کمتر است. به این دلیل که در یک شار حرارتی بالاتر با کاهش دبی دمای سیال کاهش می‌یابد و چون دمای سطح هر دو در ناحیه جوشش مادون سرد قرا

داشته به یک میزان کاهش می‌یابند در نتیجه شار حرارتی بالاتر افت شدیدتری دارد. در شار حرارتی 20 kw/m^2 ، با کاهش دبی، ۲۳٪ افت در ضریب انتقال حرارت نتیجه می‌شود در صورتی که در شار حرارتی 9 kw/m^2 ، با کاهش دبی این میزان به ۱۸٪ کاهش یافت. این یافته بیانگر همان وابستگی شدید ضریب انتقال حرارت به شار حرارتی می‌باشد.

شکل ۵-۱۳ اثر افزایش شار حرارتی بر میزان تولید حباب روی سطح در جوشش مادون سرد در دبی حجمی $Q = 1200 \text{ ml/min}$ نشان می‌دهد. همان‌طور که در شکل ۵-۱۳ مشاهده می‌شود با افزایش شار حرارتی تعداد و اندازه حباب‌ها افزایش می‌یابد.



شکل ۵-۱۱: تأثیر شار حرارتی بر ضریب انتقال حرارت در دبی حجمی $Q = 1200 \text{ ml/min}$ مکان محوری ثابت $z = 45 \text{ cm}$ برای مادون سرد ورودی 50°C



شکل ۵-۱۲: تأثیر شار حرارتی بر ضریب انتقال حرارت در مکان محوری ثابت $z = 45\text{cm}$ برای مادون سرد ورودی 50°C



$q = 20 \text{ (kw/m}^2\text{)}$



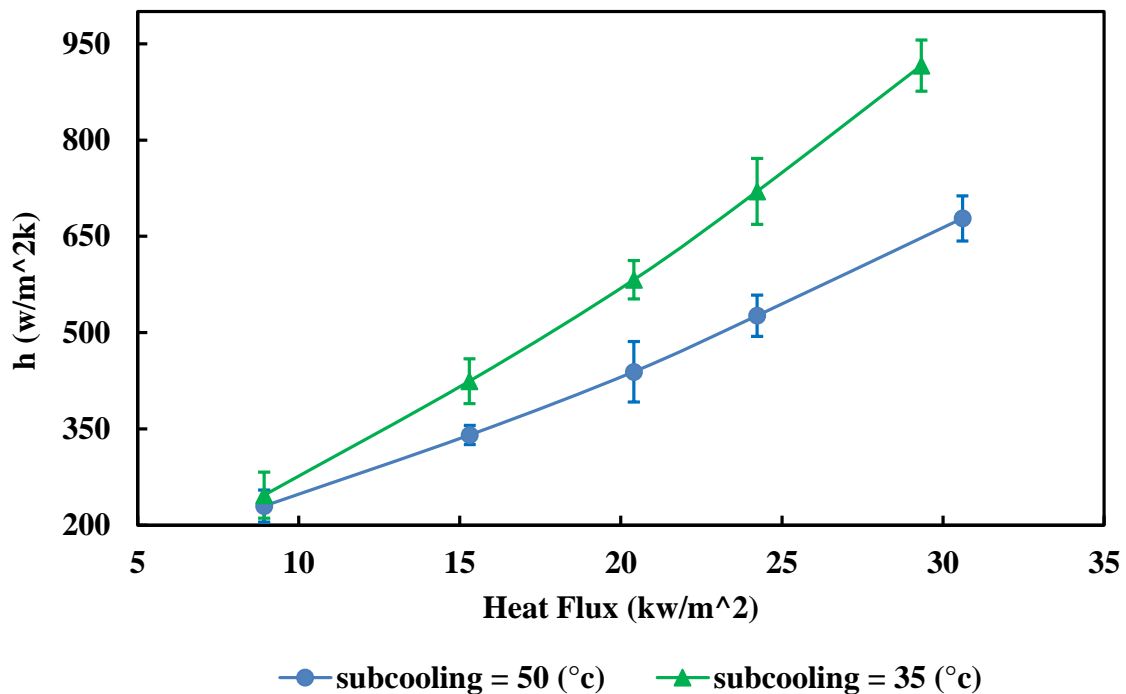
$q = 28 \text{ (kw/m}^2\text{)}$

شکل ۵-۱۳: اثر افزایش شار حرارتی بر رفتار حباب روی سطح در جوشش مادون سرد در دبی حجمی $Q = 1200 \text{ ml/min}$ و دمای مادون سرد ورودی 50°C

۵-۳-۴ تأثیر دمای مادون سرد ورودی بر ضریب انتقال حرارت

نتیجه تأثیر دمای مادون سرد ورودی بر ضریب انتقال حرارت جوشش در شکل ۵-۱۴ نشان داده شده است. از بررسی این تأثیر در شکل ۵-۱۴ نتیجه می‌شود که اگر دمای مادون سرد ورودی را کاهش دهیم ضریب انتقال حرارت افزایش می‌یابد. به عبارت دیگر بیشترین ضریب انتقال حرارت در دماهای مادون سرد پایین اتفاق می‌افتد. نتیجه شد که در یک دبی و شار حرارتی ثابت، با کاهش دمای مادون سرد از 50°C به 35°C ، ضریب انتقال حرارت به میزان ۳۵٪ افزایش یافت.

از آنجایی که در مادون سرد بالاتر مکانیزم انتقال حرارت تک‌فاز مهم‌تر از مکانیزم جوشش هسته‌ای است، شدت تحریک مایع به دلیل ایجاد و جدایش حباب‌ها تأثیر کمتری در تغییر نرخ انتقال حرارت دارد. علاوه بر این اندازه حباب‌های ایجاد شده روی سطح و تراکم مکان‌های هسته‌زایی کوچک‌تر هستند. در دماهای مادون سرد پایین، دلیل افزایش ضریب انتقال حرارت افزایش تراکم مکان‌های هسته‌زایی و تولید حباب‌های بیشتر است که موجب تلاطم سیال می‌شود.



شکل ۵-۱۴: تأثیر دمای مادون سرد ورودی بر ضریب انتقال حرارت در مکان محوری ثابت $z = 45\text{cm}$ و دبی حجمی $Q = 1200\text{ ml/min}$

همچنین در شکل ۵-۱۴ واضح است که تأثیر دمای مادون سرد در ناحیه انتقال حرارت تک فاز کمتر از ناحیه جوشش مادون سرد می‌باشد. به عبارت دیگر در شارهای حرارتی پایین زمانی که انتقال حرارت تک فاز داریم با کاهش دمای مادون سرد ورودی ضریب انتقال حرارت تغییرات زیادی ندارد ولی در شارهای حرارتی بالا و بعد از شروع جوشش مادون سرد ضریب انتقال حرارت تغییر زیادی پیدا می‌کند و درصد افزایش آن نسبت به شارهای پایین‌تر بیشتر است.

و در نهایت در این مطالعه آزمایشگاهی پس از بررسی کلیه پارامترها بر روی ضریب انتقال حرارت، نتیجه شد که تغییر دمای مادون سرد ورودی نسبت به دیگر پارامترها از جمله شار حرارتی و دبی حجمی، تأثیر خیلی بیشتری بر روی ضریب انتقال حرارت دارد و به نسبت بیشتری از دیگر پارامترها ضریب انتقال حرارت را افزایش می‌دهد. کاهش دمای مادون سرد ورودی از ۵۰ به ۳۵ درجه سانتی‌گراد باعث افزایش ضریب انتقال حرارت به میزان ۳۵٪ (۱/۳۵ برابر) می‌شود که در بین پارامترهای مورد بررسی در این پژوهش بیشترین نقش را در بهبودی ضریب انتقال حرارت ایفا می‌کند.

فصل ۶ : نتیجه گیری و پیشنهادها

۶-۱ بحث و نتیجه‌گیری

در مطالعه حاضر به بررسی آزمایشگاهی انتقال حرارت جریان جوشش مادون سرد در بین دو لوله هم‌مرکز عمودی با فضای حلقوی ماکرو در فشار اتمسفریک و سیال عامل آب پرداخته شده و اثر پارامترهایی مانند شار حرارت، دبی جرمی و دمای مادون سرد ورودی بر روی ضریب انتقال حرارت بررسی شده است. آزمایش‌ها در محدوده دبی حجمی $Q = 700 \text{ ml/min}$ تا $Q = 1700 \text{ ml/min}$ و شار حرارتی $q = 9 \text{ kw/m}^2$ تا $q = 30 \text{ kw/m}^2$ برای دو دمای مادون سرد ورودی 35°C و 50°C انجام شد. ضرایب انتقال حرارت حاصل آزمایش با رابطه ارائه‌شده توسط شاه [۶۲] برای دو لوله هم‌مرکز مورد مقایسه قرار گرفت و نتیجه شد که رابطه شاه با میانگین اختلاف 23% به خوبی می‌تواند ضریب انتقال حرارت جوشش جریانی برای دو لوله هم‌مرکز مورد آزمایش را پیش‌بینی کند.

بررسی نتایج در طول آزمایش نشان می‌دهد که انتقال حرارت از دو مکانیسم جابجایی اجباری و جوشش جریانی تشکیل می‌یابد. نتایج حاصل از دمای سطح نشان داد که در شارهای حرارتی پایین و ناحیه تک‌فاز دما به صورت خطی و با یک شیب نسبتاً زیاد افزایش می‌یابد و زمانی که وارد ناحیه جوشش مادون‌سرد می‌شود با شیب کمتری شروع به افزایش می‌کند و دمای سطح تقریباً ثابت می‌شود و با افزایش شار حرارتی نیز دمای سطح ثابت می‌ماند. همچنین با بررسی دیگر نتیجه شد دمای سطح و سیال در طول لوله افزایش می‌یابد.

با بررسی تأثیر دبی حجمی بر ضریب انتقال حرارت مشخص شد که ضریب انتقال حرارت تابعی از دبی حجمی برای یک مقدار معین شار حرارتی است و در یک شار حرارتی ثابت با کاهش دبی حجمی ضریب انتقال حرارت تا 25% افزایش می‌یابد. علت این افزایش این است که در ناحیه انتقال حرارت جوشش مادون سرد، دمای دیواره تغییراتی ندارد و تقریباً ثابت می‌ماند بنابراین، چنانچه دبی حجمی در این ناحیه کاهش یابد، دمای توده سیال افزایش می‌یابد در حالی که دمای دیواره تقریباً ثابت می‌ماند و طبق تعریف ضریب انتقال حرارت، ضریب انتقال حرارت جابه‌جایی افزایش می‌یابد.

همچنین اثر تغییر شار حرارتی بر روی ضریب انتقال حرارت نشان داد که ضریب انتقال حرارت به شدت تابعی از شار حرارت می باشد. با زیاد شدن شار حرارتی در یک دبی حجمی ثابت ضریب انتقال حرارت تا ۳۱٪ افزایش می یابد. در شارهای حرارتی پایین تر، انتقال حرارت جابجایی اجباری تک فاز مشاهده می شود و بعد از مقداری افزایش در شار حرارتی، حباب های بسیار کوچک روی سطح انتقال حرارت تولید و به دلیل پایین بودن دمای سیال اطراف آن، به طور ناگهانی محو می شوند. یک نقطه در مکانیسم انتقال حرارت وجود دارد که از جابجایی اجباری به جوشش جریان یافته تغییر می کند. تعیین دقیق این نقطه با مشاهدات معمولی آسان نیست. به هر حال تولید حباب ها باعث افزایش انتقال حرارت از سطح گرم شده می شود.

در آزمایشی دیگر اثر تغییر دمای مادون سرد ورودی بررسی شد و نتیجه شد که اگر دمای مادون سرد ورودی را کاهش دهیم ضریب انتقال حرارت افزایش می یابد. به عبارت دیگر بیشترین ضریب انتقال حرارت در مادون سردهای پایین اتفاق می افتد. با توجه به این بررسی مشخص شد که در یک دبی و شار حرارتی ثابت، با کاهش دمای مادون سرد از 50°C به 35°C ، ضریب انتقال حرارت به میزان ۳۵٪ افزایش یافت. از آنجایی که در مادون سرد بالاتر مکانیزم انتقال حرارت تک فاز مهم تر از مکانیزم جوشش هسته ای است، شدت تحریک مایع به دلیل ایجاد و جدایش حباب ها تأثیر کمتری در تغییر نرخ انتقال حرارت دارد. علاوه بر این اندازه حباب های ایجاد شده روی سطح و تراکم مکان های هسته زایی کوچک تر هستند. در مادون سردهای پایین، دلیل افزایش ضریب انتقال حرارت افزایش تراکم مکان های هسته زایی و تولید حباب های بیشتر است که موجب تلاطم سیال می شود.

و در نهایت در این مطالعه آزمایشگاهی پس از بررسی کلیه پارامترها بر روی ضریب انتقال حرارت، نتیجه شد که تغییر دمای مادون سرد ورودی نسبت به دیگر پارامترها از جمله شار حرارتی و دبی حجمی، تأثیر خیلی بیشتری بر روی ضریب انتقال حرارت دارد و با ۳۵٪ افزایش در بین پارامترهای مورد بررسی در این پژوهش بیشترین نقش را در بهبودی ضریب انتقال حرارت ایفا می کند.

۲-۶ پیشنهادها

می‌توان برای بهبود و ادامه این تحقیق موارد زیر را پیشنهاد کرد:

- ❖ بررسی تأثیر سیال عامل دیگری مانند نانوسیال
- ❖ تمرکز بر روی قطر جدایش و فرکانس جدایش حباب
- ❖ مطالعه تأثیر فشار
- ❖ مدل‌سازی عددی و شبیه‌سازی با شرایط مطالعه حاضر

مراجع

- [1] Collier, J. G., & Thome, J. R. (1994). Convective boiling and condensation. Clarendon Press.
- [2] Wang, G., & Cheng, P. (2009). Subcooled flow boiling and microbubble emission boiling phenomena in a partially heated microchannel. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 52(1-2), 79-91.
- [3] Lee, J., & Mudawar, I. (2009). Critical heat flux for subcooled flow boiling in micro-channel heat sinks. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 52(13-14), 3341-3355.
- [4] Incropera, DeWitt: *Fundamentals of Heat and Mass Transfer*, 6 th Edition., Wiley, New York, pp. 620-667, 1995.
- [5] Tong, L. S., Tang, Y. S., *Boiling Heat Transfer and Two Phase flow* second ed., Taylor and Francis, Washington, D.C., pp. 119-201, 1997
- [6] Gungor, K. E., & Winterton, R. H. S. (1986). A general correlation for flow boiling in tubes and annuli. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 29(3), 351-358
- [7] Gungor, K. F. (1987). Simplified General Correlation for Saturated Flow Boiling and Comparison of Correlation with Data. *Chem. Eng. Res. Dev.*, 65, 148.
- [8] Kandlikar, S. G. (1990). A general correlation for saturated two-phase flow boiling heat transfer inside horizontal and vertical tubes. *Journal of heat transfer*, 112(1), 219-228.
- [9] Kandlikar, S. G., & Balasubramanian, P. (2004). An extension of the flow boiling correlation to transition, laminar, and deep laminar flows in minichannels and microchannels. *Heat Transfer Engineering*, 25(3), 86-93.
- [10] Kandlikar, S. G., Steinke, M. E., Tian, S., & Campbell, L. A. (2001, June). High-speed photographic observation of flow boiling of water in parallel minichannels. In *35th Proceedings of National Heat Transfer Conference*. Citeseer..
- [11] Kandlikar, S. G., & Spiesman, P. H. (1998). Effect of surface finish on flow boiling heat transfer. *ASME Heat Transfer Div Publ HTD*, 361, 157-163.

- [12] Zonouzi, S. Ahangar, et al. "Experimental study of subcooled boiling heat transfer of axial and swirling flows inside mini annular gaps." *Journal of Applied Fluid Mechanics* 11.1 (2018): 225-232.
- [13] Ahangar Zonouzi, Sajjad, et al. "Experimental and numerical study of swirling subcooled flow boiling of water in a vertical annulus." *Experimental Heat Transfer* 31.6 (2018): 513-530.
- [14] Chen, C. A., T. F. Lin, and Wei-Mon Yan. "Bubble characteristics in time periodic saturated flow boiling of R-134a in a narrow annular pipe due to heat flux oscillation. " *International Journal of Heat and Mass Transfer* 102 (2016): 1150-1158.
- [15] Shen, Z., Yang, D., Chen, G., & Xiao, F. (2014). Experimental investigation on heat transfer characteristics of smooth tube with downward flow. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 68, 669-676.
- [16] Mercado, Mariano, Nathaniel Wong, and Jason Hartwig. "Assessment of two-phase heat transfer coefficient and critical heat flux correlations for cryogenic flow boiling in pipe heating experiments." *International Journal of Heat and Mass Transfer* 133 (2019): 295-315.
- [17] Peyghambarzadeh, S. M., Sarafraz, M. M., Vaeli, N., Ameri, E., Vatani, A., & Jamialahmadi, M. (2013). Forced convective and subcooled flow boiling heat transfer to pure water and n-heptane in an annular heat exchanger. *Annals of Nuclear Energy*, 53, 401-410.
- [18] Sarafraz, M. M., & Peyghambarzadeh, S. M. (2013). Experimental study on subcooled flow boiling heat transfer to water–diethylene glycol mixtures as a coolant inside a vertical annulus. *Experimental Thermal and Fluid Science*, 50, 154-162.
- [19] Ahmed, Hamdi E., and Mirghani I. Ahmed. "Thermal performance of annulus with its applications; A review." *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 71 (2017): 170-190.
- [20] Hernández, Leonor, et al. "Flow regime identification in boiling two-phase flow in a vertical annulus." *Journal of fluids engineering* 133.9 (2011).

- [21] Li, S., Tan, S., Xu, C., Gao, P., & Sun, L. (2013). An experimental study of bubble sliding characteristics in narrow channel. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 57(1), 89-99.
- [22] Yun, B. J., Bae, B. U., Euh, D. J., Park, G. C., & Song, C. H. (2010). Characteristics of the local bubble parameters of a subcooled boiling flow in an annulus. *Nuclear Engineering and Design*, 240(9), 2295-2303.
- [23] Wu, Y. W., et al. "Study on onset of nucleate boiling in bilaterally heated narrow annuli." *International journal of thermal sciences* 49.5 (2010): 741-748.
- [24] مهدی کاشی؛ امیر رضانی؛ محسن نظری؛ محمد محسن شاه مردان. "بررسی تجربی و آشکارسازی انتقال حرارت جریان جوشش در لوله عمودی حاوی ماده متخلخل فلزی". نشریه مهندسی مکانیک امیرکبیر، ۵۲، ۶، ۱۳۹۷، ۱۳۱-۱۴۰.
- [25] H. Aminfar, M. Mohammadpourfard, Y. N. Kahnamouei, "Numerical study of magnetic field effects on the mixed convection of a magnetic nanofluid in a curved tube", *International Journal of Mechanical Sciences*, Vol. 78, pp. 81-90, 2014.
- [26] Fang, Xiande, et al. "A method for developing correlations for subcooled flow boiling heat transfer and its application to water." *Fusion Engineering and Design* 129 (2018): 286-290.
- [27] Bower, J.S., Klausner, J.F., Gravity independent subcooled flow boiling heat transfer regime, *Experimental Thermal and Fluid Science*, Vol. 31, pp. 141-149, 2006.
- [28] Sugrue, R., J. Buongiorno, and T. McKrell. "An experimental study of bubble departure diameter in subcooled flow boiling including the effects of orientation angle, subcooling, mass flux, heat flux, and pressure." *Nuclear Engineering and Design* 279 (2014): 182-188.
- [29] Maurus, R., Sattelmayer, T., Bubble and boundary layer behaviour in subcooled flow boiling, *International Journal of Thermal Science*, Vol. 46, pp. 257-268, 2006.
- [30] Ahmadi, R., et al. "Experimental study of onset of subcooled annular flow boiling." *Progress in Nuclear Energy* 51.2 (2009): 361-365.

- [31] Anwar, Z., Palm, B., & Khodabandeh, R. (2014). Flow boiling heat transfer and dryout characteristics of R152a in a vertical mini-channel. *Experimental Thermal and Fluid Science*, 53, 207-217.
- [32] Geping, W. U., et al. "Experimental research on flow instability in vertical narrow annuli." *Nuclear Science and Techniques* 18.4 (2007): 247-251.
- [33] Amirzehni, R., H. Aminfar, and M. Mohammadpourfard. "Experimental study of magnetic field effect on bubble lift-off diameter in sub-cooled flow boiling." *Experimental Thermal and Fluid Science* 89 (2017): 62-71.
- [34] Shah, M. M. (2007). A general correlation for heat transfer during saturated boiling with flow across tube bundles. *HVAC&R Research*, 13(5), 749-768.
- [35] Shah, M. M. (2005). Improved general correlation for subcooled boiling heat transfer during flow across tubes and tube bundles. *HVAC&R Research*, 11(2), 285-303.
- [36] D. Kim, A. J. Ghajar, R. L. Dougherty, and V. K. Ryali, "Comparison of 20 two-phase heat transfer correlations with seven sets of experimental data, including flow pattern and tube inclination effects", *Heat Transfer Engineering*, 1(1999)15-40
- [37] Y. C. Chu, and B. G. Jones, "Convective heat transfer coefficient studies in upward and downward, vertical, two-phase, non-boiling flows", *AIChE Symposium Series*, 199 (1980) 79-90
- [38] M.A. Aggour, "Hydrodynamics and heat transfer in two-phase twocomponent flow", Ph.D. Thesis, University of Manitoba, Winnipeg, Manitoba, Canada (1978).
- [39] E. J. Davis, and M. M. David, "Two-phase gas-liquid convection heat transfer", *Industrial & Engineering Chemistry Fundamentals*, 2 (1964) 111-118.
- [40] W. R. Dorresteiijn, "Experimental study of heat transfer in upward and downward two-phase flow of air and oil through 70-mm tubes", proceedings of the 4th International Heat Transfer Conference, Paris & Versailles, (1970).
- [41] W. T. Dusseau, "Overall heat transfer coefficient for air-water froth in a vertical pipe", M.S. Thesis, Vanderbilt University, Nashville, TN (1968).
- [42] G. Elamvaluthi, and N. S. Srinivas, "Two-phase heat transfer in two component vertical flows", *International Journal of Multiphase Flow*, 2 (1984) 237-242.

- [43] R. F. Knott, R. N. Anderson, A. Acrivos, and E. E. Petersen, "An experimental study of heat transfer to nitrogen-oil mixtures", *Industrial & Engineering Chemistry*, 11 (1959) 1369-1372
- [44] A. A. Kudirka, R. J. Grosh, and P. W. Mcfadden, "Heat transfer in twophase flow of gas-liquid mixtures", *Industrial & Engineering Chemistry Fundamentals*, 3 (1965) 339-344.
- [45] B. W. Martin, and G. E. Sims, "Forced convection heat transfer to water with air injection in a rectangular duct", *International Journal of Heat & Mass Transfer*, 8 (1971) 1115-1134
- [46] D. R. Oliver, and S. J. Wright, "Pressure drop and heat transfer in gasliquid slug flow in horizontal tubes", *British Chemical Engineering*, 9 (1964) 590-596.
- [47] S. R. Ravipudi, and T. M. Godbold, "The effect of mass transfer on heat transfer on heat transfer rates for two-phase flow in a vertical pipe", *Proceedings of the 6th International Heat Transfer Conference, Toronto, Canada*, 1 (1978) 505-510.
- [48] K. S. Rezkallah, and G. E. Sims, "Examination of Correlations of Mean Heat Transfer Coefficients in Two-Phase Two-Component Flow in Vertical Tubes", *AIChE Symposium Series*, 257 (1987) 109-114.
- [49] A. Serizawa, I. Kataoka, and I. Michiyoshi, "Turbulence structure of air-water bubbly flow-III. Transport properties", *International Journal of Multiphase Flow*, 2 (1975) 247-259.
- [50] M. M. Shah, "Generalized prediction of heat transfer during two component gas-liquid flow in tubes and other channels", *AIChE Symposium Series*, 208 (1981) 140-151.
- [51] H. Groothuis, and W. P. Hendal, "Heat transfer in two-phase flow", *Chemical Engineering Science*, 20 (1965) 1007-1010.
- [52] G. A. Hugmark, "Holdup and heat transfer on horizontal slug gas-liquid flow", *Chemical Engineering Science*, 20 (1965) 1007-1010.
- [53] A. N. Khoze, S. V. Dunayev, and V. A. Sparin, "Heat and mass transfer in rising two-phase flows in rectangular channels", *Heat Transfer Soviet Research*, 3 (1976) 87-90.
- [54] C. D. G. King, "Heat transfer and pressure drop for an air-water mixture flowing in a 0.737inch I.D. horizontal tube", M.S. Thesis, University of California, Berkeley (1952).

- [55] T. Uede, and M. Hanaoka, "On upward flow of gas-liquid mixtures in vertical tubes: 3rd Report", Heat Transfer Results and Analysis, Bulletin of JSME, 42 (1967) 1008-1015.
- [56] M. M. Vijay, M. A. Aggour, and G. E. Sims, "A correlation of mean heat transfer coefficients for two-phase two-component flow in a vertical tube", Proceedings of the 7th International Heat Transfer Conference, Munich, 5 (1982) 367-372.
- [57] E. N. Sieder, and G. E. Tate, "Heat transfer and pressure drop of liquids in tubes", industrial & Engineering Chemistry, 12 (1936) 1429-1435.
- [58] Dittus FW, Boelter LMK. Heat transfer in automobile radiators of the tubular type vol. 2. University of California Publications of Engineering, University of California Press; 1930. p. 443e61. Engineering Science, 11 (1959) 212-220
- [59] Chen, J.C., (1966), "A correlation for boiling heat transfer to saturated fluids in convective flow". Ind. Eng Chem. Proc. Des. Dev. 5, 322-329.
- [60] Gungor, K.E., and R.H Winterton (1985)," A general correlation for flow boiling in tubes and annuli", Int. J. Heat Mass Transfer, Vol 29, No. 3, pp. 351-358.
- [61] Liu Z., and Winterton R.H.S., (1991), "A general correlation for saturated and subcooled flow boiling in tubes and annul", Int. J. Heat Mass Transfer Vol.34, No.11, pp.2759-2766
- [62] Shah, M. M. (2017). New correlation for heat transfer during subcooled boiling in plain channels and annuli, International Journal of Thermal Sciences 112, 358-370.
- [63] Sharqawy, M. H., 2013, "New Correlations for Seawater and Pure Water Thermal Conductivity at Different Temperatures and Salinities," Desalination, **313**, pp. 97–104.
- [64] Zangeneh, A., et al. "Experimental study of forced convection and subcooled flow boiling heat transfer in a vertical annulus using different novel functionalized ZnO nanoparticles." *Applied Thermal Engineering* 109 (2016): 789-802.

Abstract

The boiling heat transfer, especially the subcooled flow boiling, is one of the cooling systems being used in industries due to their high heat transfer coefficient and low wall super-heat. The subcooled flow boiling happens when the bulk flow temperature and the interface temperature are lower and higher, respectively than the saturated temperature corresponding to the flow pressure. In the current study, an experimental apparatus was constructed, and subcooled flow boiling in an annulus tube was investigated. The annulus tube is in the vertical direction, and the internal and external diameters are 50.7 and 70.6 mm. The operating pressure was 1 atm, and the working fluid was water. In this investigation, heat flux and mass flow rate effectiveness on heat transfer coefficient are considered. The experiments were performed in the mass flow rate range of 700 *ml/min* to 1700 *ml/min* and heat flux 5 *kw/m²* to 30 *kw/m²* with subcooling 50°C, 30°C. In order to validate the results of the experiment, the most commonly used equations for predicting heat transfer coefficient single phase and subcooled boiling in annulus were used and it was found that these relationships can accurately predict the results of single phase and subcooled boiling experiments. The results show that the heat transfer coefficient is highly dependent on heat flux in a direct relationship and by increasing heat flux will be increased So that in the heat flux 5 *kw/m²* to 30 *kw/m²*, the heat transfer coefficient varies between 223 *W/m²k* to 713 *W/m²k*. Also, the mass flow reduction causes heat transfer coefficient increment in subcooled boiling regions. It was also found from the subcooling change that the decrease in subcooling increases the heat transfer coefficient which has the greatest contribution to increase the heat transfer coefficient. In this experimental study, the setup was designed to allow the observation of infrared subcooled boiling phenomena from outside the setup and to measure the heat transfer coefficient at two specified elevations of the vertical tube.

Keywords: Flow boiling, Annulus tube, Subcooled, Heat transfer



Shahrood University of Technology
Faculty of Mechanical and Mechatronics Engineering
M.Sc. Thesis in Energy Conversion Engineering

Experimental Investigation on Flow Boiling Heat Transfer in Vertical Annulus

By: Alireza Asgharzadeh

Supervisor:
Dr. Mohsen Nazari,
Dr. Mohammad Mohsen Shahmardan

January 2020