

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ



دانشگاه صنعتی شاهرود

دانشکده مهندسی مکانیک و مکاترونیک

گروه تبدیل انرژی

پایان نامه کارشناسی ارشد مهندسی مکانیک

بررسی تجربی انتقال حرارت و تولید آب شیرین با روش تبخیر فیلمی در مقیاس کوچک

نگارنده:

محمد امین طلایی

اساتید راهنما

دکتر محمد حسن کیهانی

دکتر محسن نظری

خرداد ۱۴۰۰

تقدیم به

پدر و مادر عزیزم

که با تمام وجود برای آموزش و پیشرفت من زحمت کشیدند

زندگی و تمام داشته‌هایم را بدون آن‌ها بستم

امید دارم روزی بتوانم اندکی از خداکاری ایشان را جبران کنم

تشکر 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 محمد حسن کیهانی و

جناب آقای دکتر محسن نظری که همواره از راهنمایی و مشاوره های آن ها بهره مند بوده ام تشکر و قدردانی نمایم.

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

محمد امین طلایی

خرداد ۱۴۰۰

تهدنامه

اینجانب **محمد امین طلائی** دانشجوی دوره کارشناسی ارشد رشته **مهندسی مکانیک** گرایش **تبدیل انرژی** دانشکده

مهندسی مکانیک دانشگاه صنعتی شاهرود نویسنده پایان نامه **بررسی تجربی انتقال حرارت و تولید آب شیرین با روش**

تبخیر فیلمی در مقیاس کوچک تحت راهنمایی **دکتر محمد حسن کیهانی** و **دکتر محسن نظری** 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 مورد استفاده 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 آنها) 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.

چکیده

حذف نمک‌های محلول و مواد شیمیایی سمی در آب یکی از مشکل‌ترین مسائل در زمینه شیرین‌سازی آب دریاست. تقطیر برای حذف هر نوع آلودگی با هر غلظتی قابل کاربرد است. چندین روش برای نمک‌زدایی آب‌های شور وجود دارد که انتخاب یکی از این روش‌ها عمدتاً به میزان شوری آب، منبع انرژی در دسترس و نوع آلودگی در آب وابسته است. اواپراتورها قلب فرایندهای شیرین‌سازی هستند و انواع متفاوتی دارند که در صنعت شیرین‌سازی عمدتاً از نوع فالینگ فیلم استفاده می‌شود. اواپراتورهای فالینگ فیلم خود به دو دسته افقی و عمودی تقسیم‌بندی می‌شوند که در صنایع شیرین‌سازی از هر دو مدل استفاده می‌شود. در این مطالعه تأثیر پارامترهای مؤثر بر ضریب انتقال حرارت تبخیر بر روی یک دسته لوله عمودی در اواپراتور فالینگ فیلم مورد بررسی قرار گرفته است. هدف از این تحقیق ارائه مدلی برای طراحی و ساخت اواپراتورهای فالینگ فیلم با لوله‌های عمودی می‌باشد که علاوه بر صنعت شیرین‌سازی آب در صنایع مختلف دیگر مانند صنایع شیمیایی، صنایع غذایی و مهندسی فرایند برای تغلیظ مواد کاربرد فراوانی دارند. لذا در این مطالعه به بررسی پارامترهای مؤثر بر ضریب انتقال حرارت تبخیر مانند عدد رینولدز از ۱۹۰۰ تا ۴۴۰۰، شار حرارتی از ۶ تا ۱۸ کیلووات بر مترمربع و دمای اشباع ۶۵ تا ۷۵ درجه سانتی‌گراد بر روی یک دسته لوله عمودی در یک اواپراتور فالینگ فیلم پرداخته شده است. نتایج نشان داد که در رژیم جریان آشفته با افزایش عدد رینولدز در شار حرارتی ثابت، ضریب انتقال حرارت تبخیر به دلیل تشکیل گردابه‌های توربولانسی افزایش می‌یابد. به عنوان مثال در شار حرارتی ۶ کیلووات بر مترمربع با افزایش عدد رینولدز از ۲۲۵۶ به ۲۸۰۶ ضریب انتقال حرارت متوسط به میزان ۲۴/۳۸٪ افزایش می‌یابد و در همان شار با افزایش عدد رینولدز از ۲۸۰۶ به ۳۶۹۲ ضریب انتقال حرارت متوسط ۳۱/۵۷٪ افزایش پیدا می‌کند. نتایج حاصل از این آزمایش با مطالعات تجربی گذشته مقایسه شده و با وجود پیش‌بینی کمتر ضریب انتقال حرارت در این آزمایش، با استفاده از نتایج این تحقیق و همچنین

بررسی‌های بیشتر در این زمینه می‌توان الگویی برای طراحی و ساخت یک دستگاه نمک‌زدای چند مرحله‌ای در مقیاس کوچک ارائه کرد.

کلمات کلیدی: آب شیرین کن تک مرحله‌ای، اواپراتور فالی‌نگ فیلم، لوله عمودی، مقیاس کوچک، نمک-

زدایی چند مرحله‌ای

لیست مقالات مستخرج از پایان نامه

فهرست مطالب

فهرست جداول.....	س
فهرست اشکال.....	ش
فهرست علائم.....	ط
فصل ۱: مقدمه.....	۱
۱-۱ اهمیت نمک‌زدایی.....	۲
۲-۱ خلاصه تاریخچه‌ای از نمک‌زدایی.....	۳
۳-۱ فناوری‌های نمک‌زدایی.....	۵
۱-۳-۱ فرایندهای همراه با تغییر فاز.....	۶
۱-۳-۱-۱ فرایندهای تبخیر ناگهانی چندمرحله‌ای.....	۸
۲-۳-۱-۱ فرایندهای تبخیر یا تقطیر چندمرحله‌ای (MED).....	۱۰
۳-۳-۱-۱ فرایند تقطیر تراکم بخار (VCD).....	۱۳
۲-۳-۱ فرایندهای بدون تغییر فاز.....	۱۵
۴-۱ تبخیر تک‌مرحله‌ای.....	۱۸
۵-۱ اواپراتورها.....	۲۰
۱-۵-۱ اواپراتورهای غوطه‌وری.....	۲۰
۲-۵-۱ اواپراتورهای فالینگ فیلم.....	۲۲
۶-۱ معرفی انواع اواپراتور فیلمی.....	۲۳
۱-۶-۱ اواپراتور فالینگ فیلم افقی.....	۲۴
۲-۶-۱ اواپراتور فالینگ فیلم عمودی.....	۲۴
۳-۶-۱ اواپراتور رایزینگ فیلم عمودی.....	۲۵

۷-۱	مروری بر مطالعات گذشته	۲۵
۸-۱	معرفی تحقیق حاضر	۲۷
۹-۱	نوآوری	۲۷
فصل ۲: معادلات حاکم و ضریب انتقال حرارت		
۱-۲	مقدمه	۳۰
۲-۲	جریان فالینگ فیلم سطوح عمودی	۳۰
۱-۲-۲	عدد رینولدز	۳۱
۳-۲	روابط منتخب ضریب انتقال حرارت چگالش فالینگ فیلم در رژیم‌های مختلف جریان	۳۲
۱-۳-۲	تئوری ناسلت برای جریان فیلم آرام	۳۲
۲-۳-۲	رابطه ضریب انتقال حرارت جریان موجی-آرام بر روی صفحات عمودی	۳۳
۳-۳-۲	رابطه ضریب انتقال حرارت جریان آشفته بر روی صفحات عمودی	۳۴
۴-۲	روابط منتخب ضرایب انتقال حرارت تبخیر فالینگ فیلم عمودی در مطالعات گذشته	۳۴
۱-۴-۲	مشخصات آزمایش مطالعات گذشته	۳۹
فصل ۳: تجهیزات و فرایند آزمایش		
۱-۳	مقدمه	۴۴
۲-۳	طراحی ستاپ آزمایشگاهی	۴۴
۳-۳	شماتیک کلی دستگاه	۴۷
۴-۳	تجهیزات مورد استفاده	۴۸
۱-۴-۳	اوپرتور (بخش آزمون)	۴۸
۲-۴-۳	منابع تغذیه	۵۲
۱-۲-۴-۳	ترانس کاهنده ولتاژ سه فاز	۵۲
۲-۲-۴-۳	ترانس تنظیم ولتاژ سه فاز	۵۳
۳-۲-۴-۳	ترانس تنظیم ولتاژ تک فاز	۵۳

۵۴	 ۳-۴-۳ پمپ‌ها
۵۴	 ۱-۳-۴-۳ پمپ آب
۵۵	 ۲-۳-۴-۳ پمپ خلأ
۵۵	 ۴-۴-۳ فلومتر (روتامتر)
۵۶	 ۵-۴-۳ کنترل‌کننده دما سیال ورودی
۵۷	 ۶-۴-۳ سنسورها
۵۷	 ۱-۶-۴-۳ سنسور دمای سیال
۵۸	 ۲-۶-۴-۳ سنسور دمای دیواره
۵۸	 ۷-۴-۳ ساپورت‌های سنسور دما
۵۹	 ۱-۷-۴-۳ گیج فشار
۵۹	 ۸-۴-۳ کندانسور
۶۰	 ۹-۴-۳ پیش گرم‌کن
۶۱	 ۱۰-۴-۳ دستگاه ثبت داده‌ها
۶۲	 ۱۱-۴-۳ مخزن اصلی
۶۳	 ۵-۳ فرایند آزمایش
۶۵	 فصل ۴ : نتایج
۶۶	 ۱-۴ مقدمه
۶۶	 ۲-۴ شرایط آزمایش
۶۷	 ۳-۴ تحلیل عدم قطعیت
۶۸	 ۴-۴ معادلات حاکم بر مسئله
۷۲	 ۵-۴ نتایج حاصل از آزمایش
۷۲	 ۱-۵-۴ بررسی تغییرات دما در طول لوله
۷۴	 ۲-۵-۴ ضریب انتقال حرارت محلی در طول محوری لوله
۷۶	 ۳-۵-۴ تأثیر دبی بر ضریب انتقال حرارت تبخیر در دماهای اشباع مختلف

۴-۶ اعتبار سنجی نتایج ۷۹

فصل ۵: نتیجه گیری و پیشنهادها ۸۳

۵-۱ بحث و نتیجه گیری ۸۴

۵-۲ پیشنهادها ۸۵

مراجع ۸۶

پیوست الف: گواهی کالیبراسیون سنسورهای دما ۹۲

..... ۹۲

پیوست ب: گواهی آنالیز آب مورد آزمایش ۹۴

پیوست ج: روش های آماری ۹۵

پیوست د : نمودار تغییرات ویسکوزیته آب مورد آزمایش ۹۹

فهرست جداول

- جدول ۱-۲: مطالعات تجربی تبخیر فالینگ فیلم عمودی مایعات ۴۰
- جدول ۴-۱: متغیر های آزمایش ۶۶
- جدول ۴-۲: عدم قطعیت آزمایش ۶۷
- جدول ۴-۳: اعداد رینولدز بحرانی در دماهای متفاوت ۶۸
- جدول ۴-۴: دبی های جرمی و حجمی متناظر با رینولدز بحرانی ۶۹

فهرست اشکال

- شکل ۱-۱: فرآیند های اصلی نمک زدایی ۶
- شکل ۲-۱: طرح شماتیک یک دستگاه MSF مرسوم ۸
- شکل ۳-۱: طرح شماتیک سیستم تقطیر چند مرحله ای MED مرسوم ۱۱
- شکل ۴-۱: طرح شماتیک فرآیند تقطیر چند مرحله ای تراکم بخار حرارتی ۱۳
- شکل ۵-۱: طرح شماتیک فرآیند تقطیر چند مرحله ای تراکم بخار مکانیکی ۱۴
- شکل ۶-۱: جریان های اسمز و اسمز معکوس ۱۶
- شکل ۷-۱: طرح شماتیک یک دستگاه اسمز معکوس معمول ۱۷
- شکل ۸-۱: سیستم تقطیر تک مرحله ای ۱۹
- شکل ۹-۱: اواپراتور غوطه وری ۲۱
- شکل ۱۰-۱: اواپراتور فالینگ فیلم لوله عمودی ۲۳
- شکل ۱-۲: فالینگ فیلم مایع تحت تبخیر ۳۱
- شکل ۱-۳: طرح شماتیک سیستم آزمایش ۴۷
- شکل ۲-۳: نمای کلی دستگاه آزمایش ۴۸
- شکل ۳-۳: اجزای متصل به اواپراتور و فاصله بین سنسورها ۵۰
- شکل ۴-۳: نمای کلی اواپراتور ۵۱
- شکل ۵-۳: آرایش لوله ها در اواپراتور ۵۱
- شکل ۶-۳: ترانس کاهنده ولتاژ سه فاز جریان مستقیم ۵۲

- شکل ۳-۷: ترانس تنظیم ولتاژ سه فاز..... ۵۳
- شکل ۳-۸: ترانس تنظیم ولتاژ تک فاز..... ۵۴
- شکل ۳-۹: پمپ‌های گردش آب در سیستم..... ۵۵
- شکل ۳-۱۰: پمپ خلأ..... ۵۵
- شکل ۳-۱۱: فلومتر (روتامتر)..... ۵۶
- شکل ۳-۱۲: کنترل کننده PID دمای سیال ورودی به اواپراتور..... ۵۷
- شکل ۳-۱۳: سنسور دمای سیال PT100..... ۵۷
- شکل ۳-۱۴: سنسور دمای دیواره از نوع ترموکوپل نوع K..... ۵۸
- شکل ۳-۱۵: نمای ساپورت های سنسور..... ۵۹
- شکل ۳-۱۶: سنسور فشار..... ۵۹
- شکل ۳-۱۷: کندانسور..... ۶۰
- شکل ۳-۱۸: مجموعه المنت‌های پیش گرم کن..... ۶۱
- شکل ۳-۱۹: دستگاه ثبت داده‌ها..... ۶۲
- شکل ۴-۱: تغییرات دمای لوله در شار حرارتی ۶ کیلووات بر مترمربع و دمای اشباع ۷۰ درجه سانتی‌گراد و فشار اشباع مطلق ۰/۴۵ بار..... ۷۳
- شکل ۴-۲: تغییرات دمای لوله در شار حرارتی ۱۲ کیلووات بر مترمربع و دمای اشباع ۷۰ درجه سانتی‌گراد و فشار اشباع مطلق ۰/۴۵ بار..... ۷۳
- شکل ۴-۳: تغییرات دمای لوله در شار حرارتی ۱۸ کیلووات بر مترمربع و دمای اشباع ۷۰ درجه سانتی‌گراد و فشار اشباع مطلق ۰/۴۵ بار..... ۷۴
- شکل ۴-۴: ضریب انتقال حرارت محلی در شار حرارتی ۶ کیلووات بر مترمربع و دمای اشباع ۷۰ درجه

- سانتی‌گراد در اعداد رینولدز متفاوت.....۷۵
- شکل ۴-۵: ضریب انتقال حرارت محلی در شار حرارتی ۱۲ کیلووات بر مترمربع و دمای اشباع ۷۰ درجه سانتی‌گراد در اعداد رینولدز متفاوت.....۷۵
- شکل ۴-۶: ضریب انتقال حرارت محلی در شار حرارتی ۱۸ کیلووات بر مترمربع و دمای اشباع ۷۰ درجه سانتی‌گراد در اعداد رینولدز متفاوت.....۷۶
- شکل ۴-۷: تأثیر عدد رینولدز بر ضریب انتقال حرارت بی‌بعد متوسط تبخیر در دمای اشباع ۶۵ درجه سانتی‌گراد.....۷۷
- شکل ۴-۸: تأثیر عدد رینولدز بر ضریب انتقال حرارت بی‌بعد متوسط تبخیر در دمای اشباع ۷۰ درجه سانتی‌گراد.....۷۸
- شکل ۴-۹: تأثیر عدد رینولدز بر ضریب انتقال حرارت بی‌بعد متوسط تبخیر در دمای اشباع ۷۵ درجه سانتی‌گراد.....۷۸
- شکل ۴-۱۰: نمودار مربوط به مطالعه چان و سبان.....۸۰
- شکل ۴-۱۱: نمودار مربوط به مطالعه الحسینی و همکاران.....۸۱
- شکل پ ۱-۱: گواهی کالیبراسیون سنسور نوع k.....۹۲
- شکل پ ۱-۲: گواهی کالیبراسیون سنسور PT-100.....۹۳
- شکل پ ۱-۳: گواهی آنالیز آب مورد آزمایش.....۹۴
- شکل پ ۱-۴: جدول تعیین ضریب تعمیم.....۹۸
- شکل پ ۱-۵: نمودار تغییرات ویسکوزیته آب مورد آزمایش بر حسب دما.....۹۹

فهرست علائم

علائم لاتین

m^2	A	مساحت لوله
$J/Kg.K$	C_p	گرمای ویژه
m	d	قطر لوله
m	D_H	قطر هیدرولیک
m / s^2	g	شتاب گرانش
$W/m^2.k$	h	ضریب انتقال حرارت
KJ / Kg	h_f	آنتالپی مایع
KJ / Kg	h_g	آنتالپی گاز
A	I	شدت جریان الکتریکی
J/Kg	h_{fg}	گرمای نهان تبخیر
بدون بعد	Ka	عدد کپیتزا
$W/m.K$	K	رسانش حرارتی
m	L	طول لوله
Lit/min	Q	دبی حجمی
kg/s	$\dot{m}$	دبی جرمی
بدون بعد	Nu	عدد ناسلت

عدد پراتل	Pr	بدون بعد
فشار	p	bar
محیط تر شده	p	m
شار حرارتی	q	KW/m^2
توان حرارتی	$\dot{Q}_E$	KW
عدد رینولدز	Re	بدون بعد
دما	T	$^{\circ}C$
سرعت	u	m/s
پتانسیل الکتریکی	V	volt
اختلاف حجم مخصوص	v_{fg}	m^3 / Kg

علائم یونانی

چگالی	ρ	Kg/m^3
لزجت دینامیکی	μ	$N.s/m^2$
لزجت سینماتیکی	ϑ	m^2/s
ضریب نفوذ حرارتی	α	m^2/s
شار جرمی	Γ	$Kg/m.s$
کشش سطحی	σ	N / m
ضخامت فیلم مایع	δ	m
ضریب فیلم	ψ	بدون بعد

زیرنویس‌ها

avg	متوسط
cr	بحرانی
<i>l - f</i>	مایع
t	لوله
z	فاصله محوری
ONB	شروع جوشش هسته‌ای
sat	شرایط اشباع
g	گاز
w	دیواره
i	آغاز هسته‌زایی
I	داخلی
O	خارجی
in	ورودی
out	خروجی

فصل ۱ : مقدمه

۱-۱ اهمیت نمک‌زدایی

نزدیک به ۷۱٪ سطح زمین توسط اقیانوس‌ها پوشیده شده و ۲۹٪ باقی‌مانده توسط خشکی‌ها پوشانده شده است. مطمئناً آب فراوان در زمین موجود است، اما فقط ۳٪ قابل شرب است و ۹۷٪ آن نیز آب شور می‌باشد. نزدیک به ۷۰٪ از این آب شیرین موجود، در یخچال‌های طبیعی به صورت منجمد می‌باشد، درحالی‌که ۳۰٪ باقی‌مانده در سفره‌های زیرزمینی است و به سختی می‌توان به آن دست یافت، که تقریباً ۲۵٪ از آن‌ها در رودخانه‌ها و دریاچه‌ها برای استفاده مستقیم جریان دارد. بنابراین، منابع رایج آب شیرین موجود مانند سفره‌های زیرزمینی و آب‌های سطحی مقدار محدودی در سراسر جهان را تشکیل می‌دهند. علاوه بر این، کاهش این منابع با یک سرعت نگران‌کننده در حال افزایش است [1].

کمبود آب، ناشی از عدم انطباق تقاضا و میزان در دسترس بودن آب شیرین در یک مکان خاص است. با توجه به آلودگی منابع آب موجود، افزایش جمعیت و فعالیت‌های صنعتی، عدم توزیع یکنواخت آب شیرین به نسبت جمعیت و تغییر الگوهای بارندگی، به یک مسئله جهانی تبدیل شده است. این بدان معناست که بسیاری از مناطق پر جمعیت در حال تبدیل شدن به موقعیتی هستند که توانایی رفع نیاز آب شیرین مورد نیاز جمعیت خود را نداشته باشند. کشورهای دارای کمبود آب در حال حاضر یک‌سوم جمعیت دنیا را در بر می‌گیرند و پیش‌بینی می‌شود تا سال ۲۰۲۵ به دوسوم برسد. گذشته از کمبود آب مسکونی و صنعتی، کشاورزی نیز مستقیماً از کمبود آب متأثر می‌شود. کشاورزان به‌طور فزاینده‌ای مجبور به رقابت برای آب با ساکنان محلی و صنایع هستند و از این طریق امنیت جهانی غذا در معرض خطر قرار می‌گیرد [2].

روش‌های تعدیل این مسائل در مورد آب‌رسانی شامل برنامه‌های تصفیه و استفاده مجدد از فاضلاب، شیرین‌سازی یا نمک‌زدایی و همچنین برنامه‌های حفاظت از آب می‌باشد. حدود ۸۰ کشور با کمبود شدید آب روبرو هستند [3]، در حالی که برخی از کشورها مانند کویت، امارات متحده عربی و عربستان سعودی در حال حاضر

تقریباً کاملاً به شیرین سازی آب برای تأمین نیاز خود به آب وابسته‌اند[4].

با توجه به این شرایط، شیرین سازی آب دریا به گزینه‌ای اساسی برای تقویت منابع آب شیرین ، به‌ویژه در کشورهای در حال توسعه و بسیاری از مناطق خشک تبدیل شده است. به عنوان مثال، در سال ۲۰۱۰ ، کشورهای عضو شورای همکاری خلیج فارس (GCC)^۱ حدود ۳۹٪ از تولید آب شیرین جهان را انجام داده‌اند [5,6].

فرآیند شیرین سازی به‌طور فزاینده‌ای از روش‌های سنتی تأمین آب در حال پیشی گرفتن است زیرا هزینه واحد حجم آب تولیدی برای شیرین‌سازی کاهش یافته ، در حالی که برای روش‌های سنتی افزایش یافته است [4,7,8]. در سال ۲۰۱۱ ، تقریباً ۱۵۰ کشور در سراسر جهان از حدود ۱۵۹۸۸ کارخانه شیرین‌سازی (ازجمله برخط ، در دست ساخت و پیمانکاری) برای تولید آب شیرین استفاده کردند. کل ظرفیت جهانی کارخانه‌های برخط در سال ۲۰۱۱ ، ۷۰/۸ میلیون مترمکعب در روز بود. این برابر با ۱۰٪ افزایش ظرفیت نسبت به سال ۲۰۱۰ است. همچنین ، ۶۳۲ کارخانه جدید از اواسط سال ۲۰۱۱ تا آگوست ۲۰۱۲ اضافه شده است که ظرفیت جدید را به ۷۴/۸ میلیون مترمکعب در روز افزایش می‌دهد. از ۳۰ ژوئن ۲۰۱۵ ، تعداد کل کارخانه‌های شیرین سازی در سراسر جهان به ۱۸۴۲۶ رسیده است که در کل میزان تولید بیش از ۸۶/۸ میلیون مترمکعب در روز است که نیازهای حدود ۳۰۰ میلیون نفر در سراسر جهان را برآورده می‌کند [2]. این داده‌ها پتانسیل بازار عرضه شیرین سازی را در هر دو جنبه تولید آب شیرین و مصرف انرژی نشان می‌دهد.

۱-۲ خلاصه تاریخچه‌ای از نمک‌زدایی

مبدأ کلمه و تاریخچه نمک‌زدایی به سال ۱۹۴۳ باز می‌گردد ، و به‌عنوان یک فعل ، "desalt" در سال ۱۹۰۹ به ثبت رسیده است. با این حال ، با استناد به آنچه در نوشته‌های قدیمی‌تر یافت می‌شود ، مفهوم

^۱ Gulf Cooperation Council

نمک‌زدایی بسیار دیرینه‌تر است [2].

فناوری‌های پیشرفته‌ای که از فرآیندهای طبیعی مانند تبخیر-تقطیر یا اسمز برای بدست آوردن آب شیرین از آب دریا استفاده می‌کنند، تنها در دهه‌های مدرن توسعه‌یافته‌اند. فرآیندهای شیرین‌سازی اولیه در کشتی‌های دریایی از قرن ۱۷ تا ۱۹ مورد استفاده قرار گرفت. در سال ۱۸۷۲ اولین دستگاه تقطیر خورشیدی توسط مهندس سوئدی، کارلوس ویلسون طراحی و در شیلی ساخته شد. در سال ۱۹۱۲، یک کارخانه آب شیرین کن با ظرفیت ۷۵ مترمکعب در روز در مصر نصب شد. جزیره کوراکائو در آنتیل هلند اولین مکانی بود که در سال ۱۹۲۸ الزام بیشتری به شیرین‌سازی داشت و پس از آن یک کارخانه بزرگ شیرین‌سازی آب دریا در سال ۱۹۳۸ در عربستان سعودی ساخته شد [2].

در دهه ۱۹۶۰، علم شیرین‌سازی وارد یک دوره جدید و مدرن شد. به دلیل رشد چشمگیر جمعیت و کمبود آب در سراسر جهان، زمان ویژه‌ای برای تجارت بود. روش‌های جدید نمک‌زدایی بر اساس منابع سوخت‌های فسیلی مورد توجه قرار گرفت، زیرا بسیاری از کشورهای نفت خیز منطقه خاورمیانه و شمال آفریقا با کمبود آب روبرو شده بودند و به همین دلیل ترجیح می‌دادند بخشی از منابع انرژی خود (نفت و گاز) را به‌جای صادرات به تولید آب شیرین اختصاص دهند [5]. اخیراً، آب شیرین برای بسیاری از کشورها به کالایی تبدیل شده است و کارخانه‌های آب‌شیرین‌کن فقط به منطقه MENA^۱ محدود نمی‌شوند [9].

اولین نسل از دستگاه‌های نمک‌زدایی در سال ۱۹۶۰ در شویخ، کویت و گورنزی و جزیره کانال راه‌اندازی شد. در اواخر دهه ۱۹۶۰، دستگاه‌های نمک‌زدایی که می‌توانستند حداکثر تا ۸۰۰۰ مترمکعب در روز تولید کنند، در نقاط مختلف جهان شروع به نصب شدن کردند و بیشتر مبتنی بر فرآیند حرارتی بودند، که چون نیاز به انرژی زیادی داشت، پرهزینه بودند. با این وجود، آن‌ها به اندازه کافی برای کشورهای نفت خیز خاورمیانه مناسب بودند. از دهه ۱۹۷۰، فرآیندهای غشایی مورد استفاده گسترده قرار گرفته و برای تولید در مقیاس

^۱ Middle East and North Africa

بزرگ تجاری سازی شده‌اند. سرانجام ، در دهه ۱۹۸۰ ، شیرین سازی آب به یک اقدام کاملاً تجاری تبدیل شد و این امر امروزه نیز ادامه دارد. بر اساس گزارش انجمن بین‌المللی شیرین سازی^۱ (IDA) ، حدود ۱۸،۰۰۰ کارخانه شیرین سازی در سراسر جهان با ظرفیت تقریبی ۹۰ میلیون مترمکعب آب شیرین در روز در حال بهره‌برداری است. عمده‌ترین استفاده در سراسر جهان از آب نمک‌زدایی شده در مقاصد شهری و صنعتی است [2].

۱-۳ فناوری‌های نمک‌زدایی

به‌طور کلی همه فرآیندهای نمک‌زدایی قابل استفاده، بر اساس تغییر فاز آب تغذیه شور به دو دسته اصلی تقسیم می‌شوند.

(۱) **نمک‌زدایی با تغییر فاز:** این دسته شامل کلیه فرآیندهای حرارتی می‌شود که در آن آب شیرین توسط پدیده‌های تبخیر و تقطیر تولید می‌شود.

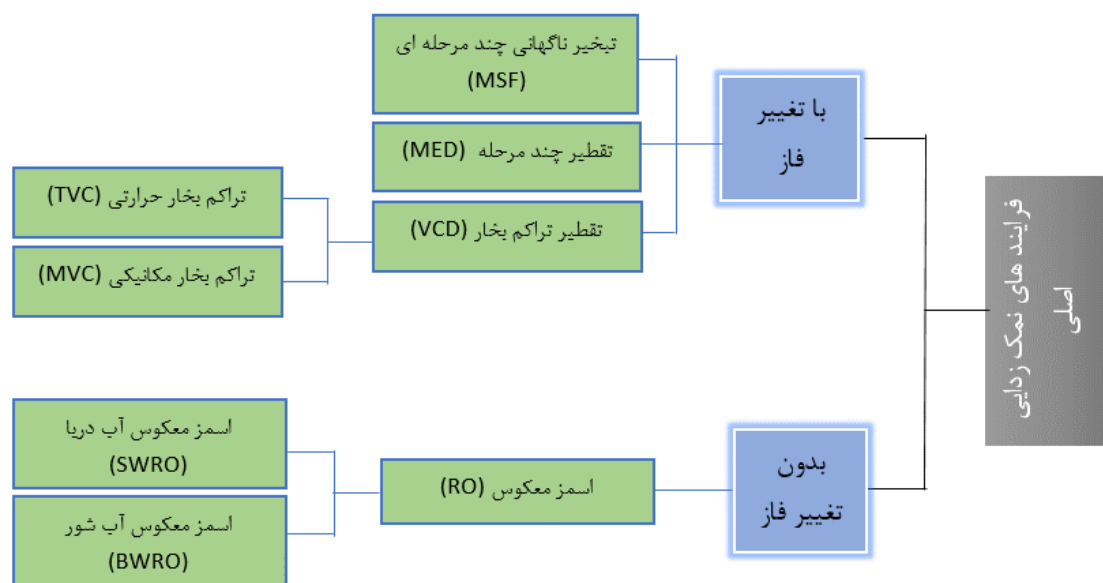
(۲) **نمک‌زدایی بدون تغییر فاز:** در این دسته ، جداسازی با عبور آب شور از طریق غشاها بدون ایجاد تغییر فاز انجام می‌شود. اسمز معکوس^۲ (RO) نمونه‌ای از این روش است.

شکل ۱-۱ عمده‌ترین روش‌های نمک‌زدایی آب دریا را نشان می‌دهد. انتخاب روش مناسب برای نمک‌زدایی آب شور به عوامل زیادی از جمله مکان دستگاه ، ظرفیت دستگاه ، عمر دستگاه ، هزینه اولیه ، نرخ بهره ، کیفیت آب شیرین مورد نیاز ، نوع منابع انرژی ، و هزینه آب بستگی دارد. در کاربردهای صنعتی که هدف اصلی آن استخراج آب شیرین از فرآیند جریان مایع است ، باید مشخص شود که آیا فرایند انتخاب شده می‌تواند مایع را کنترل کند یا خیر. به‌عنوان مثال ، در صنایع معدنی و پالایشگاهی، فرآیندهای نمک‌زدایی

¹ International Desalination Association

² Reverse Osmosis

حرارتی مانند تقطیر چندمرحله‌ای^۱ (MED) و تبخیر ناگهانی چندمرحله‌ای^۲ (MSF) مناسب‌تر از فرآیندهای RO هستند که به دلیل رسوب قابل توجه نمی‌توانند جریان‌های فرآیند را کنترل کنند. به عنوان نمونه، در واحدهای تبخیر یک کارخانه پالایشگاه آلومینا، فن‌آوری‌های RO نمی‌توانند آب شیرین را از مایع فرآیند استخراج کنند. بنابراین تنها گزینه، استفاده از فناوری‌های حرارتی است [2].



شکل ۱-۱: فرآیندهای اصلی نمک زدایی

۱-۳-۱ فرآیندهای همراه با تغییر فاز

نمونه‌های اصلی برای فرآیندهای همراه با تغییر فاز تبخیر ناگهانی چندمرحله‌ای MSF، MED یا تبخیر

^۱ Multi Effect Desalination

^۲ Multi Stage Flash

چند مرحله‌ای^۱ (MEE) ، و تقطیر تراکم بخار^۲ (VCD) از جمله تراکم بخار حرارتی^۳ (TVC) و تراکم بخار مکانیکی^۴ (MVC) است. این روش‌ها از روش طبیعی نمک‌زدایی با استفاده از فرایندهای تبخیر و میعان برای تولید آب شیرین از آب‌های شور (یا جریان‌های مایع فرآیند صنعتی) استفاده می‌کنند. با توجه به در دسترس بودن بیشتر و هزینه کمتر سوخت‌های فسیلی در خاورمیانه ، استفاده از فرایندهای نمک‌زدایی حرارتی مانند MSF در درجه اول در این مناطق متمرکز است [10]. در آگوست ۲۰۱۲ ، سهم فناوری‌های MSF و MED از کل ظرفیت موجود برای کاربردهای نمک‌زدایی آب شور حدود ۳۱٪ بود. این دو فناوری از جمله ۶۸ درصد ظرفیت نمک‌زدایی در سال ۲۰۱۲ ، مهم‌ترین فناوری‌های مورد استفاده در کشورهای شورای همکاری خلیج فارس هستند [2,5]. دلیل دیگر کاربردی بودن فرایندهای تغییر فاز حرارتی در آن منطقه این است که آب خلیج فارس به 4H معروف است: شوری زیاد^۵ (حدود ۴۵۰۰۰ ppm) ، کدورت زیاد^۶ ، درجه حرارت بالا^۷ و عمر دریایی بالا^۸. با این حال ، برخی از کشورهای عضو شورای همکاری خلیج فارس مانند عمان و عربستان سعودی از RO برای نمک‌زدایی آب‌های اقیانوس هند و دریای سرخ استفاده می‌کنند ، که نسبت به آب‌های خلیج فارس برای این روش مناسب‌تر هستند [5].

^۱ Multi Effect Evaporation

^۲ Vapor Compression Distillation

^۳ Thermal Vapor Compression

^۴ Mechanical Vapor Compression

^۵ High salinity

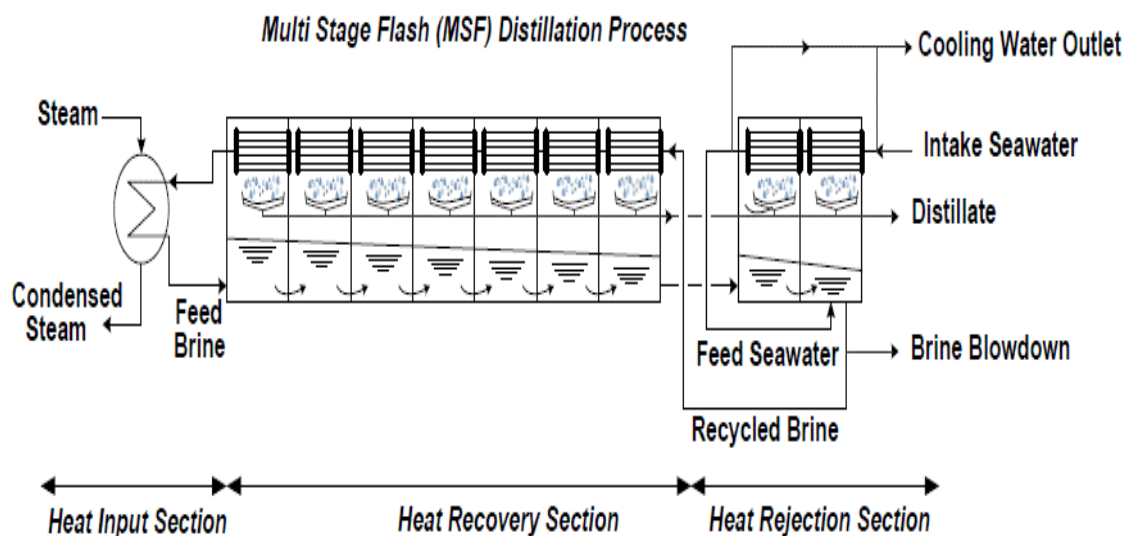
^۶ High turbidity

^۷ High temperature

^۸ High marine life

۱-۳-۱-۱ فرایندهای تبخیر ناگهانی چند مرحله‌ای

فرآیند تقطیر MSF (شکل ۲-۱) بخش عمده آب آشامیدنی شیرین تولید شده شهری در منطقه MENA را تشکیل می‌دهد. امروزه پس از فناوری RO در جایگاه دوم جهان قرار دارد و در درجه اول برای نمک‌زدایی آب دریا استفاده می‌شود [2]. این فرایند بیش از ۳۰ سال است که در مقیاس گسترده تجاری مورد استفاده قرار گرفته است و به دلیل مقاومت بیشتر در برابر رسوب‌گذاری نسبت به فناوری MED، به‌طور مداوم از دهه ۵۰ میلادی (از زمان توسعه آن) جانشین فرآیند MED شده است [11]. در سال ۱۹۵۷، چهار کارخانه MSF با ظرفیت کل ۹۰۸۴ مترمکعب در روز در کویت نصب شده است [2]. کارخانه الجبیل (۸۱۵۱۲۰ مترمکعب در روز) در عربستان سعودی بزرگ‌ترین کارخانه MSF در جهان است [12].



شکل ۲-۱: طرح شماتیک یک دستگاه MSF مرسوم [2]

در این فناوری، همان‌طور که در شکل ۲-۱ نشان داده شده است، آب دریا تحت فشار قرار می‌گیرد، گرم می‌شود و در یک سری از محفظه‌های تبخیر ناگهانی (فلش) که کمی پایین‌تر از فشار بخار اشباع نگهداری می‌شوند، تخلیه می‌شوند، بنابراین بخشی از آب تغذیه ناگهان به بخار تبدیل می‌شود. بخار تولیدشده از میان مه

گیر^۱ عبور می‌کند و در سطح خارجی لوله انتقال حرارت (کندانسور) که در قسمت بالای هر مرحله قرار دارد ، تقطیر می‌شود. سپس مایع چگالش یافته درون سینی‌ها فرو می‌ریزد و به‌صورت آب شیرین جمع‌آوری می‌شود. تمام دستگاه‌های MSF از یک منبع گرما ، بازیابی گرما ، بخش‌های بازگشت گرما تشکیل شده‌اند و معمولاً بخش‌های بازیابی حرارت آن‌ها از ۱۹ تا ۲۸ مرحله (در دستگاه‌های مدرن و بزرگ MSF) تشکیل شده است [4]. بخش بازیابی گرما معمولاً از سه یا چند مرحله تشکیل شده است ، که برای کنترل دمای پساب^۲ و برای محافظت از مواد ضد رسوب استفاده می‌شود [13]. بالاترین دمای پساب^۳ در بخش ورودی گرما معمولاً بین ۹۰ تا ۱۱۰ درجه سانتی‌گراد است [13,14]. با این حال ، با برخی از تغییرات می‌تواند بین ۱۲۰ درجه سانتی‌گراد و ۱۳۰ درجه سانتی‌گراد برسد. شکل ۱-۲ طرح شماتیک معمولی MSF را نشان می‌دهد. مصرف توان ویژه پمپاژ معمولی برای این فناوری عمدتاً بین ۳ تا ۵ کیلووات ساعت بر مترمکعب برای دستگاه‌های بزرگ و مدرن MSF است [5,15]. مزایا و معایب اصلی این فناوری عبارت‌اند از:

مزایا:

- ظرفیت بالای تولید آب شیرین
- مستقل از شوری آب تغذیه
- عملکرد آسان و تقلیل عملکرد بسیار کم در طول عمر دستگاه
- آب شیرین با کیفیت بسیار بالا (مواد جامد محلول^۴ کمتر از ۱۰ میلی‌گرم در لیتر)
- حداقل نیاز به پیش‌تصفیه آب تغذیه در مقایسه با فرآیند RO

^۱ Mist Eliminator

^۲ Brine

^۳ Top Brine Temperature

^۴ Total Dissolved Solids

- روش‌های ساده عملیاتی و نگهداری
- مقاومت بالاتر در برابر رسوب‌گذاری در مقایسه با فرآیند MED
- سابقه طولانی استفاده تجاری و قابلیت اطمینان
- امکان ترکیب با سایر فرایندها

معایب:

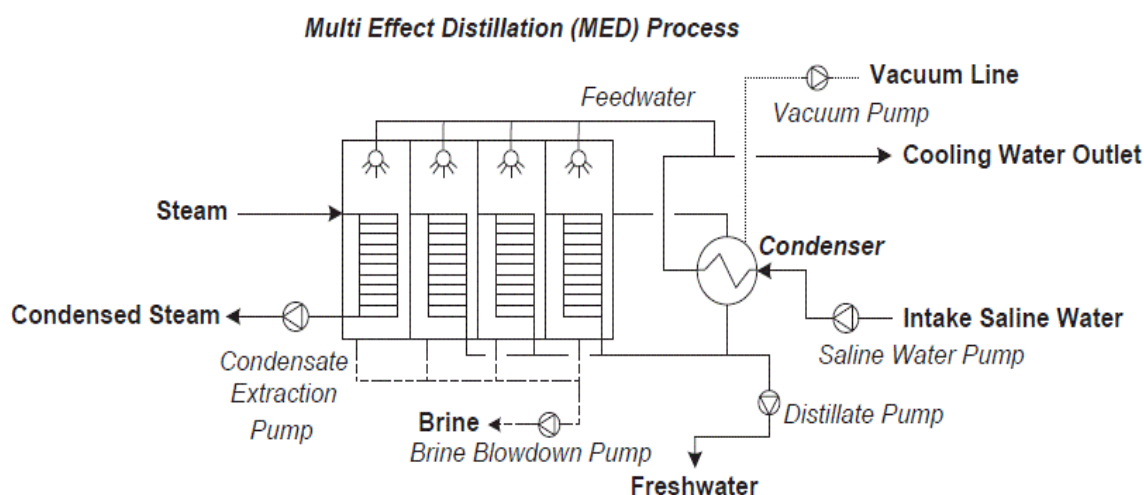
- ساخت و عملکرد گران‌قیمت
- نیاز به سطح بالایی از دانش فنی
- فرآیندی با شدت انرژی حرارتی بالا
- عملکرد در دمای بالا (بالاترین دمای پساب ۱۲۰-۹۰ درجه سانتی‌گراد)
- نرخ بازیابی کم، به این معنی که آب تغذیه بیشتری برای تولید مقدار یکسان از آب شیرین در مقایسه با فرآیند MED نیاز دارد

۱-۳-۲ فرایندهای تبخیر یا تقطیر چندمرحله‌ای (MED)

فناوری MED یا MEE قدیمی‌ترین روش نمک‌زدایی صنعتی است [16] و کارآمدترین فرآیند تقطیر حرارتی به لحاظ ترمودینامیکی می‌باشد [17]، اگرچه در بازار شیرین‌سازی حرارتی در جایگاه دوم بعد از MSF قرار دارد. هنگامی که تقطیر محصول اصلی این فرآیند باشد، (MED) نامیده می‌شود و اگر تبخیر هدف اصلی (به‌عنوان مثال، تغلیظ جریان تغذیه) باشد، (MEE) نامیده می‌شود. اما مبنای هر دو فرایند یکسان است. این فرآیند به اصطلاح MED نامیده می‌شود زیرا این فرایند برای کاربرد نمک‌زدایی آب دریا استفاده می‌شود. در مقابل، هنگامی که هدف اصلی حذف آب از یک جریان فرآیند پالایشگاه معدنی است، به آن فرایند MEE گفته می‌شود.

در (شکل ۱-۳) آب تغذیه بر روی سطوح اولین مرحله مبدل حرارتی توزیع می‌شود. سیال منبع حرارت

(بخار یا مایع داغ) که از طریق مبدل حرارتی جریان می‌یابد انرژی خود را به آب تغذیه توزیع شده می‌دهد و بخشی از آب تغذیه را تبخیر می‌کند. سپس بخار تولیدشده در مبدل حرارتی مرحله دوم تقطیر می‌شود تا در آن مرحله آب تغذیه بیشتری تبخیر شود. پساب از مرحله اول خارج می‌شود. در مرحله دوم، آب تغذیه تبخیر شده عامل ایجاد توان برای مرحله سوم است در حالی که پساب حاصل از انتهای آن خارج می‌شود. بخار تولیدشده وارد قسمت کندانسور شده و توسط آب تغذیه شور ورودی که نقش مبرد را بازی می‌کند تقطیر می‌شود و این فرایند تا مرحله آخر ادامه پیدا می‌کند. بخشی از آب شوری که پیش گرم شده است به‌عنوان آب تغذیه به مراحل مختلف فرستاده می‌شود [18].



شکل ۱-۳: طرح شماتیک تقطیر چندمرحله‌ای مرسوم (MED) برای نمک‌زدایی [2]

فرآیندهای MEE شکل‌های مختلف بسیاری دارند. به‌عنوان مثال، با توجه به طراحی اواپراتور، می‌تواند از یک فیلم عمودی بالارونده یا یک فیلم در حال سقوط با لوله افقی یا عمودی استفاده کند. با توجه به جریان تغذیه، می‌تواند به‌صورت برگشتی، موازی یا مستقیم باشد. آرایش مراحل به‌نوبه خود می‌تواند افقی یا عمودی باشد و یا از یک طرح انباشته استفاده کند [16].

تفاوت اصلی بین MED و MSF به تفاوت بین پدیده‌های تبخیر جوششی و ناگهانی مربوط می‌شود. تکنیک تبخیر ناگهانی (فرایند MSF) برای تولید مقدار یکسان بخار، به آب تغذیه و اختلاف فشار بیشتری در مقایسه

با روش جوشش (فرآیند MED) احتیاج دارد. این بدان معنی است که تکنیک تبخیر ناگهانی توان پمپاژ بسیار بیشتری را مصرف می‌کند. میزان مصرف برق ویژه پمپاژ برای دستگاه‌های MED در مقیاس بزرگ حدود ۱/۵ تا ۳ کیلووات ساعت بر مترمکعب است [4,5]، که به‌طور قابل‌توجهی پایین‌تر از فرآیند MSF است. تفاوت دیگر مربوط به بالاترین دمای پساب (TBT) و مسئله رسوب است. به دلیل طراحی فرایندهای MED، برخی از روش‌های تمیز کردن که می‌توانند برای MSF اعمال شوند، در MED قابل‌استفاده نیستند، بنابراین بهترین راه برای مدیریت رسوب، نگه داشتن TBT در حدود ۶۵ تا ۷۰ درجه سانتی‌گراد است [2]. مزایا و معایب عمده این فناوری در ذیل اشاره شده‌اند:

مزایا:

- کارکرد در دمای پایین
- آب شیرین با کیفیت بالا
- عملکرد حرارتی بالا
- امکان ترکیب با سایر فرایندها
- قدرت پمپاژ پایین
- فرآیند بسیار قابل‌اعتماد
- کنترل سطح طبیعی مواد بیولوژیکی یا معلق
- حداقل الزامات پیش‌تصفیه
- حداقل نیاز به نیروی کار

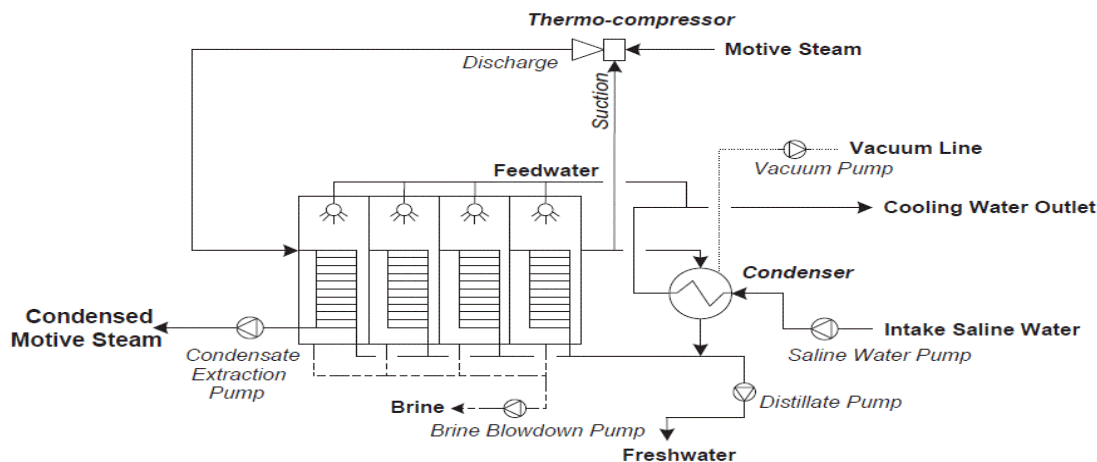
معایب:

- هزینه ساخت بالا (هزینه بالای سرمایه اولیه)
- مستعد خوردگی است

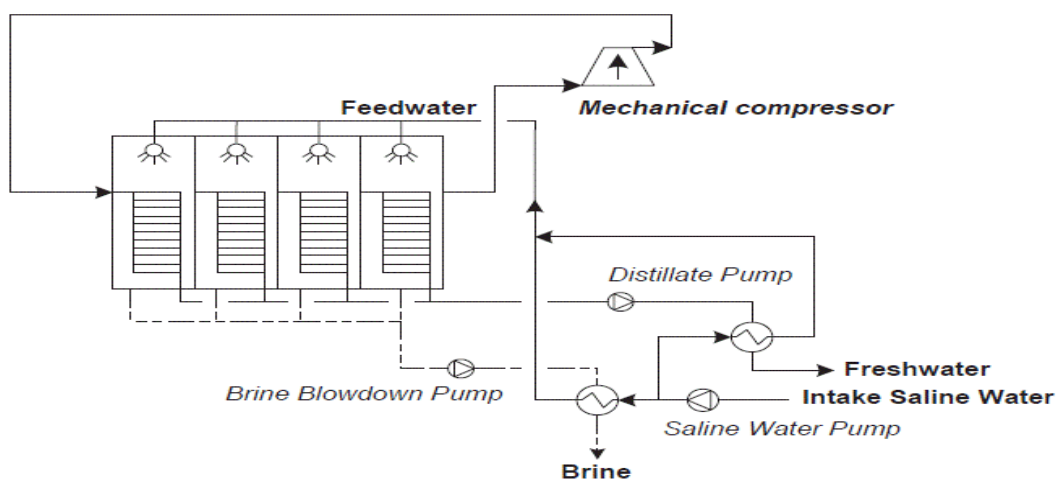
○ نرخ بازیابی کم (اگرچه به اندازه MSF کم نیست)

۳-۱-۳-۱ فرایند تقطیر تراکم بخار (VCD)

فرآیند VCD بیشتر برای دستگاه‌های نمک‌زدایی در مقیاس کوچک و متوسط استفاده می‌شود. معمولاً گرمای تبخیر در فرآیندهای VCD توسط تراکم بخار تأمین می‌شود. MVC و TVC دو شکل فناوری VCD هستند. در فرآیندهای TVC، بخار توسط یک کمپرسور حرارتی متراکم می‌شود، که به‌طور معمول توسط بخار فشار متوسط هدایت می‌شود. در مقابل، در فرآیندهای MVC، بخار توسط یک کمپرسور مکانیکی متراکم می‌شود که فقط از برق برای کار استفاده می‌کند. بنابراین، در مواردی که بخار به عنوان منبع گرما در دسترس نیست، این فرآیند می‌تواند به عنوان گزینه‌ای مطرح باشد. فناوری VCD همچنین می‌تواند در ترکیب با فرآیندهای MED و MSF مانند TVC-MED [19] یا TVC-MSF [14] استفاده شود. ترکیبی که می‌تواند نسبت عملکرد سیستم نسبت به سیستم مستقل MED یا MSF را افزایش دهد [20]. MVC-MED و TVC-MED MED (شکل ۴-۱ و ۵-۱) برجسته‌ترین فرآیندها به دلیل عملکرد حرارتی بالاتر MED در مقایسه با فرآیندهای MSF با سیستم TVC-MED هستند که بالاترین عملکرد حرارتی را در بین کلیه فرآیندهای بخار محور دارند. معمولاً دامنه ظرفیت یک دستگاه MVC-MED حداکثر ۳۰۰۰ مترمکعب در روز است [4,43]، و دامنه یک دستگاه TVC-MED تا حدود ۲۰،۰۰۰ مترمکعب در روز است [43]. برای دستیابی به ظرفیت‌های بالاتر، به‌طور معمول دو یا چند دستگاه به‌طور موازی کار می‌کنند.



شکل ۱-۴: طرح شماتیک فرآیند تقطیر چندمرحله‌ای تراکم بخار حرارتی [2]



شکل ۱-۵: طرح شماتیک فرآیند تقطیر چندمرحله‌ای تراکم بخار مکانیکی [2]

میزان مصرف برق واحدهای MVC-MED بیشتر از TVC-MED است و به‌طور معمول بین ۷ تا ۱۲ کیلووات ساعت بر مترمکعب است [2]. مصرف برق TVC-MED به‌طور معمول حدود ۱ کیلووات ساعت بر مترمکعب است [16]، که حتی پایین‌تر از حد معمول MED است. در مقابل، MVC-MED به منابع حرارتی نیاز ندارد.

همان‌طور که قبلاً ذکر شد، MVC-MED و TVC-MED در مقایسه با سایر فرآیندهای نمک‌زدایی حرارتی

مانند MSF و MED برجسته‌ترین فرایندهای بخار محور هستند. مزایا و معایب اصلی آن‌ها در اینجا ذکر شده است [20].

مزایا:

- کارکرد در دمای پایین
- آب شیرین با کیفیت بالا
- عدم نیاز به خط بخار و منبع سرمایش (برای MVC-MED)
- بالاترین عملکرد حرارتی (برای TVC-MED)
- کمترین توان پمپاژ (برای TVC-MED)
- فرآیند بسیار قابل اعتماد
- ترموکمپرسور بسیار مقاوم (برای TVC-MED)
- حداقل نیاز به نیروی کار

معایب:

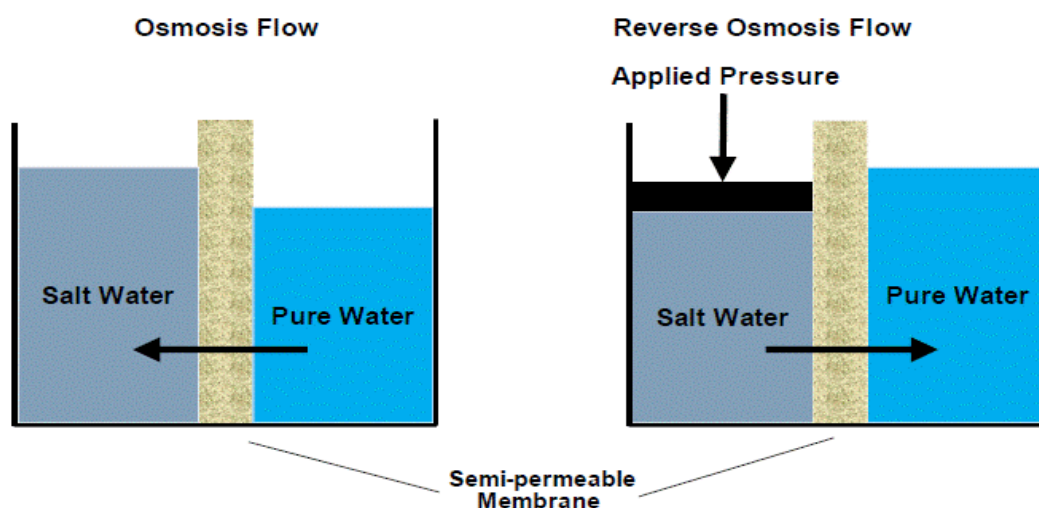
- هزینه بالای ساخت (هزینه‌های بالای سرمایه اولیه)
- مستعد خوردگی
- توان پمپاژ بالا (برای MVC-MED)
- هزینه سرمایه‌گذاری بالاتر به دلیل هزینه کمپرسور مکانیکی (برای MVC-MED)
- در مقایسه با MED و TVC-MED

۱-۳-۲ فرایندهای بدون تغییر فاز

در این فرایندها، آب شیرین با عبور آب شور از طریق غشاها، بدون ایجاد تغییر فاز استخراج می‌شود. RO فن‌آوری اصلی در این دسته است. دستگاه‌های نمک‌زدایی غشایی، که اکثر دستگاه‌های در جهان را تشکیل

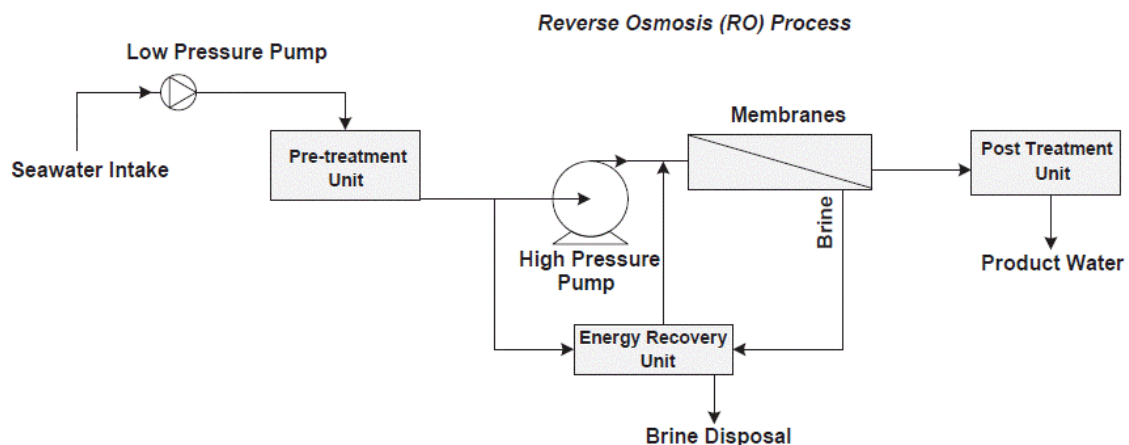
می‌دهند [8]، تا حد زیادی توسط برق حاصل از منابع تجدید ناپذیر تأمین می‌شوند.

پدیده اسمز، انتقال حلال (آب خالص) یک محلول (آب شور) بر اساس اختلاف غلظت، از طریق یک غشای نیمه نفوذپذیر است. به عنوان مثال، اگر آب شیرین و آب شور توسط یک غشای نیمه نفوذپذیر از هم جدا شوند به دلیل اختلاف غلظت بین دو محیط، آب شیرین (محیط رقیق‌تر) به سمت آب شور (محیط غلیظ‌تر) حرکت می‌کند تا به تعادل غلظت کلی در سیستم برسد. مبدأ این حرکت فشار اسمزی است. بنابراین با افزایش تدریجی فشار در سمت آب شور (مخالف جهت فشار اسمزی)، تا زمانی که فشار اعمال شده برابر فشار اسمزی شود، جریان آب در سراسر غشا متوقف خواهد شد. در این مرحله، هرگونه افزایش بیشتر فشار در سمت آب شور، جریان را در جهت مخالف سوق می‌دهد تا به جای حرکت آب شیرین به سمت آب شور، آب شیرین از آب شور جدا شود. این فرآیند اسمز معکوس نامیده می‌شود. اختلاف فشار بین فشار اعمال شده و فشار اسمزی یکی از عوامل اصلی در فرآیند RO برای شناسایی دبی جرمی آب شیرین است که از طریق غشاء عبور می‌کند (شکل ۱-۶). بسته به کیفیت آب تغذیه، فناوری و نوع غشاها، می‌توان حدود ۳۰ تا ۸۰ درصد از کل آب تغذیه را نمک‌زدایی کرد [2].



شکل ۱-۶: جریان‌های اسمز و اسمز معکوس [2]

به طور معمول فرآیندهای RO شامل چهار بخش اصلی ، یعنی پیش تصفیه ، پمپ های فشارقوی ، غشاها و اصلاحات بعدی هستند (شکل ۷-۱). آب تولیدشده از RO با یک مرحله دارای TDS شوری کمتر از ۵۰۰ میلی گرم در لیتر است. پیش تصفیه آب تغذیه یک عنصر اساسی دستگاه RO به منظور جلوگیری از رسوب گیری غشاها است. از آنجاکه هیچ نیازی به تأثیر تغییر فاز نیست ، عمده استفاده از انرژی در RO برای ایجاد فشار به آب تغذیه است. میزان مصرف الکتریکی ویژه دستگاه های RO بین ۳ تا ۷ کیلووات ساعت بر مترمکعب برای کاربرد آب دریا است [2].



شکل ۷-۱: طرح شماتیک دستگاه اسمز معکوس معمول [2]

RO به دلیل کاهش هزینه های غشایی و توسعه دستگاه های بازیابی انرژی ، سریع ترین روند رو به رشد نمک زدایی را در مقایسه با سایر فناوری های نمک زدایی داراست [21]. سهم آن از ظرفیت های آب شیرین کن های نصب شده در سال ۲۰۱۲ ، ۶۳٪ بود [2].

مزایا و معایب عمده این فناوری در ادامه فهرست شده است.

مزایا:

- ساخت سریع و کارایی راحت

- گسترش آسان با اضافه کردن ماژول‌های اضافی
- مصرف انرژی کم
- عدم نیازی به منابع گرما
- استفاده کمتر از مواد شیمیایی برای تمیزکاری
- عدم نیاز به خاموش کردن کل دستگاه برای تأمین نگهداری

معایب:

- غشاهای گران‌قیمت و طول عمر پایین (۲ تا ۵ سال)
- حساس نسبت به تغییرات شوری آب تغذیه
- نیاز به مواد و تجهیزات استاندارد با کیفیت بالا
- امکان آلودگی باکتریایی
- ضرورت پیش‌تصفیه آب تغذیه
- عملکرد فشار بالا که باعث خرابی مکانیکی می‌شود

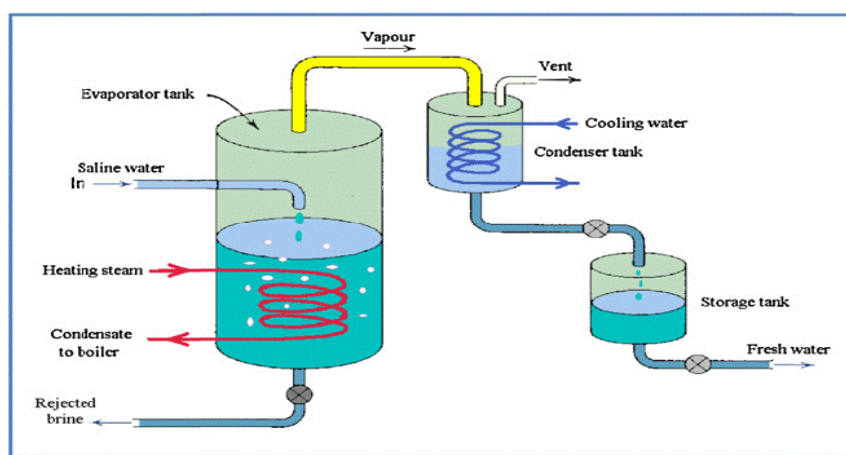
۱-۴ تبخیر تک‌مرحله‌ای

سیستم نم‌زدایی تبخیر تک‌مرحله‌ای دارای کاربردهای صنعتی بسیار محدودی است. دلیل این امر این است که سیستم نسبت عملکرد حرارتی کمتر از یک دارد، یعنی مقدار آب تولیدشده کمتر از مقدار بخار گرمایش مورد استفاده برای کار با سیستم است. با این حال، درک این فرایند بسیار ضروری است زیرا بسیاری از عناصر تشکیل‌دهنده سیستم‌های تراکم بخار تک‌مرحله‌ای و همچنین فرآیندهای تبخیر چندمرحله‌ای را تشکیل می‌دهد. این امر پیچیدگی درک این سیستم‌ها را تسهیل می‌کند [2].

عملکرد اصلی روش تقطیر تک‌مرحله‌ای در شکل ۱-۸ نشان داده شده است. در سیستم تقطیر تک‌مرحله‌ای، مخزن اواپراتور توسط آب شور از طریق لوله آب شور تغذیه می‌شود. سپس آب شور با عبور بخار داغ از مبدل

حرارتی بخار ، واقع در مخزن اواپراتور ، گرم می‌شود تا به دمای جوش برسد. بخار از درون لوله‌های مبدل حرارتی عبور کرده ، متراکم شده و دوباره به دیگ بخار برمی‌گردد درحالی‌که آب شور خارج از لوله‌ها جوش می‌آید و بنابراین تبخیر می‌شود. بخار آب بالا رفته و به سمت مخزن کندانسور حرکت می‌کند. در مخزن کندانسور ، بخار آب با عبور آب سرد از طریق برخی از لوله‌های خنک‌کننده ، سرد می‌شود. بنابراین ، بخار آب به آب مایع خالص تبدیل می‌شود. متعاقباً ، آب مقطر جمع شده و در مخزن ذخیره می‌شود. برای اطمینان از اینکه گرمای آزادشده از بخار گرمایش به سمت آب شور جریان یابد ، دمای چگالش بخار باید بالاتر از دمای جوش آب شور باشد. برای دستیابی به این امر ، با کاهش فشار بخار ، دمای جوش آب شور کاهش می‌یابد. فشار بخار با تخلیه هوا از مخزن اواپراتور توسط پمپ خلأ یا اجکتور کنترل می‌شود [22].

در صورت اهمیت اندازه تراکم دستگاه ، فرآیند تقطیر تک‌مرحله‌ای گزینه مناسبی برای تقطیر آب شور محسوب می‌شود. این روش برای کاربردهای دریایی و آزمایشگاه‌های بزرگ مناسب است. همچنین در شرایطی که بخار گرمایش فراوان و ارزان در دسترس است ، مانند برنامه‌های تولید هم‌زمان با سایر نیروگاه‌های برق یا کارخانه‌ها ، انتخاب مناسبی است [23].



شکل ۸-۱: سیستم تقطیر تک مرحله‌ای [22]

۱-۵ اواپراتورها

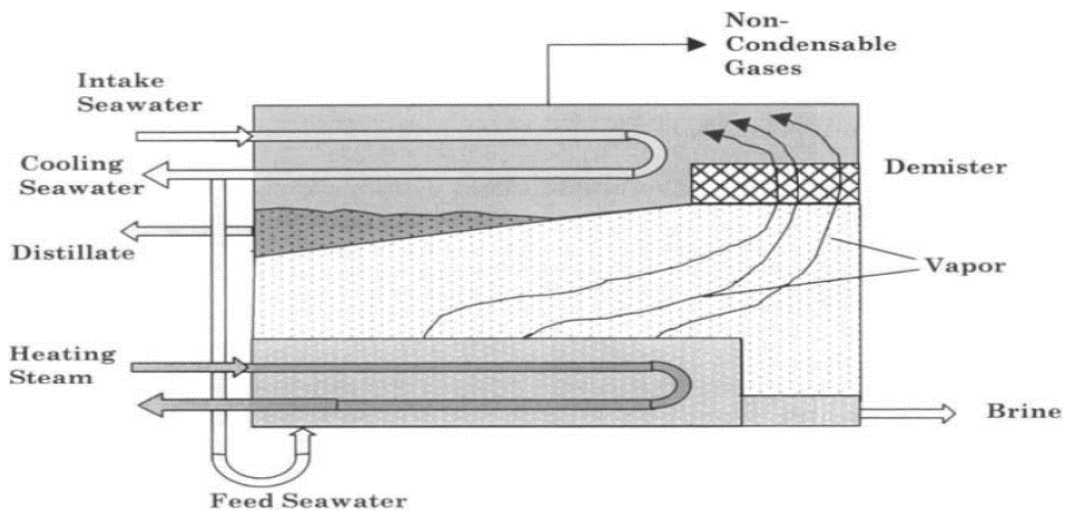
اواپراتورها قلب هر فرآیند نمک‌زدایی تبخیری هستند. علاوه بر این، آن‌ها یک عنصر اساسی در چندین کاربرد صنعتی شامل فرآیندهای شیمیایی، نفت و مواد غذایی می‌باشند. پیکربندی اواپراتور بر اساس ایجاد یک سطح گرم است، که در آن بخار گرمایش در یک طرف چگالش می‌یابد و بخار در طرف دیگر تولید می‌شود. اواپراتورها شامل انواع زیر هستند [20]:

- غوطه‌وری
- فالینگ فیلم

۱-۵-۱ اواپراتورهای غوطه‌وری

شکل ۱-۹ شکل اصلی اواپراتورها، نوع غوطه‌ور می‌باشد. همان‌طور که نشان داده شده، سیستم واحد ترکیبی از اواپراتور و کندانسور است. در این سیستم لوله‌های اواپراتور در یک مخزن مایع غوطه‌ور می‌شوند. مایع اطراف لوله‌های غوطه‌ور به دمای اشباع می‌رسد و با چگالش بخار در داخل لوله‌ها، تبخیر حاصل می‌شود. بخار تشکیل شده از طریق دمیستر^۱ جریان می‌یابد که قطرات مایع داخل آن را جدا می‌کند. بخار وارد کندانسور می‌شود، که در سطح خارجی لوله‌های کندانسور تقطیر می‌شود. از آنجا که چگالش انجام می‌شود، گرمای نهان چگالش قبل از ورود به اواپراتور، آب تغذیه را در کندانسور پیش گرم می‌کند.

^۱ Demister



شکل ۱-۹: اواپراتور غوطه‌وری [20]

ویژگی‌های اواپراتور غوطه‌ور شامل موارد زیر است:

- یکی از رایج‌ترین موارد استفاده رطوبت ساز خانگی و کتری برقی است. اواپراتور غوطه‌ور رایج‌ترین طراحی در نیمه اول قرن بیستم بوده و در انواع مختلف کاربردها از جمله نمک‌زدایی مورد استفاده قرار گرفته است. این سیستم در صورت عدم وجود رسوب‌گذاری مناسب است.
- اگر سیستم مستعد پوسته‌پوسته شدن یا رسوب‌گذاری باشد، از جمله در نمک‌زدایی، استفاده از ضد رسوب یا تنظیم شرایط عملیاتی برای کنترل نرخ رسوب لازم است. اگر رسوب‌گذاری کنترل نشود، عملکرد سیستم ممکن است کارآمد نباشد.
- ضریب انتقال حرارت برای اواپراتور غوطه‌ور از طراحی معمول نوع فالینگ فیلم بسیار پایین‌تر است. این امر به این دلیل است که هد هیدرواستاتیکی مایع روی سطح لوله مانع تشکیل، رشد و انتشار حباب بخار روی سطح داغ می‌شود.
- توسعه اواپراتورهای غوطه‌ور، یک حوزه تحقیقاتی فعال به‌ویژه در صورت عدم وجود پتانسیل رسوب‌گذاری است. این تحقیق بر استفاده از مواد افزودنی که باعث تقویت روند تبخیر می‌شوند و مقاومت ناشی از هد هیدرواستاتیک مایع را محدود می‌کند، متمرکز شده است.

۱-۵-۲ اواپراتورهای فالینگ فیلم

اواپراتور فالینگ فیلم دارای دو شکل اصلی است که شامل لوله افقی و عمودی می‌باشد. لوله افقی رایج‌ترین طراحی مورد استفاده در صنعت شیرین سازی آب است.

ویژگی‌های این نوع (لوله افقی) شامل موارد زیر است:

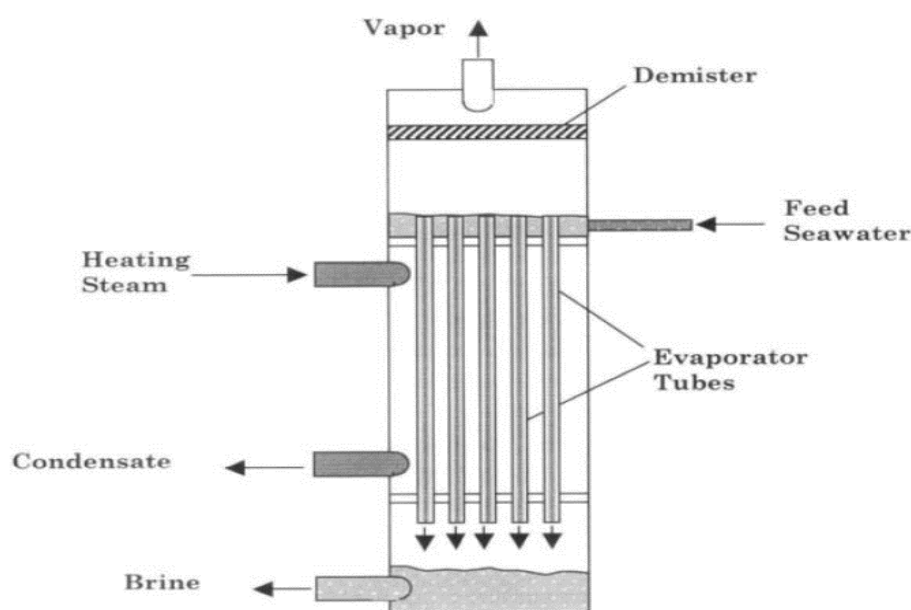
- بخار گرمایش درون لوله‌ها جریان می‌یابد و مایع روی سطح خارجی لوله‌ها پاشیده می‌شود.
- اسپری مایع یک فیلم نازک در حال سقوط روی سطح خارجی دسته لوله تشکیل می‌دهد. در نتیجه ، شکل‌گیری ، رشد و جدایش حباب‌های بخار مقاومت کمتری نسبت به نوع لوله غوطه‌ور دارد .
- لوله‌ها در چند ردیف با یک گام مربعی مرتب شده‌اند تا تمیز کردن ساده شود.
- جزئیات فرآیند تبخیر در داخل سیستم نسبت پیچیده است ، زیرا شامل تبخیر و میعان هم‌زمان است. این امر به دلیل تماس با بخار صعودی با قطرات آب غیراشباع ایجاد می‌شود. بر این اساس ، بخشی از بخار گرمای نهان خود را به قطرات مایع آزاد می‌کند و باعث افزایش درجه حرارت آن و شرایط اشباع می‌شود. پس از آن ، قطرات آب اشباع به محض قرار گرفتن در سطح گرم لوله‌ها ، تبخیر می‌شوند.

مشخصات اواپراتور فالینگ فیلم لوله عمودی (شکل ۱-۱۰) شامل موارد زیر است:

- مایع در قسمت بالای لوله‌های عمودی توزیع می‌شود ، که در آن یک فیلم در حال سقوط روی سطح داخلی یا خارجی لوله‌ها ایجاد می‌شود.
- بخار گرمایش روی سطح داخلی یا خارجی لوله‌ها جریان می‌یابد ، و بر روی آن تقطیر می‌شود و گرمای نهان خود را به فیلم در حال سقوط می‌دهد.
- فرآیند تبادل گرما منجر به تقطیر بخار و تبخیر مایع می‌شود.

طراحی و عملکرد نوع لوله عمودی پیچیده‌تر از نوع افقی است. دلیل این امر این است که فیلم در حال

سقوط ممکن است در طول گذر از لوله دچار خیس شدن جزئی سطح شود. این منجر به مناطق خشک یا مناطقی که با مقدار بسیار کمی مایع پوشانده شده ، می شود. در نتیجه ، تبخیر کامل مایع ، باعث می شود رسوب نمک در سطح لوله باقی بماند. همچنین ، ایجاد لکه های خشک باعث افزایش دمای سطح لوله می شود. این امر باعث افزایش تنش های حرارتی ناشی از انبساط لوله در نقاط گرم می شود. در نهایت ، عمر کاری لوله به دلیل تحرکات ، رسوب گذاری و افزایش سرعت خوردگی کاهش می یابد.



شکل ۱-۱۰: اواپراتور فالینگ فیلم لوله عمودی [20]

۱-۶ معرفی انواع اواپراتور فیلمی

سه نوع کلی از اواپراتورهای فیلمی مایع که در دستگاه های نمک زدایی حرارتی مورد استفاده قرار می گیرند تا به حال معرفی شده اند، که عبارتند از: اواپراتورهای فالینگ فیلم افقی^۱ ، اواپراتورهای فالینگ فیلم عمودی^۲

^۱ Horizontal falling film

^۲ Vertical falling film

۱-۶-۱ اواپراتور فالینگ فیلم افقی

اواپراتورهای فالینگ فیلم افقی به دلیل برخی از مزایای ذاتی پذیرش گسترده‌ای در صنعت نمک‌زدایی دارند. آب شور به صورت یک فیلم در خارج از دسته لوله افقی پاشیده و توزیع می‌شود و بخار گرمایش درون لوله‌ها را تقطیر می‌کند. ضرایب انتقال حرارت بالایی حاصل می‌شود (مایع به صورت فیلم بسیار نازک است) و این طرح دارای چندین مزیت عملی برجسته است. تبخیر می‌تواند با جوشش یا بدون جوشش صورت گیرد. معمولاً جوشش از آنجا که سوپرهیت زیادی در دیواره لوله لازم است، رخ نمی‌دهد و در واحدهای نمک‌زدایی مطلوب این است که اختلاف دمای کم بین بخار در حال چگالش و آب شور در حال تبخیر به علت تلفات کمتر و راندمان بالاتر حفظ شود. تبخیر همراه جوشش به نرخ‌های انتقال حرارت بالایی دست می‌یابد و با روابط مختلفی نسبت به تبخیر تنها تعریف می‌شود.

۱-۶-۲ اواپراتور فالینگ فیلم عمودی

در این نوع مبدل حرارتی تبخیر در لوله‌های عمودی صورت می‌گیرد و چگالش در خارج از آن‌ها انجام می‌شود. آب دریا درون دیواره داخلی لوله عمودی پاشیده می‌شود و به صورت فیلم جریان می‌یابد. همچنین عکس این حالت نیز صادق است. روش‌های مختلف موجود برای یافتن ضرایب انتقال حرارت برای تبخیر و تقطیر در فصل بعد شرح داده شده است. رژیم جریان برای محاسبه ضریب انتقال حرارت تبخیر برای شرایط غیر جوششی بسیار مهم است، که این یک مورد رایج است.

^۱ Vertical rising film

۱-۶-۳ اواپراتور رایزینگ فیلم عمودی

این نوع مبدل حرارتی به طور گسترده‌ای در دهه هفتاد مورد استفاده قرار گرفت ، اما به اندازه فالینگ فیلم عمودی یا فالینگ فیلم افقی کارآمد نیست. آب شور به لوله‌های عمودی از انتهای مبدل حرارتی وارد می‌شود. چگالش بخار در قسمت خارج از لوله‌های عمودی حاوی آب شور ، در یک سطح از پیش تعیین شده باعث جوشیدن آب شور می‌شود ، بخار آزاد می‌شود و فیلمی از آب شور بر روی دیواره لوله ایجاد می‌شود. این فیلم هم‌زمان با تبخیر شدن از لوله‌ها بالا می‌رود. در انتهای لوله‌ها ، جداسازی هر دو فاز بخار و آب شور صورت می‌گیرد. آب شور مانند بخار به مرحله بعدی می‌رود.

۱-۷ مروری بر مطالعات گذشته

در سال ۲۰۰۳ رحمان و همکاران [23] طراحی و ساخت یک اواپراتور با لوله‌های عمودی از نوع غوطه‌ور (SVTE) را به منظور بدست آوردن عملکرد حرارتی اواپراتور تحت شرایط عملکردی مختلف که برای واحد تجاری نمک‌زدایی در مقیاس کوچک واقع‌گرایانه باشد انجام دادند. در تحقیق آن‌ها تأثیر چندین پارامتر بر تولید آب شیرین مانند دبی‌ها، دماها، و فشارها به صورت تجربی بررسی شده است و نتایج با مدل شبیه‌سازی شده مقایسه شده است. حداکثر نرخ تولید آب شیرین اواپراتور طراحی شده آن‌ها برای ۰/۵ مترمکعب بر ساعت آب تغذیه ورودی، حدود ۱۴۴ کیلوگرم آب شیرین بر ساعت بود که برابر ۲۸/۵ درصد می‌باشد. برای عملکرد ۲۴ ساعته، ظرفیت تولید آب شیرین ۳/۳ تن در روز می‌باشد. در طول عملکرد، ضریب انتقال حرارت کلی میانگین حدود ۱۰۰۰ وات بر مترمربع کلون بدست آمده است.

در سال ۲۰۰۸ یانگ و شن [25] یک مطالعه تجربی در مورد انتقال حرارت فالینگ فیلم خارج لوله‌های افقی به منظور نشان دادن چگونگی تأثیر پذیرفتن ضریب انتقال حرارت از پارامترهای مختلف مانند دبی، دمای تبخیر، اختلاف دمای بین دیواره و آب اشباع و غلظت جرمی آب دریا انجام دادند. نتایج کار آن‌ها نشان داد که هنگامی که چگالی جریان (شار جرمی) متغیر بین ۰/۱۳ تا ۰/۰۶۲ کیلوگرم بر متر ثانیه (kg/m.s) باشد،

ضریب انتقال حرارت تبخیر فالینگ فیلم خارج از لوله‌های افقی، با دبی جریان دمای جوشش تبخیری و شار حرارتی افزایش می‌یابد. همچنین آن‌ها دریافتند که اختلاف ضریب انتقال حرارت بین آب مقطر و آب شور دریا کوچک می‌باشد.

سن و همکاران [26-28] در سال ۲۰۱۱ با ساخت یک دستگاه آب‌شیرین‌کن چندمرحله‌ای (MED) با تبخیرکننده‌های لوله عمودی با تعداد مراحل متغیر از ۳ تا ۹ و انتشار نتایج کار خود در سه مقاله پیوسته پیشگام در زمینه ساخت آب‌شیرین‌کن چندمرحله‌ای در مقیاس کوچک بوده‌اند. آن‌ها عملکرد دستگاه را با تعداد مراحل ۳، ۶ و ۹ تایی که با فشارهای بخار ورودی متفاوت کار می‌کردند تحلیل کردند و بازدهی تولید آب شیرین را بدست آوردند. بازدهی بهینه برای واحد ۹ تایی در ۹۵٪ سطح اطمینان برابر با ۱۶۷ کیلوگرم بر ساعت برای فشار بخار نسبی ۲/۵ بار بود. برای واحد با ۶ افکت بازدهی بهینه حدود ۱۲۱ کیلوگرم بر ساعت در فشار بخار نسبی ورودی ۲ بار و برای واحد با ۳ اواپراتور بازدهی بهینه حدود ۹۱ کیلوگرم بر ساعت با فشار بخار نسبی ورودی ۱/۶ بار بود.

در سال ۲۰۱۱ سجر [22] و همکاران تحقیقی مروری در مورد روش‌های مختلف تقطیر برای تولید آب شیرین در مقیاس کوچک که برای مصارف خانگی، کارخانه‌های کوچک، مصارف آزمایشگاهی، و استفاده‌های ضروری مورد نیاز باشد انجام دادند.

در سال ۲۰۱۹ یان و همکاران [29] مطالعه‌ای تجربی بر روی فالینگ فیلم‌های افقی در مقیاس کوچک انجام دادند و خصوصیات جریان سیال، ضخامت فیلم، و انتقال حرارت فالینگ فیلم‌های مایع بر روی یک ردیف از لوله‌های افقی به صورت تجربی مطالعه کردند. آن‌ها تأثیرات دبی، شار حرارتی و ترکیب سوراخ‌های نازل بر روی متوسط ضریب انتقال حرارت جابجایی را بررسی کردند. آن‌ها دریافتند که نوع و شکل تشکیل فیلم بر روی لوله‌های آزمایش بر عملکرد انتقال حرارت بسیار حائز اهمیت هستند.

مطالعات پیشین مربوط به ضریب انتقال حرارت تبخیر فالینگ فیلم بر روی لوله عمودی در فصل بعد بررسی

خواهند شد.

۸-۱ معرفی تحقیق حاضر

هدف از این تحقیق ساخت و بررسی یک دستگاه نمک‌زدای تک‌مرحله‌ای به روش فالینگ فیلم می‌باشد که در آن، شرایط آزمایش مطابق با شرایط عملکردی در یک سیستم نمک‌زدایی چندمرحله‌ای می‌باشد. در این تحقیق هدف بررسی عوامل مؤثر و میزان تأثیر هر یک از این عوامل بر ضریب انتقال حرارت تبخیر فالینگ فیلم بر روی یک دسته لوله عمودی در یک دستگاه تک‌مرحله‌ای نمک‌زدایی می‌باشد.

۹-۱ نوآوری

تاکنون مطالعات تجربی محدودی در زمینه تعیین ضریب انتقال حرارت محلی در لوله‌های اواپراتور فالینگ فیلم عمودی بر روی یک دسته لوله با شرایط عملکردی مشابه با سیستم‌های نمک‌زدایی انجام شده است. در کارهای گذشته عموماً ضریب انتقال حرارت بر روی یک لوله عمودی انجام شده است و یا تأثیر پارامترهای مختلف بر تولید آب شیرین گزارش شده است. در تحقیق حاضر تأثیر پارامترهای مختلف مانند دبی جریان، شار حرارتی، شرایط اشباع مختلف و سایر عوامل مؤثر بر ضریب انتقال حرارت و عملکرد یک اواپراتور فالینگ فیلم با یک دسته لوله عمودی به‌طوری‌که مدلی برای طراحی و ساخت اواپراتورهای فالینگ فیلم در مقیاس کوچک باشد، مورد بررسی قرار گرفته است.

فصل ۲ : معادلات حاکم و ضریب انتقال حرارت

۱-۲ مقدمه

در این فصل ابتدا به معرفی و بررسی فالینگ فیلم (فیلم مایع در حال سقوط) و انواع رژیم‌های جریان مربوط به آن و همچنین هندسه و ماهیت جریان فالینگ فیلم بر روی سطوح (لوله) عمودی می‌پردازیم. همچنین در ادامه فصل به معرفی روابط تحلیلی و تجربی مربوط به فالینگ فیلم عمودی در مطالعات گذشته و تأثیر متقابل هیدرودینامیک و حرارت جریان پرداخته شده است.

۲-۲ جریان فالینگ فیلم سطوح عمودی

در جریان‌های فیلم (لایه) مایع بر روی سطوح یا لوله‌های عمودی بسته به مقدار عدد رینولدز^۱، که در ادامه تعریف می‌شود، جریان رژیم‌های مختلفی خواهد داشت. این رژیم‌ها شامل سه دسته کلی آرام و هموار^۲، موجی-آرام^۳ و آشفته^۴ می‌باشند. در رژیم آرام سطح خارجی فیلم مایع، هموار و بدون موج است و در نتیجه جریان به وضوح آرام می‌باشد. با افزایش عدد رینولدز ناهمواری‌ها و امواجی بر روی سطح آزاد جریان ظاهر می‌شود و رژیم موجی-آرام را به وجود می‌آورد. همچنین با ادامه افزایش عدد رینولدز رژیم آشفته شکل می‌گیرد. البته، در مورد مقدار عدد رینولدز که در آن، جریان موجی-آرام یا آشفته می‌شود، اختلاف نظر وجود دارد [30].

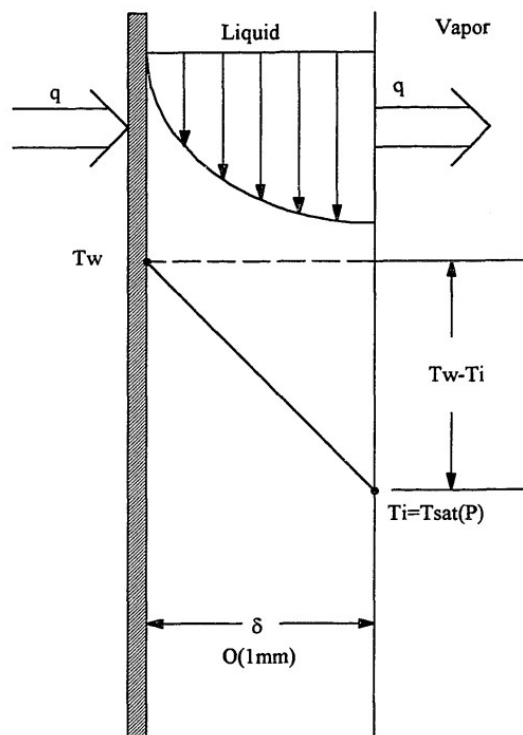
این تحقیق به فیلم‌های آبی که تحت تبخیر هستند (بدون جوشش هسته‌ای) محدود می‌شود. شماتیک کلی فالینگ فیلم مایع تحت شرایط تبخیر در شکل ۱-۲ آمده است.

^۱ Reynolds Number

^۲ Laminar

^۳ Wavy-Laminar

^۴ Turbulent



شکل ۱-۲: فالینگ فیلم مایع تحت تبخیر [31]

۱-۲-۲ عدد رینولدز

همان‌طور که می‌دانیم نرخ انتقال حرارت در تبخیر یا چگالش بستگی به آرام یا آشسته بودن جریان دارد. بنابراین معیار رژیم جریان در جریان فالینگ فیلم‌های مایع، برحسب عدد رینولدز که به‌صورت زیر تعریف می‌شود، بیان می‌گردد [30]:

$$Re = \frac{D_h \rho_l U_l}{\mu_l} = \frac{4A_c \rho_l U_l}{p \mu_l} = \frac{4\rho_l U_l \delta}{\mu_l} = \frac{4\dot{m}}{p \mu_l} \quad (۱-۲)$$

که با تعریف پارامتر Γ به‌صورت $\Gamma = \frac{\dot{m}}{p}$ ، عدد رینولدز را به فرم زیر بیان می‌کنیم:

$$Re = \frac{4\Gamma}{\mu_l} \quad (۲-۲)$$

که در روابط بالا داریم:

$$D_h = \frac{4A_c}{p} = 4\delta$$

قطر هیدرولیکی برای جریان فیلم مایع

p : محیط تر شده توسط جریان فیلم مایع

$$A_c = p\delta$$

ضخامت لایه $\times$ محیط تر شده : مساحت سطح مقطع جریان فیلم

ρ_l : چگالی مایع

μ_l : لزجت مایع

U_l : سرعت متوسط جریان فیلم مایع

$$\dot{m} = \rho_l U_l A_c$$

آهنگ جرمی جریان فیلم مایع

δ : ضخامت فیلم مایع

Γ : دبی جرمی بر واحد عرض جریان

۳-۲ روابط منتخب ضریب انتقال حرارت چگالش فالینگ فیلم در رژیم‌های مختلف جریان

۱-۳-۲ تئوری ناسلت برای جریان فیلم آرام

رابطه‌ای تحلیلی برای ضریب انتقال حرارت چگالش فیلمی (لایه‌ای) بر روی یک صفحه عمودی برای اولین

بار در سال ۱۹۱۶ توسط ناسلت با فرض‌های ساده کننده زیر بیان شد [30]:

۱. صفحه و بخار به ترتیب در دماهای ثابت T_s و T_{sat} نگه داشته شده‌اند و دما در عرض لایه مایع،

به صورت خطی تغییر می‌کند.

۲. انتقال گرما در عرض لایه مایع، به صورت رسانش خالص می‌باشد (جریان‌های جابجایی در لایه مایع

وجود ندارد).

۳. سرعت بخار کم (یا صفر) است، به طوری که هیچ نیروی پسایی به محصول چگالش وارد نمی‌شود

(هیچ تنش برشی لزجی بر سطح مشترک مایع-بخار وارد نمی‌گردد).

۴. جریان محصول چگالش آرام و خواص مایع، ثابت است.

۵. شتاب لایه محصول چگالش، ناچیز است.

بنابراین با در نظر گرفتن فرضیات بالا و انجام محاسبات لازم رابطه ضریب انتقال حرارت متوسط بر روی کل صفحه به صورت زیر بیان می‌شود:

$$h = h_{avg} = 0.943 \left[\frac{g \rho_l (\rho_l - \rho_v) h_{fg} k_l^3}{\mu_l (T_{sat} - T_s) L} \right]^{1/4} \quad (3-2)$$

معادله بالا درک خوبی از وابستگی تابعی ضریب انتقال گرمای چگالشی می‌دهد. باین حال، مشاهده شده که این رابطه مقدار انتقال حرارت را کمتر پیش‌بینی می‌کند، زیرا تأثیر پروفیل غیرخطی دما در لایه مایع و سرد شدن مایع تا زیر دمای اشباع را در نظر نمی‌گیرد.

می‌توان با در نظر گرفتن این اثرات و اصلاح این رابطه، رابطه ناسلت اصلاح شده را برحسب عدد رینولدز به صورت زیر بیان کرد:

$$h \cong 1.47 k_l Re^{-\frac{1}{3}} \left(\frac{g}{\vartheta_l^2} \right)^{\frac{1}{3}} \quad (4-2)$$

$$\rho_v \ll \rho_l$$

$$0 < Re < 30$$

که در آن ضریب انتقال حرارت برحسب $W/m^2.K$ می‌باشد. نتایج حاصل از تئوری بالا مطابقت بسیار خوبی با نتایج تجربی دارند [30].

۲-۳-۲ رابطه ضریب انتقال حرارت جریان موجی-آرام بر روی صفحات

عمودی

در اعداد رینولدز بیشتر از حدود ۳۰، مشاهده می‌شود که در عین این که جریان در لایه مایع به صورت آرام

باقی می‌ماند، امواجی نیز در سطح مشترک مایع-بخار به وجود می‌آید. جریان در این حالت موجی-آرام نامیده می‌شود. این امواج در سطح مشترک مایع-بخار، به افزایش انتقال گرما کمک می‌کنند. اما تحلیل را نیز پیچیده و به دست آوردن جواب‌های تحلیلی را بسیار دشوار می‌سازند. بنابراین، مجبور خواهیم بود بازهم به بررسی های تجربی تکیه کنیم. افزایش انتقال گرمای ناشی از اثر موج، به‌طور متوسط حدود ۲۰ درصد است، ولی می‌تواند تا بیش از ۵۰ درصد نیز افزایش یابد. مقدار واقعی این افزایش به عدد رینولدز بستگی دارد [30].

کوتاتلادزه [32] در سال ۱۹۶۳ بر اساس مطالعات تجربی خود، رابطه زیر را برای ضریب انتقال حرارت متوسط در جریان موجی-آرام محصول چگالش برای حالت $\rho_l \ll \rho_v$ و $30 < Re < 1800$ پیشنهاد کرد:

$$h = \frac{Re k_l}{1.08 Re^{1.22} - 5.2} \left(\frac{g}{\vartheta_l^2} \right)^{1/3} \quad (5-2)$$

۲-۳-۳ رابطه ضریب انتقال حرارت جریان آشفته بر روی صفحات

عمودی

در اعداد رینولدز حدود ۱۸۰۰، جریان محصول چگالش به‌صورت آشفته درمی‌آید. روابط تجربی زیادی با سطوح پیچیدگی مختلف، برای ضریب انتقال حرارت در جریان آشفته پیشنهاد شده است. لایونت سوف [33] در سال ۱۹۵۷ نیز با فرض $\rho_l \ll \rho_v$ برای سادگی، رابطه زیر را برای جریان آشفته محصول چگالش بر روی صفحات عمودی پیشنهاد کرد:

$$h = \frac{Re k_l}{8750 + 58 Pr^{-0.5} (Re^{0.75} - 253)} \left(\frac{g}{\vartheta_l^2} \right)^{1/3} \quad Re > 1800 \quad (6-2)$$

۲-۴ روابط منتخب ضرایب انتقال حرارت تبخیر فالینگ فیلم

عمودی در مطالعات گذشته

در این بخش به روابط مربوط به ضریب انتقال حرارت و پارامترهای مرتبط با تبخیر فالینگ فیلم بر روی

لوله‌های عمودی که در مطالعات پیشین بدان پرداخته شده اشاره می‌کنیم که درواقع به‌عنوان مراجعی برای اعتبار سنجی نتایج تحقیق حاضر می‌باشد.

اولین مطالعه تجربی بر روی ضریب انتقال حرارت فالینگ فیلم تبخیری بر روی یک لوله عمودی توسط چان و سبان [34] در سال ۱۹۷۱ انجام شد. نتایج کار آن‌ها برای ضریب انتقال حرارت برای تبخیر از سطح فیلم‌های آب که سرتاسر سطح خارجی لوله عمودی جریان دارند برای رژیم‌های جریان آرام و آشفته ارائه شده است.

برای جریان آرام همان رابطه تئوری ناسلت به‌صورت زیر پیش‌بینی شده است:

$$h = \left(\frac{4}{3}\right)^{1/3} \left(\frac{k^3 g}{\vartheta^2}\right)^{1/3} \left(\frac{4\Gamma}{\mu}\right)^{-1/3} \quad (7-2)$$

کپیتزا [32] عدد رینولدز بحرانی به شکل زیر را پیش‌بینی کرد که در آن موج‌های مویین بر روی سطح لایه آرام شکل می‌گیرد:

$$\left(\frac{4\Gamma}{\mu}\right) = 2.43 \left(\frac{\mu^4 g}{\rho \sigma^3}\right)^{-1/11} \quad (8-2)$$

که در آن عبارت $\left(\frac{\mu^4 g}{\rho \sigma^3}\right)$ عدد بی‌بعد کپیتزا $^{1}(Ka)$ می‌باشد.

چان و سبان رابطه زیر را برای ضریب انتقال حرارت جریان موجی-آرام مطابق با داده‌های آزمایش خود به‌صورت زیر بدست آوردند:

$$h = 0.606 \left(\frac{k^3 g}{\vartheta^2}\right) \left(\frac{\Gamma}{\mu}\right)^{-0.22} \quad (9-2)$$

چان و سبان رابطه زیر را برای جریان آشفته با استفاده از داده‌های آزمایش خود بدست آوردند:

$$h = 3.8 \times 10^{-3} \left(\frac{gk^3}{\vartheta^2}\right)^{1/3} \left(\frac{4\Gamma}{\mu}\right)^{0.4} \left(\frac{\vartheta}{\alpha}\right)^{0.65} \quad (10-2)$$

^۱ Kapitza Number

ذکر این نکته ضروریست که هیچ نتایج هیدرودینامیکی که نشان دهد آیا جریان واقعاً آشفته باشد بدست نیامده است.

همچنین آن‌ها عدد رینولدز بحرانی برای گذر از رژیم موجی-آرام به رژیم آشفته را به صورت زیر ارائه کردند:

$$\left(\frac{4\Gamma}{\mu}\right) = 5800 \left(\frac{\vartheta}{\alpha}\right)^{-1.06} = 0.215(Ka)^{-1/3} \quad (11-2)$$

در سال ۱۹۷۸ فوجیتا و اوعدا [35,36] مطالعه‌ای تجربی بر روی ضریب انتقال حرارت و شار حرارتی شکست فیلم برای فیلم‌های آب مادون سرد و اشباع در فشار اتمسفر که بر روی سطح خارجی لوله‌هایی به طول ۶۰۰ و ۱۰۰۰ میلی‌متری جریان دارد، انجام دادند و داده‌های این مطالعه توسط معادلات زیر برای ضریب انتقال حرارت برای آب در فشار اتمسفر حاصل شد.

$$Nu = 0.90Re^{-0.22} \quad Re < 3200 \quad (12-2)$$

$$Nu = 6.0 \times 10^{-3} Re^{0.4} \quad Re \geq 3200 \quad (13-2)$$

روابط بالا در محدوده شارهای حرارتی ۳۰ تا ۷۰ کیلووات بر مترمربع می‌باشند و مقادیر داده‌های تجربی این مطالعه حدود ۱۰٪ بالاتر از مقادیر مطالعه چان و سبان می‌باشد.

در سال ۱۹۸۸ اشمرلر و مدور [37,38] ضرایب انتقال حرارت محلی گرمای محسوس و تبخیر را بر روی فالینگ فیلم‌های مایع در رژیم آشفته بدست آوردند. دستگاه آزمایش آن‌ها شامل یک لوله فولاد ضدزنگ به طول گرمایش ۷۸۱ میلی‌متر می‌باشد که به صورت الکتریکی گرم شده است. آن‌ها بر اساس داده‌های بدست آمده در آزمایش گرمایش محسوس خود که بدون تبخیر بود، ضریب انتقال حرارت بی‌بعد (عدد ناسلت)^۱ متوسط را به صورت زیر بدست آوردند:

$$Nu = 6.0 \times 10^{-3} Re^{0.4} \quad Re \geq 3200 \quad (14-2)$$

^۱ Nusselt Number

این رابطه دارای خطای متوسط ۵/۵٪ با حداکثر خطای ۱۷٪ می‌باشد.

اما برای داده‌های ضریب انتقال حرارت تبخیری، آن‌ها رابطه زیر را ارائه کردند:

$$Nu = 0.0038Re^{0.35}Pr^{0.95} \quad (۱۵-۲)$$

که این رابطه دارای خطای متوسط ۶٪ و حداکثر خطای ۱۴/۹٪ می‌باشد.

همچنین مارش و مدور [39] در سال ۱۹۸۸ آزمایش‌هایی برای درک آغاز جوشش هسته‌ای در جریان فالینگ فیلم آشفته انجام دادند. در مطالعه آن‌ها، داده‌های تجربی با پیش‌بینی‌های مدل‌های آغاز جوشش موجود برای ارزیابی قابلیت کاربرد آن‌ها در جریان فالینگ فیلم مقایسه شده است، و یک مدل نیمه تجربی برای همبستگی تأثیرات موج و گردابه‌های توربولانسی بر آغاز جوشش هسته‌ای در فیلم‌های آب استفاده شده است. دستگاه آزمایش آن‌ها با دستگاه اشمرلر و مدور [37] یکسان بود. آن‌ها شار حرارتی برای آغاز جوشش هسته‌ای در جریان‌های فالینگ فیلم آب اشباع را به‌صورت زیر به دست آوردند.

$$q_{ONB} = \frac{k_f h_{fg}}{8\sigma T_{sat} v_{fg}} (T_{wONB} - T_{sat})^2 \frac{1}{\psi} \quad (۱۶-۲)$$

که در آن: $\psi \equiv \psi_t \psi_w$ ضریب ترکیبی فیلم نامیده می‌شود که کمترین تخمین مربعات در داده‌های آغاز جوشش آب یک مقدار تجربی برابر با $\psi = 3.5$ با خطای متوسط ۵/۲٪ را نشان می‌دهد.

الحسینی و همکاران [40] در سال ۱۹۹۵ ضرایب انتقال حرارت تبخیر را در فالینگ فیلم‌های مایعات تک جزئی مانند آب و پروپیلن گلیکول در رژیم‌های جریان موجی-آرام و آشفته برای محدوده وسیعی از پارامترها به‌صورت تجربی به دست آوردند. محدوده عدد پرانتل^۱ در آزمایش‌های آن‌ها بین ۱/۷ تا ۴۷ می‌باشد که از این حیث این مطالعه بسیار جامع می‌باشد. این تحقیق تجربی به‌نوعی جامع‌ترین مطالعه در زمینه انتقال حرارت فالینگ فیلم‌های مایع می‌باشد که در ادامه بدان می‌پردازیم.

^۱ Prandtl Number

آن‌ها متوجه شدند که عدد ناسلت برای فیلم‌های موجی آرام باید وابسته به اعداد بی‌بعد رینولدز و کپیتزا^۱ باشد. آن‌ها با استفاده از داده‌های آزمایش خود به همراه داده‌های منتشرشده قبلی برای فیلم‌های آرام، رابطه زیر را برای عدد ناسلت تبخیری در ناحیه موجی-آرام پیشنهاد کردند.

$$Nu_{laminar} = 2.65Re^{-0.158}Ka^{0.0563} \quad (۱۷-۲)$$

متوسط خطا این رابطه با داده‌های تجربی در محدوده عدد پرانتل ۱/۷ تا ۴۷ حدود ۱۰٪ می‌باشد. برای جریان آشفته، الحسینی و همکاران توصیف تقریبی حل بسته‌ای برای عدد ناسلت بر اساس مدل توربولانسی پیشنهادی خود ارائه کردند که جزئیات آن در مرجع [31] ذکر شده است. در نهایت معادله پیشنهادی آن‌ها برای عدد ناسلت جریان آشفته به صورت زیر است:

$$Nu_{turbulent} = \frac{Pr \cdot \delta^{+1/3}}{(A_1 Pr^{3/4} + A_2 Pr^{1/2} + A_3 Pr^{1/4} + C_t) + (B Ka^{1/2} Pr^{1/2})} \quad (۱۸-۲)$$

که در آن:

$$A_1 = 9.71$$

$$A_2 = \frac{0.328\pi(130 + \delta^+)}{\delta^+}$$

$$A_3 = \frac{0.0289(152100 + 2340\delta^+ + 7\delta^{+2})}{\delta^{+2}}$$

^۱ Kapitza Number

$$B = \frac{2.51 \times 10^6 \delta^{+0.333} . Ka^{-0.173}}{Re^{(3.49Ka^{0.0675})}}$$

$$C_t = 8.82 + 0.0003Re$$

$$\delta^+ = 0.0946Re^{0.8}$$

در مقایسه با داده‌های تجربی تطابق این معادله دارای انحراف متوسط حدود ۶٪ می‌باشد.

رابطه بالا دارای چندین کاربرد می‌باشد زیرا علاوه بر پیش‌بینی ضریب انتقال حرارت تبخیر، می‌تواند برای پیش‌بینی ضریب انتقال حرارت گرمای محسوس و ضرایب انتقال جرم جذبی و دفعی به کار رود. برای مثال برای حالت گرمایش محسوس، ضریب انتقال حرارت با حذف لایه مرزی سطح مشترک یعنی، $B=0$ ، بدست می‌آید. یک بیان ترکیبی برای ضریب انتقال حرارت تبخیری برای تمامی اعداد رینولدز را می‌توان با ترکیب مماسی ضرایب موجی-آرام و آشفته به صورت زیر به دست آورد.

$$Nu = (Nu_{laminar}^5 + Nu_{turbulent}^5)^{1/5} \quad (۱۹-۲)$$

۲-۴-۱ مشخصات آزمایش مطالعات گذشته

در این بخش به طور خلاصه خصوصیات آزمایش‌های مطالعات گذشته و همچنین شرایط عملکردی آن‌ها را در رابطه با ضریب انتقال حرارت فالینگ فیلم تبخیری بر روی لوله‌های عمودی در جدول ۱-۲ ارائه می‌کنیم. عدد رینولدز تعریف شده در تمامی مطالعات زیر مطابق با معادله (۲-۲) در این فصل می‌باشد. همچنین ذکر این نکته ضروریست که در جریان فالینگ فیلم بر روی صفحات عمودی تا حدودی معیار آشفته بودن جریان قراردادی است و بین مطالعات مختلف اختلاف نظر وجود دارد اما عموماً از رابطه پیشنهادی توسط چان و سبان یعنی رابطه (۲-۱۱) برای تعیین عدد رینولدز بحرانی و معیاری برای آشفته بودن جریان استفاده می‌شود.

همچنین یک معیار کلی برای آشفته بودن جریان انحراف ضریب انتقال حرارت از رفتار جریان آرام می‌باشد به‌طوری‌که در جریان آرام با افزایش عدد رینولدز ضریب انتقال حرارت کاهش می‌یابد اما در جریان آشفته عکس این حالت صادق است.

جدول ۱-۲: مطالعات تجربی تبخیر فالینگ فیلم عمودی مایعات

منبع	چان و سبان [34]	فوجیتا و اوعدا [41]	اشمرلر و مدور [42]	اسبلاد و برنتسون [43]	الحسینی [40]	اکسجو [44-46]	هوانگ [47]	چنگ [48]
سال	۱۹۷۱	۱۹۷۸	۱۹۸۸	۱۹۹۱	۱۹۹۵	۲۰۱۸	۲۰۱۸	۲۰۲۰
قطر لوله (mm)	۲۸/۶	۱۶	۲۵/۴		۳۸/۱	۶۰	۱۹	۳۷
طول گرم شده (m)	۰/۲۹	۰/۶ و ۱	۰/۷۸	۲/۱۶	۲/۹	۰/۸	۲/۳	۶/۶
روش گرمایش	مقاومت الکتریکی	مقاومت الکتریکی	مقاومت الکتریکی	مقاومت الکتریکی	مقاومت الکتریکی	هیتر	بخار	هیتر
سیال آزمایش	آب	آب	آب	R12	آب و پروپیلن گلیکول	آب و پودر لبنی	آب	آب
محدوده عدد Re	۳۲۰ تا ۲۱۰۰۰	۷۰۰ تا ۹۱۰۰	۵۰۰ تا ۳۷۵۰۰	۲۰۰۰ تا ۱۹۰۰۰	۳۴ تا ۱۵۰۰۰	۱۸ تا ۱۸۵۴	۱۰۰۰ تا ۲۶۰۰	۱۶۰۰ تا ۳۵۰۰
محدوده Pr	۱/۷۷ تا ۵/۷	۱/۸ تا ۲	۱/۷۵ تا ۵/۴	۳	۱/۷۳ تا ۴۶/۶	۳/۵ تا ۴۶		۷/۳ تا ۱۰/۹

		گذرا	آرام و آشفته	آشفته	آشفته	آشفته	آرام و آشفته	رژیم جریان
--	--	------	-----------------	-------	-------	-------	-----------------	---------------

فصل ۳ : تجهیزات و فرایند آزمایش

۳-۱ مقدمه

همان‌طور که قبل‌تر بیان شد هدف از این مطالعه بررسی تأثیر پارامترهای مؤثر بر ضریب انتقال حرارت تبخیری فیلم آب در حال سقوط بر روی لوله‌های عمودی یک دستگاه نمک‌زدای تک‌مرحله‌ای حرارتی می‌باشد. سیستم به لحاظ ترمودینامیکی برای تولید ۰/۵ مترمکعب آب شیرین در روز طراحی و ساخته شده است. در این فصل ابتدا به فرایند طراحی دستگاه و سپس به معرفی تجهیزات مورد استفاده در این آزمایش و همچنین نحوه انجام آزمایش و به‌طور کلی به معرفی کامل سیستم مورد بررسی می‌پردازیم.

۳-۲ طراحی ستاپ آزمایشگاهی

به منظور تولید ۰/۵ مترمکعب آب مقطر در روز، طبق آنچه در سیستم‌های نمک‌زدایی تقطیر چندمرحله‌ای به‌دلایل زیست‌محیطی مرسوم است فرض می‌کنیم حدود ۳۰٪ از آب تغذیه ورودی باید تبخیر شود که این مقدار به‌عنوان آب مقطر یا آب شیرین تولیدی در نظر گرفته می‌شود و مابقی به‌عنوان پساب از سیستم خارج می‌شود. با فرض این‌که آب تغذیه ورودی در دمای ۷۰ درجه سانتی‌گراد می‌باشد به طراحی سیستم می‌پردازیم.

$$\text{با فرض 30\% تبخیر} \quad 0.5 \text{ m}^3/\text{day} \text{ آب مقطر} \longrightarrow 1.66 \text{ m}^3/\text{day} \text{ آب تغذیه ورودی} \quad (۱-۳)$$

$$\dot{m} = 1.66 \text{ m}^3/\text{day} \times \frac{1000 \text{ lit}}{1 \text{ m}^3} \times \frac{0.977 \text{ kg}}{1 \text{ lit}} \times \frac{1 \text{ day}}{24 \times 3600 \text{ s}} = 0.0187 \text{ kg/s} \quad (۲-۳)$$

$$\approx 1660 \text{ lit/day} \text{ آب تغذیه ورودی}$$

با استفاده از معادله موازنه انرژی برای اواپراتور به‌عنوان حجم کنترل داریم:

$$\dot{Q}_{in} + \dot{m}h_{f@T=70} = 0.3\dot{m}h_{g@T=70} + 0.7\dot{m}h_{f@T=70} \quad (۳-۳)$$

$$\dot{Q}_{in} = 0.0056(2626) + 0.013(293.1) - 0.0187(293.1) = 13 \text{ KW} \quad (4-3)$$

بنابراین توان لازم برای تبخیر ۰/۵ مترمکعب در روز آب مقطر از آب تغذیه ورودی برابر با ۱۳ KW می‌باشد. از طرفی رابطه شار حرارتی لازم برای آغاز فرایند جوشش هسته‌ای^۱ (ONB) برای اواپراتور فالینگ فیلم با لوله عمودی توسط جاکوویچ [49] به صورت زیر ارائه شده است:

$$q_{ONB} = \frac{k_f h_{fg}}{8\sigma T_{sat} \nu_{fg}} (T_{wi} - T_{sat})^2 \frac{1}{Pr_f^2} \quad (5-3)$$

مارش و مدور [39] نیز در سال ۱۹۸۹ رابطه مشابهی را برای آغاز جوشش هسته‌ای در اواپراتور فالینگ فیلم لوله عمودی به شکل زیر ارائه کردند:

$$q_{ONB} = \frac{K_f h_{fg}}{8\sigma T_{sat} \nu_{fg}} (T_{wi} - T_{sat})^2 \frac{1}{\Psi} \quad (6-3)$$

که در آن q_{ONB} شار حرارتی برای آغاز جوشش هسته‌ای، K_f ضریب هدایت حرارتی سیال، h_{fg} گرمای نهان تبخیر، σ کشش سطحی، T_{sat} دمای اشباع، ν_{fg} اختلاف حجم مخصوص، T_{wi} دمای دیواره در آغاز جوشش، Pr_f عدد پرانتل سیال و Ψ ضریب فیلم با مقدار تجربی برابر با ۳/۵ با خطای متوسط ۵/۲٪ می‌باشند. در این تحقیق به دلیل معایب جوشش هسته‌ای و هسته‌زایی در فالینگ فیلم‌ها، عملکرد اواپراتور را در ناحیه‌ی قبل از آغاز جوشش هسته‌ای در نظر گرفته‌ایم زیرا در این حالت (انتقال حرارت جابجایی) مایع تبخیر می‌شود اما جوشش هسته‌ای اتفاق نمی‌افتد، بنابراین در تحقیق حاضر برای بدست آوردن شار حرارتی لازم برای آغاز جوشش هسته‌ای از رابطه پیشنهادی جاکوویچ استفاده شده است و همچنین برای اختلاف دمای سوپرهیت از مطالعه چان و سبان [34] برای آغاز جوشش هسته‌ای در دمای ۷۰ درجه سانتی‌گراد که اختلاف دما در آن حدود ۱۰ درجه سانتی‌گراد بدست آمده است استفاده شده است. بنابراین با قراردادن پارامترها و خواص مربوطه در رابطه ۳-۵ شار حرارتی برای آغاز جوشش هسته‌ای در دمای

^۱ Onset Nucleate Boiling

اشباع ۷۰ درجه سانتی گراد به صورت زیر بدست می آید:

$$q_{ONB} = 26 \text{ KW/m}^2$$

بنابراین مساحت سطح مورد نیاز به صورت زیر بدست آمده است:

$$A_{req} = \frac{\dot{Q}}{q_{ONB}} = \frac{13 \text{ KW}}{26 \text{ KW/m}^2} = 0.5 \text{ m}^2 \quad (7-3)$$

حال با انتخاب لوله هایی به قطر خارجی ۲۵mm طول مورد نظر لوله با توجه به مساحت سطح بدست آمده

به صورت زیر بدست می آید:

$$\text{if } d_o = 0.025 \text{ m} \longrightarrow L = 6.37 \text{ m} \quad (8-3)$$

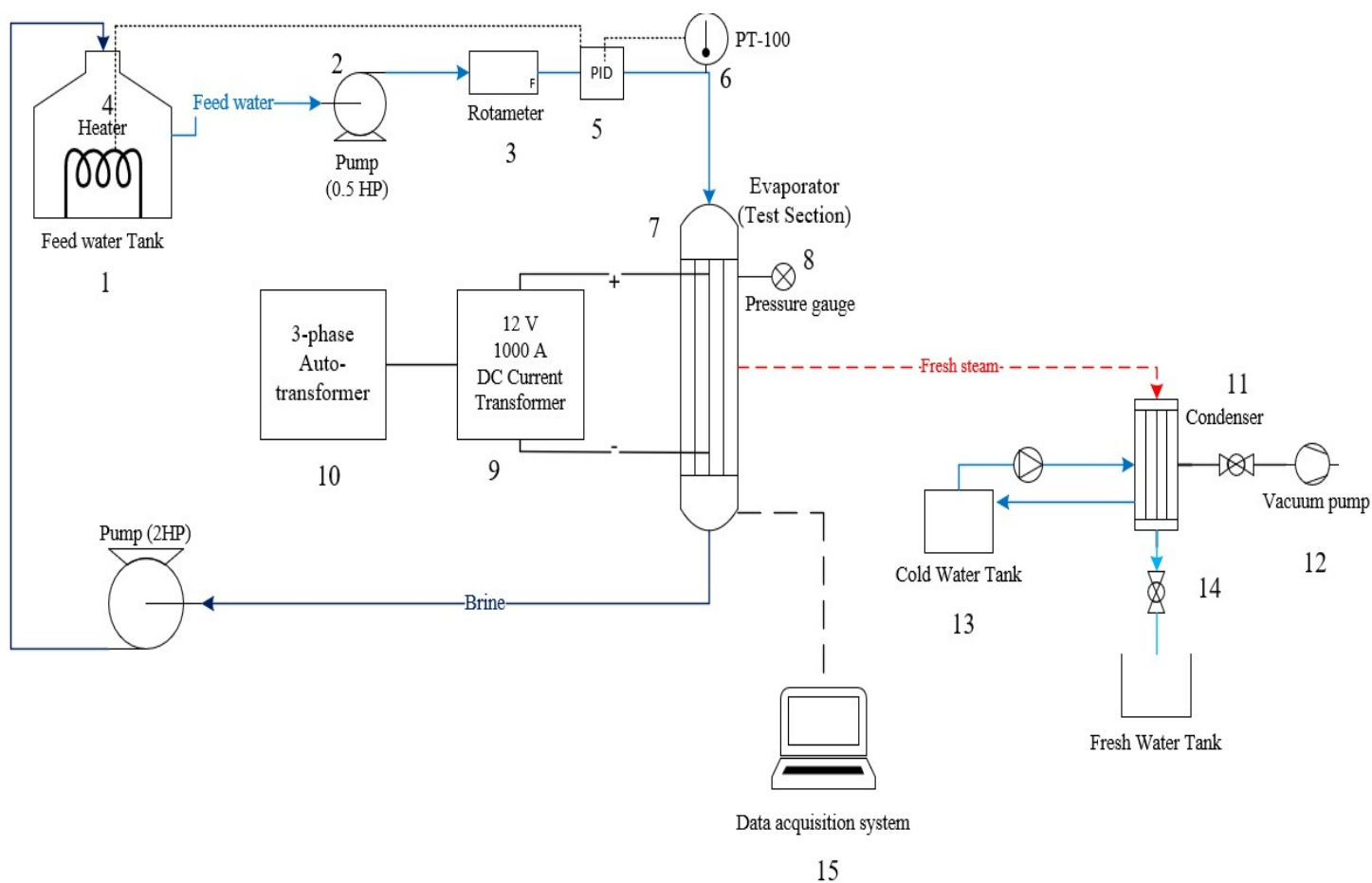
یک لوله به طول ۶/۳۷ متر یا ۶ لوله هر کدام به طول ۱۰۶ سانتی متر.

بنابراین در این تحقیق باید از ۶ لوله هر کدام به طول گرم شده ۱۰۶ سانتی متر استفاده شود که هر کدام

توانی برابر با ۲/۱۶ KW داشته باشند.

۳-۳ شماتیک کلی دستگاه

طرح شماتیک سیستم مورد بررسی در شکل ۳-۱ نشان داده شده است.



شکل ۳-۱: شماتیک کلی سیستم آزمایش

تجهیزات مورد استفاده در سیستم آزمایش به شرح زیر می باشد:

- ۱- مخزن اصلی ۲- پمپ ۳- فلومتر (روتامتر) ۴- هیتر ۵- تنظیم کننده دما ۶- سنسور دما ۷- اواپراتور (بخش آزمون) ۸- سنسور فشار ۹- منبع تغذیه سه فاز کاهنده ولتاژ ۱۰- اتو ترانس تنظیم ولتاژ ۱۱- کندانسور ۱۲- پمپ خلأ ۱۳- مخزن آب سرد ۱۴- شیر پروانه ای ۱۵- دستگاه ثبت داده ها

همچنین شکل ۲-۳ نمای کلی دستگاه مورد بررسی و بخش آزمون را نمایش می‌دهد که در ادامه به معرفی اجزای آن می‌پردازیم.



شکل ۲-۳: نمای کلی دستگاه

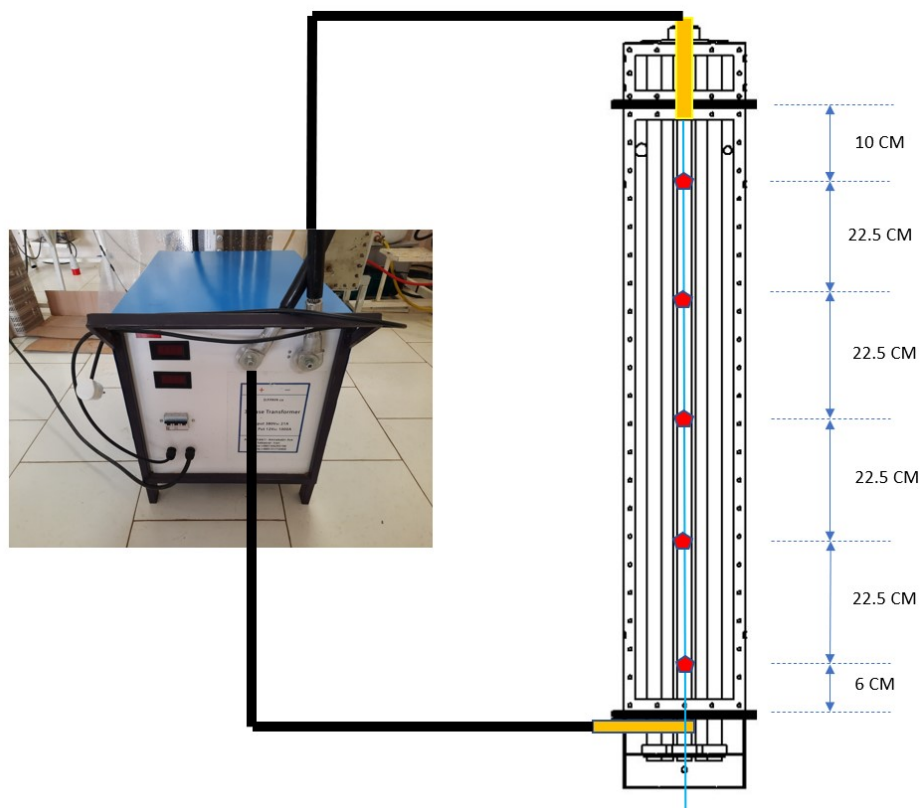
۴-۳ تجهیزات مورد استفاده

۴-۳-۱ اوپراتور (بخش آزمون)

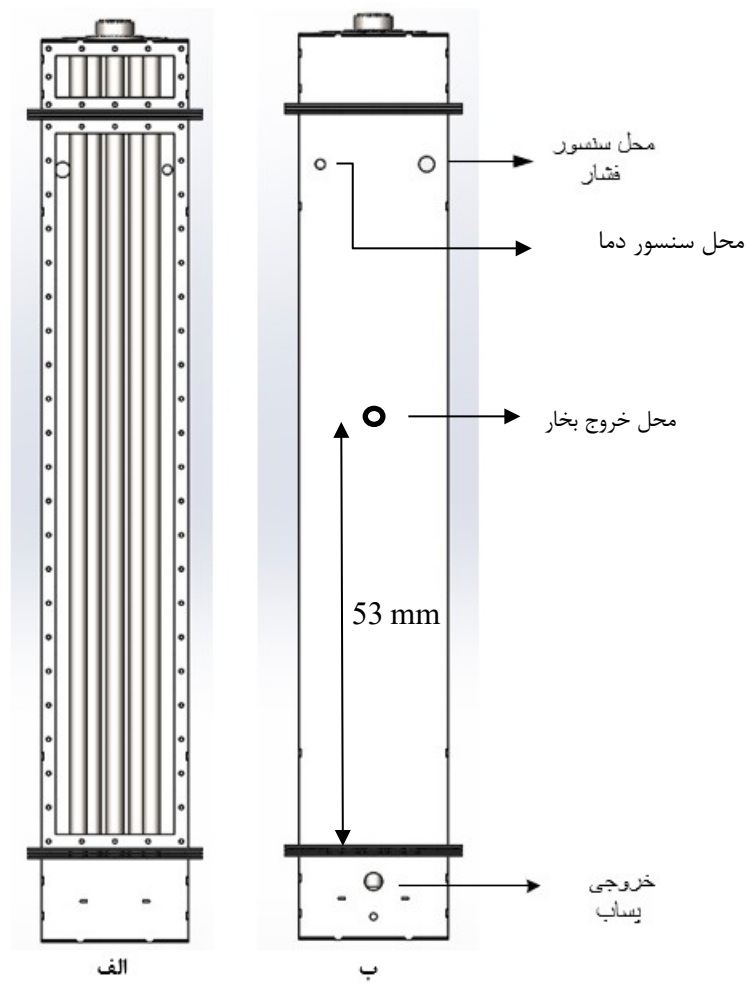
طرح شماتیک اوپراتور و اجزای متصل به آن و همچنین فاصله بین سنسورهای دما و نمای کلی اوپراتور در شکل ۳-۳ و ۴-۳ نشان داده شده است. بدنه اوپراتور از جنس آهن به ضخامت ۴ میلی‌متر می‌باشد که به منظور پیشگیری از اکسید آهن تحت شرایط آزمایش بر روی تمامی بدنه رنگ کوره‌ای استفاده شده است.

بر اساس طراحی ترمودینامیکی، اواپراتور دارای ۶ لوله از جنس استیل ضدزنگ ۳۰۴ هرکدام به طول ۱۲۰ سانتی‌متر و طول گرمایش ۱۰۶ سانتی‌متر و ضخامت ۵/۰ میلی‌متر می‌باشد. ابعاد کلی اواپراتور به ارتفاع ۱۳۰ سانتی‌متر و طول و عرض ۲۵ سانتی‌متر می‌باشد و آرایش لوله‌ها در شکل ۳-۵ نشان داده شده است. فاصله مرکز تا مرکز لوله‌های اطراف تا لوله وسط برابر ۵۵ میلی‌متر و فاصله مرکز تا مرکز لوله‌های اطراف از یکدیگر ۶۵ میلی‌متر می‌باشد. به‌منظور تأمین توان مورد نیاز در درون ۵ عدد از لوله‌ها در هر یک از آن‌ها المنتی با حداکثر توان ۲/۵ کیلووات قرار داده شده است و فضای بین المنت و دیواره داخلی لوله به‌وسیله اکسید منیزیم به‌منظور هدایت حرارت تولید شده پر شده است. یک لوله به‌عنوان بخش آزمون، در نظر گرفته شده است که توان آن توسط جریان الکتریسیته به‌وسیله منبع تغذیه سه فاز کاهنده ولتاژ جریان مستقیم (DC) (۱۲ ولت و ۱۰۰۰ آمپر) و به‌وسیله دو الکتروود متصل از بالا و پایین لوله تأمین می‌شود. به‌منظور اندازه‌گیری دمای دیواره لوله تعداد ۵ عدد ترموکوپل از نوع K در ۵ مقطع از لوله به فاصله ۲۲/۵ سانتی‌متر در درون لوله قرار داده شده است. با اندازه‌گیری دمای دیواره داخلی لوله، دمای دیواره خارجی با در نظر گرفتن مقاومت حرارتی لوله محاسبه شده است. به‌منظور اتصال کامل پراب ترموکوپل به دیواره داخلی لوله، سازه‌ای از جنس پلاستیک ABS به‌گونه‌ای طراحی شده است که ترموکوپل‌ها بر روی آن قرار گرفته و زاویه تماس آن به‌گونه‌ای است که پراب ترموکوپل در تماس کامل با دیواره داخلی لوله باشد. آب تغذیه ورودی از بالای دستگاه وارد سیستم می‌شود و بر روی صفحه‌ی اوریفیس توزیع می‌شود. صفحه اوریفیس دارای ۶ سوراخ هرکدام به قطر ۲۹ میلی‌متر می‌باشد و لوله‌های اواپراتور از میان آن‌ها عبور کرده و سیستم توزیع آب تغذیه به‌گونه‌ای است که آب تغذیه پس از ورود از طریق فضای بین سوراخ صفحه اوریفیس و لوله بر روی لوله جریان یافته و فیلم (لایه) آب نازکی بر روی آن تشکیل می‌شود. به‌منظور دستیابی به توزیع یکنواخت آب تغذیه بر روی لوله‌ها و جلوگیری از تشکیل مناطق خشک بر روی آن‌ها، چندین صفحه اوریفیس با قطرهای متفاوت بر روی دستگاه، مورد بررسی قرار گرفته است و درنهایت

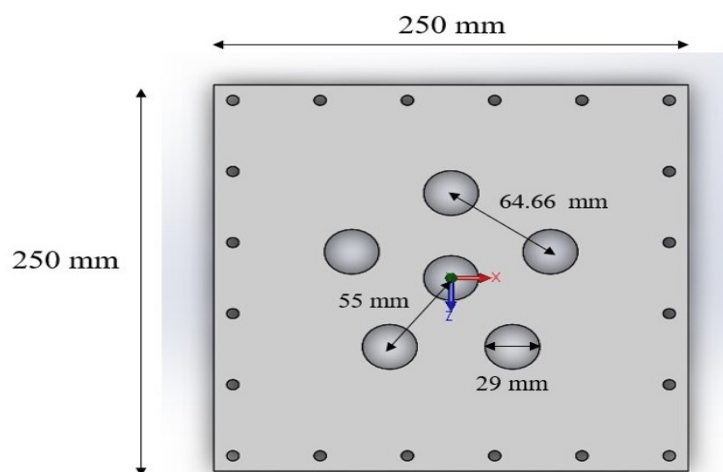
صفحه‌ای با سوراخ‌هایی به قطر ۲۹ میلی‌متر انتخاب شده است. همچنین بالا و پایین لوله به گونه‌ای مهار شده که لوله‌ها به صورت عمودی کاملاً تراز باشند و هیچ گونه انحرافی به اطراف نداشته باشند. پس از جمع‌آوری در مخزن پایین دستگاه از سیستم خارج می‌شود و به مخزن اصلی برمی‌گردد. به منظور امکان مشاهده تشکیل فیلم و پدیده‌های انتقال حرارت (تبخیر و جوشش) از صفحه پلکسی شفاف استفاده شده است. برای جلوگیری از نشت خلأ، از گسکت سیلیکونی به ضخامت ۳ میلی‌متر استفاده شده است و پلکسی به وسیله پیچ و مهره به اواپراتور متصل شده است. در پشت اواپراتور محفظه‌ای برای خروج جریان بخار تولیدی به کندانسور و همچنین تأمین خلأ مورد نیاز سیستم توسط پمپ خلأ تعبیه شده است. همچنین سنسورهای دما و فشار بر روی اواپراتور متصل شده‌اند.



شکل ۳-۳: اجزا متصل به اواپراتور و فاصله بین سنسورها



شکل ۳-۴: نمای کلی اواپراتور (الف) نمای روبه رو (ب) نمای پشت



شکل ۳-۵: آرایش لوله ها در اواپراتور

۳-۴-۲ منابع تغذیه

۳-۴-۲-۱ ترانس کاهنده ولتاژ سه فاز

به منظور تأمین توان برای لوله آزمایش مورد بررسی (بخش آزمون) از یک ترانس کاهنده ولتاژ برای بالا بردن جریان الکتریکی و در نتیجه اعمال شار حرارتی موردنظر به لوله استفاده شده است. ورودی این ترانس کاهنده برق متناوب (AC) ۳۸۰ ولت و جریان ۲۱ آمپر می باشد و خروجی آن برق جریان مستقیم توسط یک سوساز با حداکثر ولتاژ ۱۲ ولت و جریان ۱۰۰۰ آمپر می باشد. بر روی این ترانس دو نمایشگر برای نشان دادن ولتاژ و آمپر در هر لحظه تعبیه شده است. این ترانس ساخت شرکت دانش پژوهان پایا در ایران می باشد. نمای کلی این دستگاه در شکل ۳-۶ نشان داده شده است.



شکل ۳-۶: ترانس کاهنده ولتاژ سه فاز جریان مستقیم

۳-۴-۲ ترانس تنظیم ولتاژ سه فاز

به منظور تنظیم شار حرارتی مورد نیاز به لوله در هر مرحله آزمایش از یک ترانس تنظیم کننده ولتاژ سه فاز با توان ۳۰ کیلوولت آمپر و محدوده ولتاژ از ۰ تا ۵۰۰ ولت ساخت شرکت امگا (OMEGA) در کشور کره قبل از اتصال به ترانس کاهنده ولتاژ استفاده شده است. توان الکتریکی اعمالی به لوله از طریق اهرمی که بر روی این ترانس قرار دارد از طریق تغییر ولتاژ خروجی این ترانس قابل تنظیم است. تصویر این ترانس در شکل ۳-۷ قابل مشاهده است.



شکل ۳-۷: ترانس تنظیم ولتاژ سه فاز ساخت شرکت OMEGA کره جنوبی

۳-۴-۳ ترانس تنظیم ولتاژ تک فاز

به منظور تأمین توان در المنت‌های به کاررفته در داخل مابقی لوله‌ها (۵ عدد لوله) از دو منبع تغذیه تک فاز (ترانس تنظیم ولتاژ) هر کدام با توان ۵ کیلوولت آمپر و محدوده ولتاژ از ۰ تا ۳۰۰ ولت ساخت شرکت

امگا (OMEGA) در کشور کره استفاده شده است. همان‌طور که قبلاً بیان شد توان اعمالی با تنظیم ولتاژ خروجی این منبع تغذیه قابل تنظیم است. المنت‌های دو عدد از لوله‌ها به یک منبع و المنت‌های ۳ لوله دیگر به منبع دیگری متصل شده است. شکل ۳-۸ تصویر این ترانس را نشان می‌دهد.

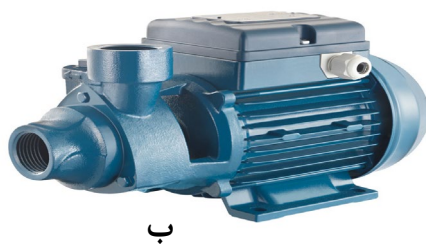


شکل ۳-۸: ترانس تنظیم ولتاژ تک فاز ساخت شرکت OMEGA کره جنوبی

۳-۴-۳ پمپ‌ها

۳-۴-۳-۱ پمپ آب

برای گردش آب تغذیه در سیستم از یک عدد پمپ پنتاکس با توان ۰/۵ اسب بخار و محدوده دبی ۵ تا ۳۵ لیتر بر دقیقه برای ورودی آب تغذیه به اواپراتور استفاده شده است. این پمپ به مخزن اصلی متصل می‌شود. یک عدد پمپ دیگر با توان ۲ اسب بخار و دو پروانه و محدوده دبی ۱۰ تا ۱۴۰ لیتر بر دقیقه برای خارج کردن پساب تولیدی از اواپراتور مورد استفاده قرار گرفته است. یک عدد پمپ پنتاکس با توان ۰/۵ اسب بخار برای گردش آب در کندانسور استفاده شده است. تصویر پمپ‌ها در شکل ۳-۹ نشان داده شده است.



شکل ۳-۹: پمپ آب الف) پمپ پساب ساخت شرکت ANSHI ب) پمپ آب تغذیه و کندانسور ساخت شرکت PENTAX

۳-۴-۲ پمپ خلأ

به منظور ایجاد خلأ در محفظه اواپراتور از یک پمپ وکیوم با توان ۰/۵ اسب بخار ساخت شرکت EMERSON آمریکا استفاده شده است. این پمپ به کندانسور متصل شده و با اتصال کندانسور به اواپراتور فشار مطلوب داخل اواپراتور قابل دستیابی می باشد. پمپ خلأ در شکل ۳-۱۰ نشان داده شده است.



شکل ۳-۱۰: پمپ خلأ ساخت شرکت EMERSON آمریکا

۳-۴-۴ فلومتر (روتامتر)

نرخ جریان سیال ورودی به اواپراتور توسط یک فلومتر صفحه ای (روتامتر) ساخت شرکت MADECO

کانادا و با محدوده اندازه‌گیری ۲ تا ۱۸ لیتر بر دقیقه، تنظیم شده است. دبی مورد نیاز توسط پیچ تنظیم بر روی فلومتر قابل دستیابی می‌باشد. دقت فلومتر ۰/۵ لیتر بر دقیقه می‌باشد. جریان سیال از مخزن اصلی با عبور از پمپ آب و تنظیم دبی جریان توسط فلومتر به اواپراتور وارد می‌شود. شکل ۳-۱۱ تصویر فلومتر (روتامتر) را نشان می‌دهد.



شکل ۳-۱۱: روتامتر ساخت شرکت MADECO کانادا

۳-۴-۵ کنترل‌کننده دما سیال ورودی

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

^۱ Emron

کنترل کننده از طریق رله باید به المنت های پیش گرم کن وصل شود. با تنظیم کردن دمای موردنظر، کنترل کننده با قطع و وصل کردن جریان خروجی، دمای جریان ورودی به دستگاه را به دمای موردنظر می رساند. کنترل کننده دمای سیال مورد استفاده در آزمایش در شکل ۳-۱۲ نشان داده شده است.



شکل ۳-۱۲: کنترل کننده دمای سیال ساخت شرکت EMRON

۳-۴-۶ سنسورها

۳-۴-۶-۱ سنسور دمای سیال

برای ثبت دمای سیال از سنسورهای مقاومتی از نوع PT ۱۰۰ پراب دار ساخت شرکت جومو آلمان استفاده شده است. این سنسور دارای دقت ± 0.1 درجه سانتی گراد است. برای ثبت دما از ۲ عدد سنسور دما پراب دار استفاده شده است. یک عدد برای دمای آب تغذیه ورودی و دیگری برای دمای بخار اشباع و دمای داخل اواپراتور به کار می رود. لازم به ذکر است که این سنسورها قبل از استفاده با دقت 0.5 درجه سانتی گراد کالیبره شده اند. تصویر این سنسور در ۳-۱۳ نمایش داده شده است.



شکل ۳-۱۳: سنسور دما PT-100 ساخت شرکت JUMO آلمان

۳-۴-۲ سنسور دمای دیواره

برای اندازه‌گیری دمای سطح داخلی لوله بخش آزمون از ۵ عدد ترموکوپل نوع K با محدوده دمایی بین ۱۰۰- تا ۱۱۰۰ درجه سانتی‌گراد استفاده شده است. در هر ۲۲/۵ سانتی‌متر از طول لوله ۱ عدد ترموکوپل به سطح داخلی لوله متصل شده است و دما در ۵ مقطع از لوله اندازه‌گیری می‌شود. مبدأ ($X=0$) از ابتدای لوله بعد از ورودی صفحه توزیع سیال شروع می‌شود و فاصله محوری $X = 106 \text{ cm}$ خروجی بخش آزمون می‌باشد. این سنسورها قبل از استفاده کالیبره شده‌اند که تأییدیه کالیبره آن در پیوست آمده است. شکل ۳-۱۴ ترموکوپل‌های نوع K را نشان می‌دهد.



شکل ۳-۱۴: سنسور دما نوع K

۳-۴-۷ ساپورت‌های سنسور دما

همان‌طور که قبل‌تر به آن اشاره شد به‌منظور خواندن دمای دیواره داخلی لوله از یک سازه از جنس پلاستیک ABS که توانایی تحمل دمایی تا ۱۲۰ درجه سانتی‌گراد را دارد استفاده شده است. این سازه توسط پرینتر سه‌بعدی ساخته شده و طراحی آن به‌گونه‌ای می‌باشد که پراب ترموکوپل‌ها بر روی آن نصب‌شده و توسط چسب در زاویه‌ای که از تماس پراب با جداره لوله اطمینان حاصل شده محکم شده

است. سپس سازه‌ها بر روی پیچ متری در فواصل منظم قرار گرفته و در داخل لوله قرار گرفته‌اند. نمای کلی نمونه این سازه در شکل ۳-۱۵ آمده است.



شکل ۳-۱۵: نمای ساپورت‌های سنسور دما

۳-۴-۷-۱ گیج فشار

به منظور اندازه گیری فشار نسبی محفظه اواپراتور و کندانسور در شرایط خلأ از یک گیج فشار ساخت شرکت BETA و در محدوده کاری ۰ تا ۱- بار و با دقت ۰/۰۱ بار استفاده گردیده است. شکل ۳-۱۶ تصویر گیج فشار را نمایش می‌دهد.

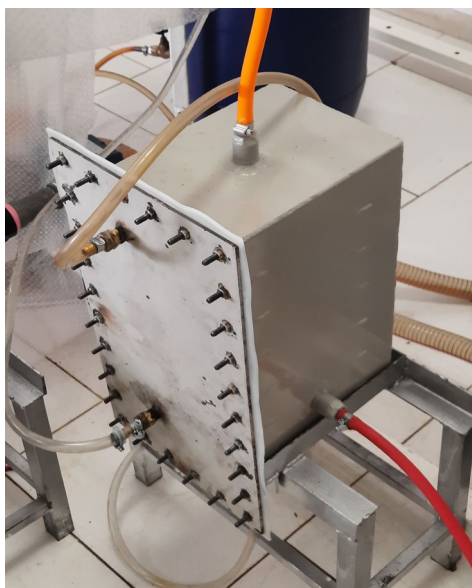


شکل ۳-۱۶: گیج فشار

۳-۴-۸ کندانسور

کندانسور مورد استفاده دارای ۶ عدد رادیاتور فین دار به ابعاد ۲۰×۲۰ سانتی‌متر می‌باشد که به صورت

موازی روی هم درون یک محفظه از جنس آهن و با پوشش رنگ کوره‌ای جایگذاری شده‌اند. لوله‌های ورودی و خروجی آب آن‌ها با یکدیگر سری شده‌اند و ورود آب سرد از ورودی کندانسور اول و خروج آب گرم از خروجی کندانسور آخر می‌باشد. آب سرمایش مورد نیاز جهت کارکرد کندانسور توسط یک مخزن پلاستیکی که آب درون آن توسط یخ خنک می‌شود، تأمین می‌شود. بخار حاصل از تبخیر با وارد شدن از محفظه بالای کندانسور و عبور از روی صفحات کندانسور تقطیر شده و در کف کندانسور جمع شده و می‌توان توسط شیر پروانه‌ای آب مقطر حاصله را استخراج کرد. همچنین به منظور تأمین خلأ داخل سیستم محفظه‌ای در صفحه جانبی کندانسور تعبیه شده و از آن طریق به پمپ خلأ متصل می‌شود و فشار موردنظر سیستم حاصل می‌شود. تصویر کندانسور در شکل ۳-۱۷ نشان داده شده است.



شکل ۳-۱۷: کندانسور

۳-۴-۹ پیش گرم کن

به منظور پیش گرم کردن آب تغذیه ورودی به سیستم از ۳ عدد المنت که هر کدام دارای توانی برابر با ۲ کیلووات هستند و مجموعاً ۶ کیلووات در یک مجموعه کنار یکدیگر قرار گرفته و در داخل مخزن اصلی

آب تغذیه قرار گرفته‌اند. سیم‌های المنت‌ها توسط یک لوله استیل و عایق‌بندی مناسب از برخورد مستقیم با آب محافظت شده‌اند. با تنظیم دمای ورودی به سیستم توسط کنترل‌کننده دما این مجموعه المنت‌ها با فرمان کنترل‌کننده در مواقع نیاز روشن و خاموش می‌شوند. مجموعه المنت‌ها در شکل ۳-۱۸ نشان داده شده است.

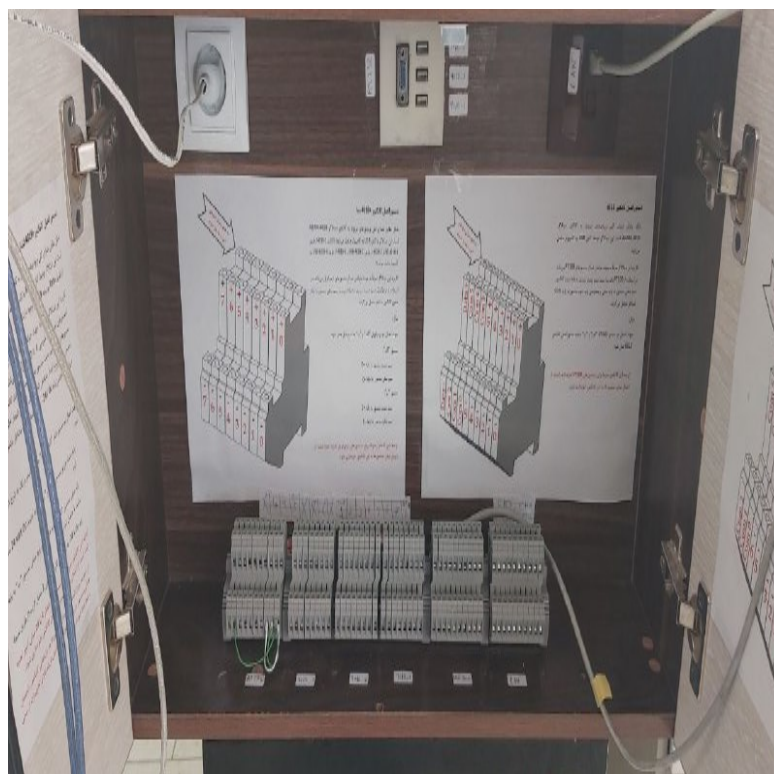


شکل ۳-۱۸: مجموعه المنت‌های پیش گرم‌کن

۳-۴-۱۰ دستگاه ثبت داده‌ها

برای ثبت دماهای سیستم تمامی سنسورها به دستگاه دیجیتالی ثبت دما متصل شده‌اند. برای ثبت دمای ترموکوپل‌ها از یک عدد کانکتور ۴۰۱۸+ که قابلیت اتصال ۸ سنسور را به صورت هم‌زمان دارد استفاده می‌شود. همچنین برای ثبت دمای سیال (سنسورهای PT۱۰۰) از کانکتور ۴۰۱۵ که قابلیت اتصال ۶ سنسور را به صورت هم‌زمان دارد استفاده شده است. دستگاه ADAM4561 نیز به منظور تبدیل داده‌ها، به

اطلاعات قابل دسترسی به رایانه استفاده شده است. نرم افزار شرکت ادونتک با عنوان AdamApax.NET Utility برای ثبت اطلاعات در رایانه با دقت ۰/۰۱ درجه سانتی گراد استفاده شده است. شکل ۳-۱۹ دستگاه ثبت داده ها و کانکتور مربوط به آن را نشان داده است.



شکل ۳-۱۹: دستگاه ثبت داده ها

۳-۴-۱۱ مخزن اصلی

مخزن اصلی که آب تغذیه در آن نگهداری می شود و همچنین پساب خروجی به آن وارد می شود از جنس پلی اتیلن و به حجم ۳۵۰ لیتر می باشد و بر روی یک شاسی چوبی به ارتفاع ۳۰ سانتی متر قرار داده شده است.

۳-۵ فرایند آزمایش

در این تحقیق چند سناریو آزمایش به منظور بررسی تأثیر پارامترهای مختلف بر ضریب انتقال حرارت تبخیر فالینگ فیلم انجام شده است که در این بخش به نحوه انجام فرایندهای مربوط به این آزمایش‌ها می‌پردازیم. در این آزمایش تأثیر عواملی مانند دما و فشار اشباع در محدوده $0.5/0.3$ بار (متناظر با دمای اشباع $75-60$ درجه سانتی‌گراد در شهر شاهرود) و دبی ورودی به اواپراتور بین $12-6$ لیتر بر دقیقه و همچنین سه شار حرارتی متفاوت 6 و 12 و 18 کیلووات بر مترمربع مورد بررسی قرار گرفته است. همچنین به دلیل اختلاف ارتفاع شهر شاهرود از دریا تمامی نتایج با اصلاح برای داده‌های فشار و دما گزارش شده‌اند (فشار اتمسفر در شاهرود 86 کیلوپاسکال و میانگین دمای آزمایشگاه برابر با 27 درجه سانتی‌گراد در نظر گرفته شده است). برای شروع آزمایش‌ها در ابتدا دمای آب مخزن را توسط المنت داخل آن که توانی برابر با 6 کیلووات دارد تا دمای اشباع موردنظر پیش گرم می‌کنیم. در این آزمایش‌ها دمای ورودی به اواپراتور برابر یا نزدیک به دمای اشباع متناظر با فشار داخل اواپراتور می‌باشد. تنظیم دمای پیش گرم مطلوب توسط کنترلر دمای PID که قبل‌تر توضیح داده شد انجام می‌شود. سپس محفظه اواپراتور و کندانسور را توسط پمپ وکیوم تا فشار مطلوب خلأ می‌کنیم و با رسیدن به آن فشار، پمپ وکیوم را خاموش می‌کنیم. فشار داخل محفظه به دلیل آب‌بند بودن محفظه ثابت می‌ماند و تست‌های نشتی نشان داد که میزان نشتی حداقل مقدار ممکن است. همچنین در صورتی که نیاز به تأمین خلأ مجدد به هر دلیلی باشد می‌توان پمپ خلأ را دوباره روشن کرد و با رسیدن به فشار اشباع آن را خاموش کرد و یا شیر تنظیم آن را به گونه‌ای تنظیم کرد تا فشار حین کارکرد پمپ ثابت بماند. سپس پمپ آب ورودی به اواپراتور را روشن می‌کنیم و توسط روتامتر تعبیه شده در مسیر، دبی آب را بر روی مقدار موردنظر تنظیم می‌کنیم. هم‌زمان به منظور جلوگیری از بالا آمدن آب در اواپراتور، پمپ مربوط به پساب خروجی را نیز روشن می‌کنیم و توسط شیر پروانه‌ای نصب شده در مسیر آن مقدار پساب خروجی را نیز می‌توان تنظیم کرد. سپس با استفاده از ترانس

تنظیم ولتاژ AC که به ترانس کاهنده ولتاژ DC متصل است جریان الکتریکی را به لوله اعمال می‌کنیم تا توان موردنظر حاصل شود. مقادیر جریان الکتریکی را از روی نمایشگر جریان‌سنج ترانس کاهنده ولتاژ می‌خوانیم و مقادیر مربوط به ولتاژ را به وسیله مولتی‌متر پس از اتصال به دو سر کابل‌های ترانس کاهنده می‌خوانیم. با ضرب ولتاژ در جریان الکتریکی مقدار توان اعمالی به لوله آزمایش تعیین می‌شود. هم‌زمان پمپ آب مربوط به کندانسور را هم روشن می‌کنیم تا آب سرد در درون لوله‌های کندانسور گردش کند. بخار تولیدی از طریق محفظه تعبیه‌شده در پشت اواپراتور به سمت کندانسور هدایت می‌شود و در کندانسور تقطیر شده و آب مقطر (شیرین) تولیدی را تشکیل می‌دهد. بعد از گذشت مدتی که سیستم به حالت پایا رسید، دمای دیواره داخلی لوله را توسط سنسورهای تعبیه‌شده در داخل لوله می‌خوانیم و با احتساب مقاومت حرارتی دیواره لوله می‌توان دمای سطح خارجی لوله را بدست آورده و سپس ضریب انتقال حرارت محلی را با اندازه‌گیری شار حرارتی اعمالی و اختلاف دمای اشباع و دیواره لوله تعیین کنیم. لازم به ذکر است که در این تحقیق در آزمایش‌های انجام شده رسوبی بر روی لوله‌ها مشاهده نشد اما ممکن است بتوان تاثیر رسوب را در طولانی مدت مشاهده کرد که نیاز به بررسی‌های بعدی دارد.

فصل ۲: نتیج

۱-۴ مقدمه

در این فصل به ارائه و 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 مانند دبی ورودی، شار حرارتی، و دمای اشباع بر روی ضریب انتقال حرارت تبخیر فالینگ فیلم بر روی لوله عمودی پرداخته می‌شود. سپس داده‌های بدست آمده از آزمایش‌های حاضر با روابط تجربی کارهای گذشته مورد مقایسه قرار گرفته است.

۲-۴ شرایط آزمایش

در مطالعه حاضر تأثیر پارامترهای متفاوت مانند شار حرارتی متغیر بین ۶ تا ۱۸ کیلووات بر مترمربع معادل با توان الکتریکی اعمالی برابر با ۵۰۰ تا ۱۵۰۰ وات، دبی حجمی ورودی به اواپراتور در محدوده ۶ تا ۱۲ لیتر بر دقیقه (دبی حجمی لوله بخش آزمون برابر ۱ تا ۲ لیتر بر دقیقه)، عدد رینولدز بین ۱۹۰۰ تا ۴۴۰۰، و همچنین دمای اشباع بین ۶۰ تا ۷۵ درجه سانتی‌گراد (متناظر با فشار اشباع ۰/۵-۰/۳ بار) بر ضریب انتقال حرارت محلی تبخیر فالینگ فیلم بر روی لوله عمودی در یک دستگاه نمک‌زدای تک‌مرحله‌ای مورد بررسی قرار گرفته است. همچنین با توجه به عدد رینولدز بحرانی معادله (۴-۱) که در ادامه بیان شده رژیم جریان آشفته می‌باشد. جدول ۴-۱ متغیرهای آزمایش را نشان می‌دهد.

جدول ۴-۱: متغیرهای آزمایش

پارامتر	مقدار
رژیم جریان	آشفته
شار حرارتی	$6-18 \text{ (KW/m}^2\text{)}$
دبی حجمی ورودی دستگاه	$6-12 \text{ (Lit/min)}$
دبی حجمی بخش آزمون	$1-2 \text{ (Lit/min)}$

۴۴۰۰-۱۹۰۰

عدد رینولدز

۶۰ - ۷۵ °C

دمای اشباع

۰/۳ - ۰/۵ (bar)

فشار مطلق اشباع متناظر

۳-۴ تحلیل عدم قطعیت

تحلیل عدم قطعیت روی نتایج آزمایش‌ها انجام شده است. عدم قطعیت یک پارامتر تابعی از چند متغیر می‌باشد و وابسته به عدم قطعیت آن متغیرها است. جزئیات مربوط به نحوه محاسبه و فرمول‌های به کار برده شده در پیوست (ج) آمده است. مقادیر بیشینه عدم قطعیت مؤلفه‌های مختلف آزمایش به‌طور خلاصه در جدول ۲-۴ آورده شده است.

جدول ۲-۴: عدم قطعیت آزمایش

عدم قطعیت	مؤلفه
$\pm 6/2 \%$	شار جرمی (Kg/m.s)
$\pm 0/5$	دما (°C)
$\pm 1 \%$	فشار (bar)
$\pm 3/4 \%$	شار حرارتی (W/m^2)
± 1	طول لوله (mm)
$\pm 0/5$	قطر لوله (mm)
$\pm 3/9 \%$	ضریب انتقال حرارت ($W/m^2.K$)

۴-۴ معادلات حاکم بر مسئله

به منظور تعیین نوع رژیم جریان ابتدا باید عدد رینولدز بحرانی را از رابطه تجربی پیشنهادی توسط چان و سبان [34] به صورت زیر بدست آورد:

$$Re_{cr} = \frac{5800}{Pr^{1.06}} \quad (۱-۴)$$

جدول ۳-۴ اعداد رینولدز بحرانی را در دماهای مختلف نشان می دهد.

جدول ۳-۴: اعداد رینولدز بحرانی در دماهای متفاوت

عدد رینولدز بحرانی (Re_{cr})	عدد پرانتل (Pr)	دمای اشباع °C
۱۸۱۶	۲/۷۴	۶۰
۱۹۶۴	۲/۷	۶۵
۲۱۳۰	۲/۵	۷۰
۲۳۰۰	۲/۳۱	۷۵

از طرفی عدد رینولدز بر روی صفحات عمودی توسط رابطه زیر بیان می شود:

$$Re = \frac{4\Gamma}{\mu} \quad (۲-۴)$$

که در آن Γ دبی جرمی بر واحد عرض جریان بر حسب $\frac{Kg}{m.s}$ و μ لزجت سیال بر حسب $\frac{Kg}{m.s}$

است. دبی جرمی بر واحد عرض جریان به صورت زیر تعریف می شود:

$$\Gamma = \frac{\dot{m}}{\pi d_o} \quad (۳-۴)$$

که $\dot{m}$ دبی جرمی جریان و d_o قطر خارجی لوله می باشد. دبی جرمی بر واحد عرض جریان Γ بعد از

تصحیح دبی های خوانده شده از فلومتر برای تغییرات ویسکوزیته و چگالی محاسبه شده است. دبی جرمی

و حجمی متناظر با هر عدد رینولدز بحرانی در جدول ۴-۴ آمده است.

جدول ۴-۴: دبی‌های جرمی و حجمی متناظر با رینولدز بحرانی

دبی حجمی ورودی به اواپراتور (lit/min)	دبی جرمی ورودی به اواپراتور (Kg/s)	دبی حجمی لوله اصلی (بخش آزمون) (lit/min)	دبی جرمی لوله اصلی (بخش آزمون) (Kg/s)	عدد رینولدز بحرانی
۶/۰۷۲	۰/۰۹۹۶	۱/۰۱۲	۰/۰۱۶۶	۱۸۱۶
۶/۱۶۸	۰/۱۰۰۸	۱/۰۲۸	۰/۰۱۶۸	۱۹۶۴
۶/۲۶	۰/۱۰۲	۱/۰۴۳	۰/۰۱۷	۲۱۳۰
۶/۳	۰/۱۰۲۶	۱/۰۵	۰/۰۱۷۱	۲۳۰۰

بنابراین با انتخاب دبی‌های بالاتر از موارد فوق در هر مرحله، در رژیم جریان آشفته قرار داریم.
شار حرارتی اعمال شده به وسیله اندازه‌گیری ولتاژ و جریان عبوری از لوله به صورت زیر به دست می‌آید:

$$q = \frac{Power}{A} = \frac{VI}{\pi d_o L} \quad (۴-۴)$$

که در آن V ولتاژ اندازه‌گیری شده دو انتهای لوله بر حسب ولت، I جریان عبوری از لوله بر حسب آمپر و حاصل ضرب این دو یعنی VI توان اعمالی بر حسب وات می‌باشد. L ، طول گرم شده و همچنین A مساحت سطح طول گرم شده بر حسب مترمربع و در نهایت q شار حرارتی بر حسب وات بر مترمربع می‌باشد.

ضریب انتقال حرارت توسط رابطه زیر بدست می‌آید:

$$h = \frac{q}{T_w - T_{sat}} \quad (۵-۴)$$

که در آن q شار حرارتی اعمالی بر واحد سطح توسط جریان الکتریکی به لوله می‌باشد و T_w و T_{sat} به ترتیب دمای دیواره و دمای اشباع می‌باشند.

دمای دیواره، که بر روی دیواره داخلی لوله آزمایش اندازه‌گیری شده، برای تولید گرما و هدایت سرتاسر ضخامت دیواره توسط رابطه زیر تصحیح می‌شود.

$$T_w = T_{wm} - \frac{q \ln\left(\frac{r_o}{r_i}\right)}{2\pi L k_t} \quad (۶-۴)$$

که در آن T_{wm} دمای دیواره داخلی اندازه‌گیری شده لوله، L طول لوله، r_o و r_i شعاع خارجی و داخلی لوله، q شار حرارتی اعمالی و k_t هدایت حرارتی لوله آزمایش که برای لوله استیل رتبه ۳۰۴ برابر با ۱۴ W/m.K می‌باشد، هستند.

ضریب انتقال حرارت بی‌بعد (عدد ناسلت) توسط رابطه زیر تعیین می‌شود:

$$Nu = \frac{h \cdot l_v}{k} \quad (۷-۴)$$

که در آن h ضریب انتقال حرارت، l_v طول مقیاس ویسکوز^۱، و k ضریب هدایت حرارتی سیال می‌باشد. طول مقیاس ویسکوز که برای اولین بار توسط ناسلت در سال ۱۹۱۶ برای حل تحلیلی جریان فالینگ فیلم بر روی سطوح عمودی بیان شد به‌صورت زیر تعیین می‌شود.

$$l_v = \left(\frac{g^2}{g}\right)^{\frac{1}{3}} \quad (۸-۴)$$

که g ویسکوزیته سینماتیکی سیال و g شتاب گرانش می‌باشد.

خصوصیات فیزیکی موردنظر شامل چگالی مایع، ویسکوزیته، هدایت حرارتی، ظرفیت گرمایی، گرمای نهان و کشش سطحی می‌باشند. اعداد پرانتل و کپیتزا از خصوصیات فیزیکی پایه به‌صورت زیر تعریف می‌شوند.

^۱ Viscous length scale

$$Pr = \frac{\nu}{\alpha} \quad (9-4)$$

$$Ka = \frac{\mu^4 g}{\rho \sigma^3} \quad (10-4)$$

که در آن α ضریب پخش حرارتی، μ ویسکوزیته دینامیکی، ρ چگالی سیال، σ کشش سطحی، ν ویسکوزیته سینماتیکی و g شتاب گرانش می‌باشد.

در این آزمایش خصوصیات فیزیکی مربوط به آب مقطر که در مرجع [31] ذکر شده توسط روابط زیر تعیین شده است.

$$\rho = 913.1 + 0.9622T - 0.002076T^2 - \frac{7458}{T_{Cr} + 34.44 - T} \quad (11-4)$$

$$\mu = \exp\left(-2.9868 - \frac{221.1}{T} + \frac{320280}{T^2}\right) \quad (12-4)$$

$$C_p = 5049.3 - 6.551T + 0.007658T^2 + \frac{221}{1 - T_r} \quad (13-4)$$

$$K = 0.2475 \left[1 + \left(\frac{20}{3}\right) \left\{ 1 - 1.05(1 - T_r)^{\frac{3}{4}} \right\} (1 - T_r)^{3/2} \right] \quad (14-4)$$

که در روابط بالا T دمای مطلق برحسب کلوین، T_{Cr} دمای بحرانی و برابر مقدار ثابت $647/3$ کلوین و T_r دمای کاهیده که از رابطه $\left(\frac{T}{T_{Cr}}\right)$ بدست می‌آید، می‌باشند.

همچنین در مورد هدایت حرارتی لوله آزمایش می‌دانیم هدایت حرارتی لوله استیل درجه 304 بر روی محدوده دمایی پوشش داده‌شده در آزمایش‌های ما ثابت است. یک مقدار ثابت 14 W/m.K برای تمامی داده‌های لوله آزمایش استفاده شده است.

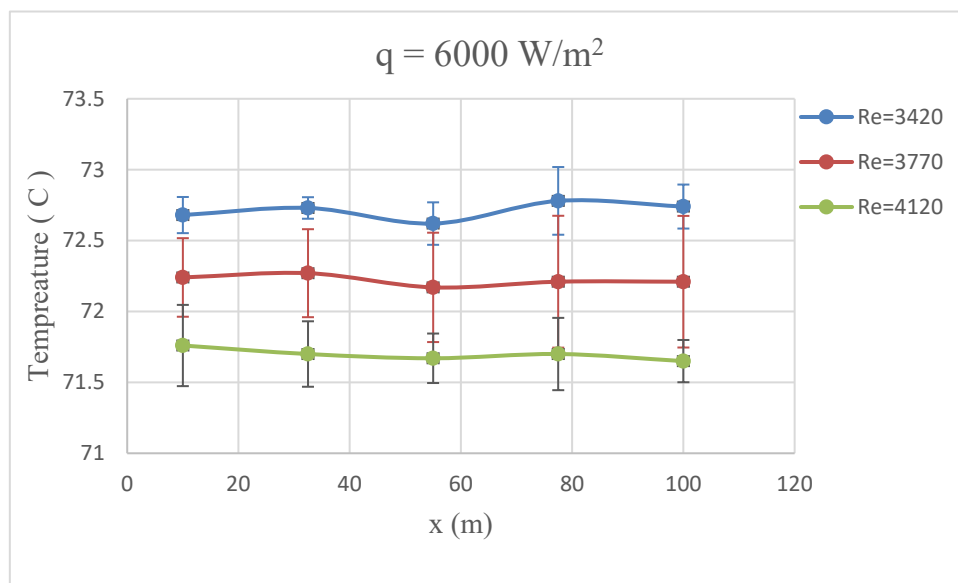
ذکر این نکته ضروریست که تمامی خواص فیزیکی سیال در دمای میانگین که به‌صورت زیر تعریف می‌شود ارزیابی شده‌اند.

$$T_{avg} = \left(\frac{T_w + T_{sat}}{2} \right) \quad (4-15)$$

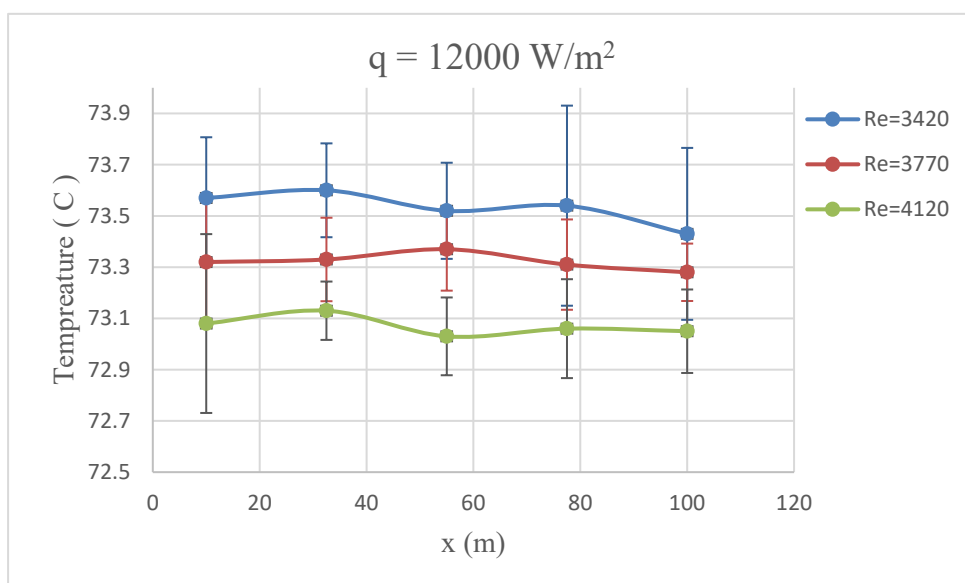
۴-۵ نتایج حاصل از آزمایش

۴-۵-۱ بررسی تغییرات دما در طول لوله

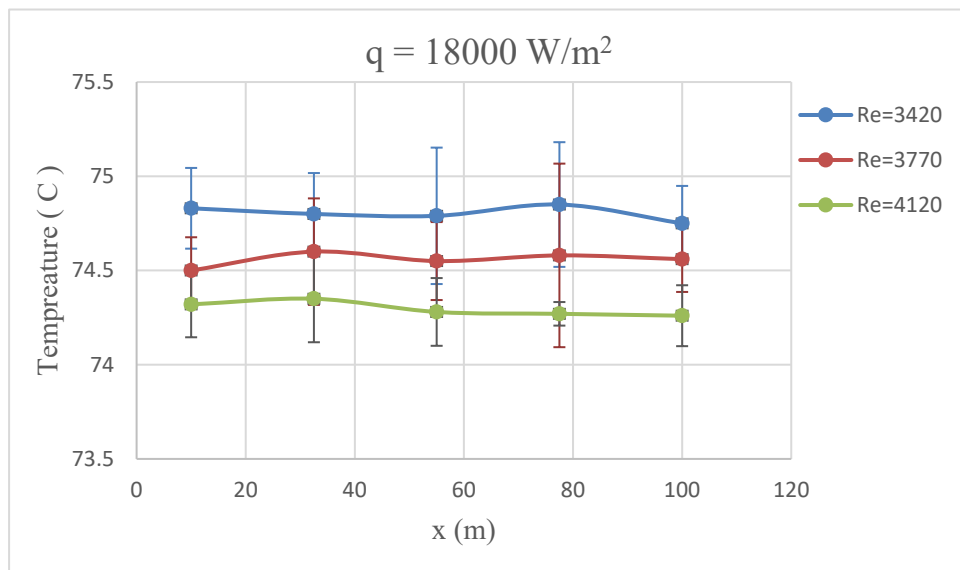
شکل‌های ۴-۱ تا ۴-۳ تغییرات دمای لوله در سه شار حرارتی ۶ و ۱۲ و ۱۸ کیلووات بر مترمربع و در سه عدد رینولدز متفاوت ۳۴۲۰ و ۳۷۷۱ و ۴۱۲۲ و در دمای اشباع ۷۰ درجه سانتی‌گراد را نشان می‌دهند. همان‌طور که در شکل‌ها نشان داده شده به دلیل آشفته بودن رژیم جریان و تشکیل گردابه‌های توربولانسی با افزایش عدد رینولدز دمای دیواره در هر سه حالت شار حرارتی اعمالی کاهش یافته است. از طرفی با افزایش شار حرارتی دمای دیواره افزایش یافته ولی همچنان در هر سه حالت با افزایش دبی یا عدد رینولدز دمای دیواره کاهش پیدا کرده است. دلیل این امر کاهش در دمای دیواره به دلیل افزایش رینولدز و به تبع آن افزایش انتقال حرارت می‌باشد. با بررسی تغییرات دما در شارهای حرارتی متفاوت می‌توان فهمید که تغییرات دما با افزایش شار حرارتی به‌طور تقریبی به‌صورت خطی می‌باشد. همچنین با توجه به نمودارها می‌توان دریافت که در انتهای لوله کاهش دمای بیشتری را مشاهده می‌کنیم که بیانگر افزایش انتقال حرارت می‌باشد که دلیل آن کاهش ضخامت فیلم مایع به دلیل تبخیر و یا افزایش گردابه‌های توربولانسی در انتهای لوله می‌باشد.



شکل ۴-۱: تغییرات دمای لوله در شار حرارتی ۶ کیلووات بر متر مربع و دمای اشباع ۷۰ درجه سانتی گراد و فشار اشباع مطلق ۰/۴۵ بار



شکل ۴-۲: تغییرات دمای لوله در شار حرارتی ۱۲ کیلووات بر متر مربع و دمای اشباع ۷۰ درجه سانتی گراد و فشار اشباع مطلق ۰/۴۵ بار

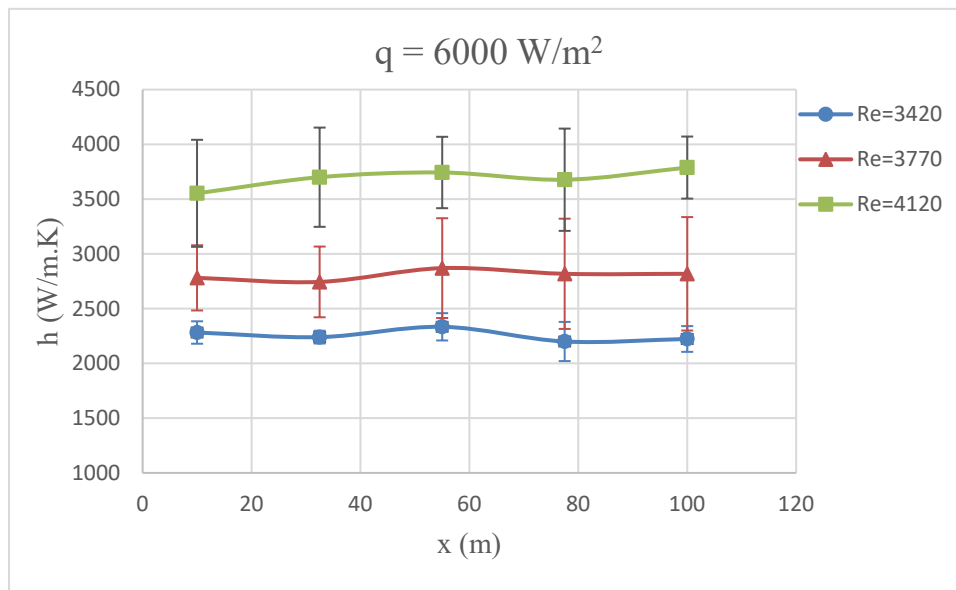


شکل ۴-۳: تغییرات دمای لوله در شار حرارتی ۱۸ کیلووات بر متر مربع و دمای اشباع ۷۰ درجه سانتی گراد و فشار اشباع مطلق ۰/۴۵ بار

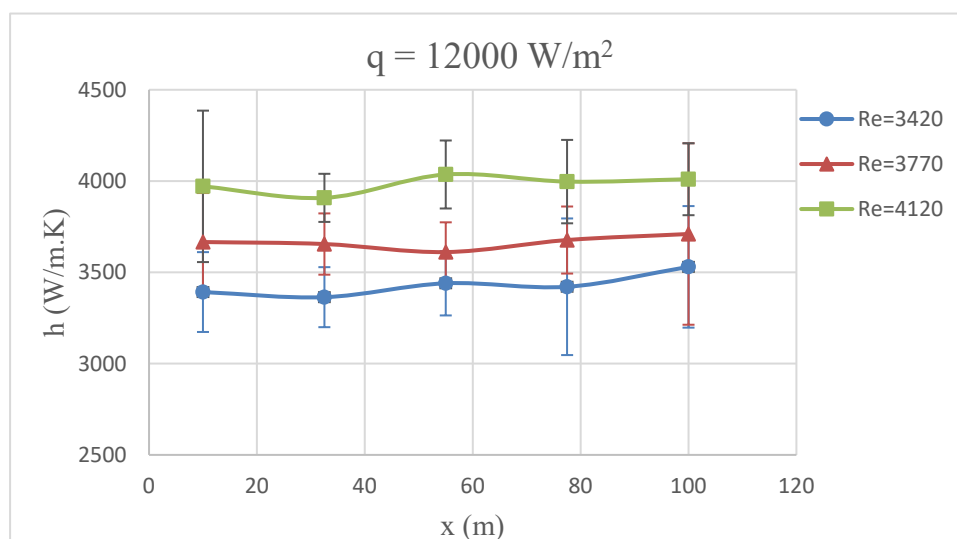
۴-۵-۲ ضریب انتقال حرارت محلی در طول محوری لوله

شکل‌های ۴-۴ تا ۴-۶ نشان‌دهنده میزان ضریب انتقال حرارت محلی در طول محوری لوله در اعداد رینولدز متفاوت و همچنین در سه شار متفاوت ۶ و ۱۲ و ۱۸ کیلووات بر مترمربع می‌باشند. همانند قبل با افزایش دبی و در نتیجه افزایش عدد رینولدز، ضریب انتقال حرارت نیز افزایش پیدا کرده است. مشاهدات ما نشان داد که با افزایش دبی دمای دیواره کاهش پیدا کرده است که این امر با توجه با ثابت بودن دمای اشباع باعث کاهش در اختلاف دمای دیواره و دمای اشباع شده و در نتیجه سبب افزایش انتقال حرارت می‌گردد. از طرفی با افزایش شار حرارتی نیز ضریب انتقال حرارت افزایش یافته است. گرچه در این حالت با افزایش شار حرارتی دمای دیواره نیز افزایش یافته اما همچنان در یک شار ثابت با افزایش دبی اختلاف دما به گونه‌ای است که سبب افزایش ضریب انتقال حرارت شده است. همچنین باید اشاره کرد که در جریان‌های فالینگ فیلم اگر رژیم جریان آرام باشد، افزایش دبی سبب افزایش ضخامت فالینگ فیلم شده و در نتیجه

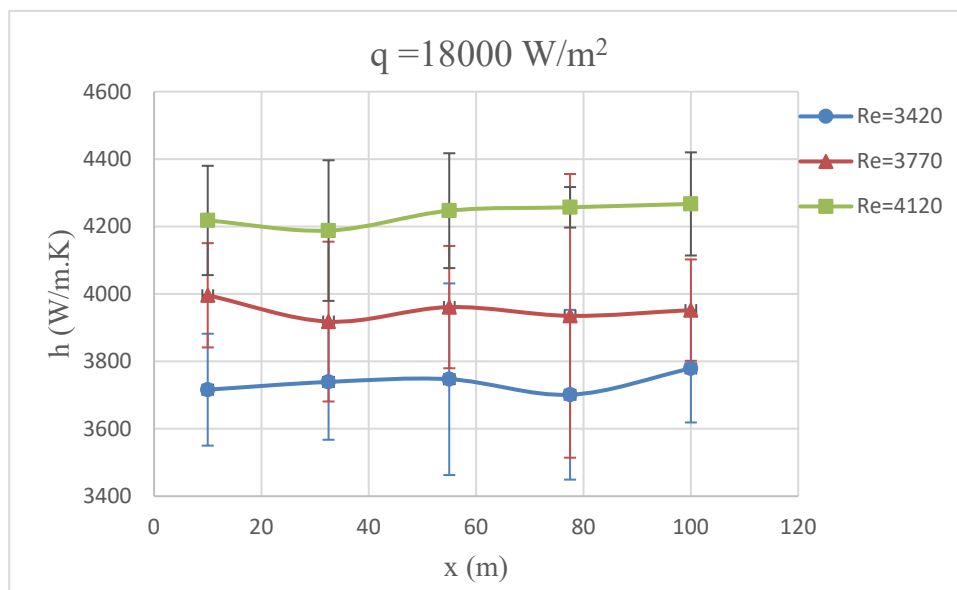
به دلیل مقاومت هدایتی سیال ضریب انتقال حرارت کاهش می‌یابد. اما در رژیم جریان آشفته باوجود ضخامت بیشتر فالینگ فیلم به دلیل تشکیل گردابه‌های توربولانسی انتقال حرارت شدت پیدا کرده و ضریب انتقال حرارت افزایش می‌یابد.



شکل ۴-۴: ضریب انتقال حرارت محلی در شار حرارتی ۶ کیلووات بر متر مربع و دمای اشباع ۷۰ درجه سانتی گراد در اعداد رینولدز متفاوت



شکل ۴-۵: ضریب انتقال حرارت محلی در شار حرارتی ۱۲ کیلووات بر متر مربع و دمای اشباع ۷۰ درجه سانتی گراد در اعداد رینولدز متفاوت

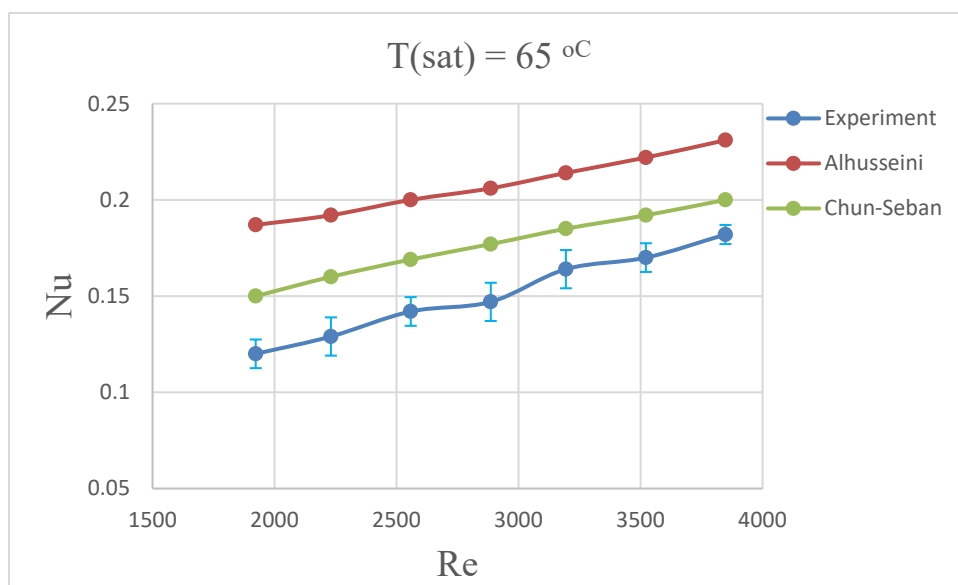


شکل ۴-۶: ضریب انتقال حرارت محلی در شار حرارتی ۱۸ کیلووات بر متر مربع و دمای اشباع ۷۰ درجه سانتی گراد در اعداد رینولدز متفاوت

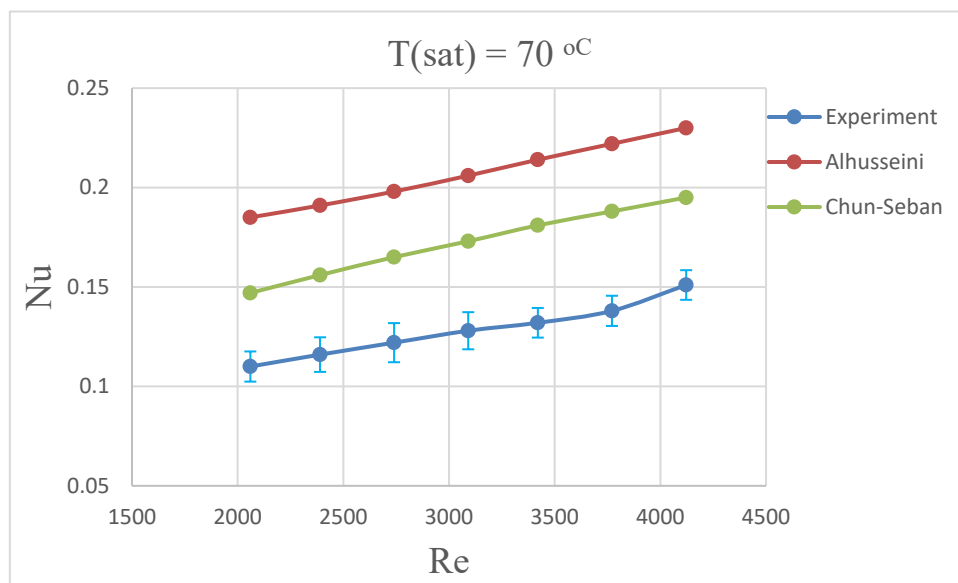
۴-۵-۳ تأثیر دبی بر ضریب انتقال حرارت تبخیر در دماهای اشباع مختلف

شکل‌های ۴-۷ تا ۴-۹ ضریب انتقال حرارت بی‌بعد (عدد ناسلت) را به‌عنوان تابعی از عدد رینولدز در دماهای اشباع ۶۵ و ۷۰ و ۷۵ درجه سانتی‌گراد و عدد رینولدز از ۱۹۰۰ تا ۴۴۰۰ و شار حرارتی ۱۲ کیلووات بر مترمربع و اعداد پرانتل متفاوت نشان می‌دهند. همان‌طور که از نتایج پیداست با کاهش عدد پرانتل و افزایش دمای اشباع ضریب انتقال حرارت نیز کاهش یافته است. باید در نظر داشت که در دبی‌های مورد آزمایش، عدد رینولدز بیانگر رژیم جریان آشفته می‌باشد و نتایج آزمایش‌ها نیز این گفته را تصدیق می‌کند. زیرا همان‌طور که در قسمت قبل بیان شد در جریان‌های فالینگ فیلم در رژیم آشفته با افزایش عدد رینولدز ضریب انتقال حرارت افزایش پیدا کرده و نتایج ما هم این امر را تصدیق می‌کند. باید در نظر داشت که یک معیار مهم برای تشخیص آشفته بودن جریان، انحراف ضریب انتقال حرارت از رفتار آرام است. بدین معنا

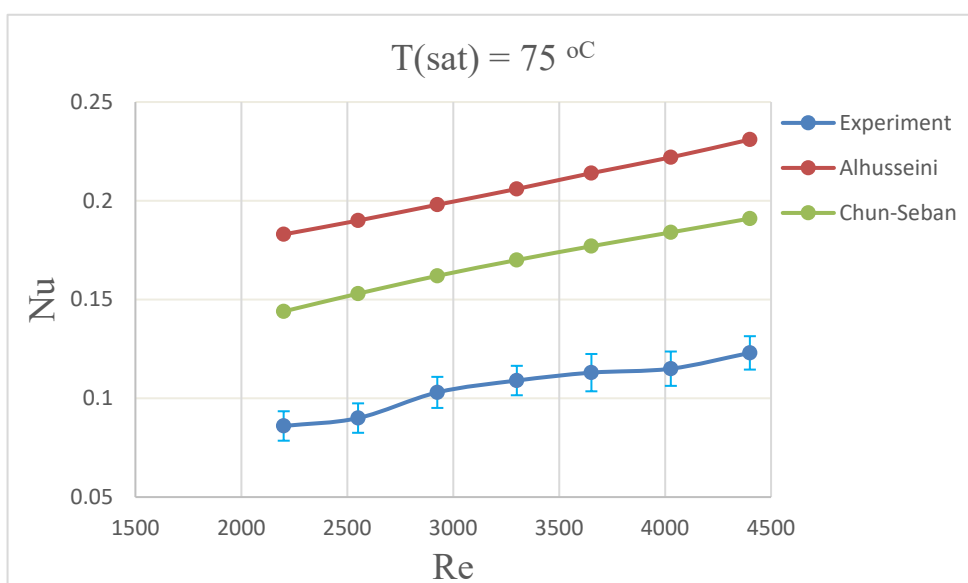
که در جریان آرام با افزایش عدد رینولدز ضریب انتقال حرارت کاهش می‌یابد اما با آشفته شدن جریان با افزایش عدد رینولدز، به دلیل تشکیل گردابه‌های توربولانسی که باعث بهبود انتقال حرارت می‌شوند ضریب انتقال حرارت افزایش می‌یابد. همچنین در این اشکال نتایج آزمایش با روابط تجربی مطالعات گذشته مانند مطالعه الحسینی و مطالعه چان و سبان مقایسه شده است. نتایج مقایسه نشان داد که در دماهای اشباع ۶۵، ۷۰ و ۷۵ درجه سانتی‌گراد انحراف متوسط از روابط چان و سبان به ترتیب ۱۴/۸۷٪، ۲۵/۵۸٪ و ۳۷/۵۷٪ می‌باشد و انحراف متوسط از رابطه الحسینی به ترتیب برابر با ۲۷/۶۷٪، ۳۸/۱۱٪ و ۴۸/۸۳٪ می‌باشد. دلیل پیش‌بینی کمتر ضریب انتقال حرارت نسبت به مطالعات گذشته که با یک لوله انجام شده‌اند را می‌توان احتمالاً به عدم توزیع یکنواخت دبی بر روی لوله آزمایش ما و در نتیجه کاهش عدد رینولدز نسبت داد.



شکل ۴-۷: تاثیر عدد رینولدز بر ضریب انتقال حرارت بی بعد متوسط تبخیر در دمای اشباع ۶۵ درجه سانتی‌گراد



شکل ۴-۸: تاثیر عدد رینولدز بر ضریب انتقال حرارت بی بعد متوسط تبخیر در دمای اشباع ۷۰ درجه سانتی گراد



شکل ۴-۹: تاثیر عدد رینولدز بر ضریب انتقال حرارت بی بعد متوسط تبخیر در دمای اشباع ۷۵ درجه سانتی گراد

۴-۶ اعتبار سنجی نتایج

به منظور اعتبار سنجی داده‌ها و آزمایش‌ها، نتایج حاصل از این آزمایش با روابط تجربی مطالعات چان و سبان [34] و الحسینی [40] برای ضریب انتقال حرارت تبخیر فالینگ فیلم بر روی لوله عمودی که در فصل ۲ بیان شد، مقایسه شده است. رابطه (۴-۱۶) ضریب انتقال حرارت بی‌بعد (ناسلت) ارائه شده توسط چان و سبان در رژیم جریان آشفته به صورت زیر می‌باشد.

$$Nu_t = 0.0038 Re^{0.4} Pr^{0.65} \quad (۴-۱۶)$$

همچنین رابطه (۴-۱۷) که توسط الحسینی ارائه شده، ضریب انتقال حرارت بی‌بعد را در رژیم جریان موجی آرام ارائه می‌کند.

$$Nu_l = 2.65 Re^{-0.158} Ka^{0.0563} \quad (۴-۱۷)$$

همچنین الحسینی و همکاران رابطه نیمه تجربی (۴-۱۸) را برای عدد ناسلت در رژیم آشفته به صورت زیر پیشنهاد کردند.

$$Nu_t = \frac{Pr \cdot \delta^{+1/3}}{(A_1 Pr^{3/4} + A_2 Pr^{1/2} + A_3 Pr^{1/4} + C_t) + (B Ka^{1/2} Pr^{1/2})} \quad (۴-۱۸)$$

که در آن:

$$A_1 = 9.71$$

$$A_2 = \frac{0.328\pi(130 + \delta^+)}{\delta^+}$$

$$A_3 = \frac{0.0289(152100 + 2340\delta^+ + 7\delta^{+2})}{\delta^{+2}}$$

$$B = \frac{2.51 \times 10^6 \delta^{+0.333} . Ka^{-0.173}}{Re^{(3.49 Ka^{0.0675})}}$$

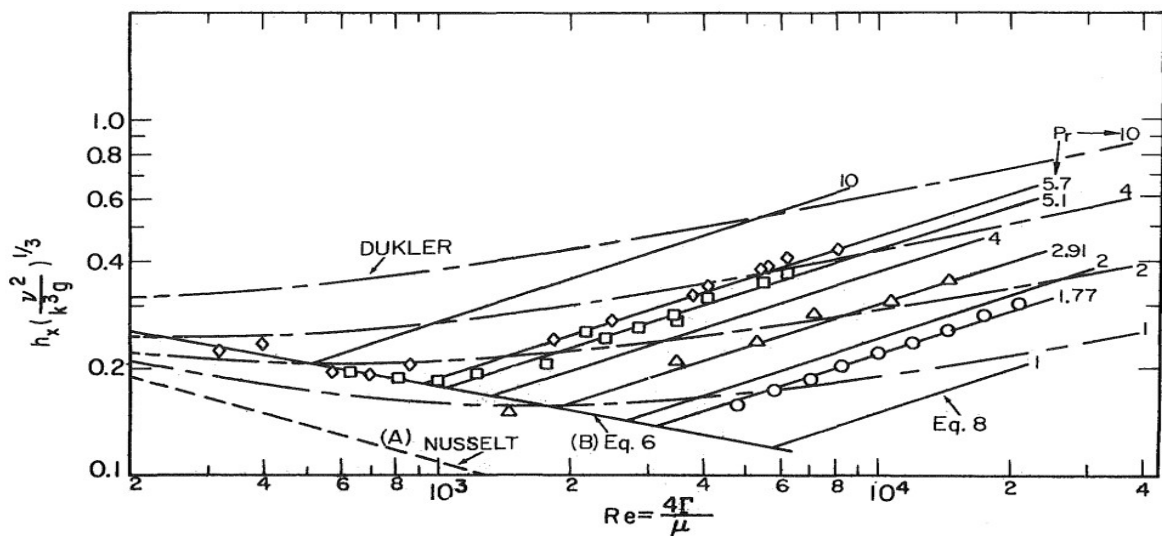
$$C_t = 8.82 + 0.0003 Re$$

$$\delta^+ = 0.0946 Re^{0.8}$$

در نهایت آن‌ها رابطه (۱۹-۴) را برای تمامی اعداد رینولدز معتبر در هر رژیم جریانی به صورت زیر تعریف کردند.

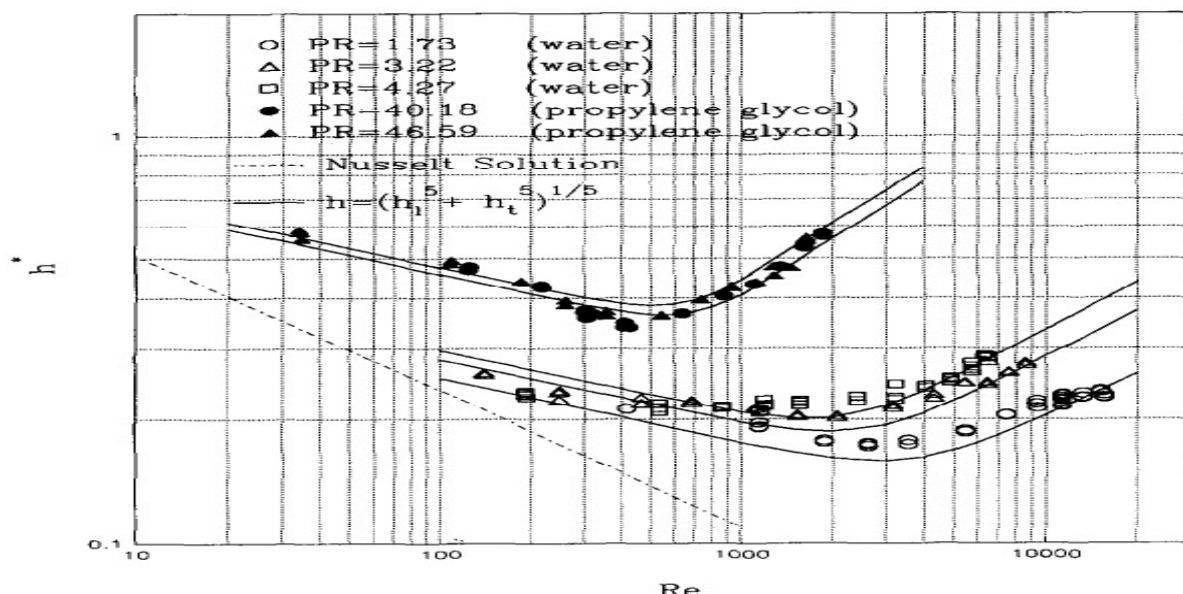
$$Nu = (Nu_l^5 + Nu_t^5)^{\frac{1}{5}} \quad (۱۹-۴)$$

همان‌طور که قبلاً بدان اشاره شد معادله (۱۹-۴) یک توصیف ترکیبی برای عدد ناسلت تبخیری در فالینگ فیلم‌های عمودی می‌باشد که در آن سهم موجی آرام توسط معادله (۱۷-۴) داده شده و سهم



شکل ۴-۱۰: نمودار مربوط به مطالعه چان و سبان [33]

توربولنت توسط معادله (۴-۱۸) داده شده است. نمودار حاصل از تحقیق چان و سبان و همچنین مطالعه الحسینی به ترتیب در شکل‌های ۴-۱۰ و ۴-۱۱ آمده است. نتایج حاصل از داده‌های آزمایش حاضر با روابط تجربی چان و سبان و الحسینی برای ضریب انتقال حرارت تبخیر فالینگ فیلم بر روی لوله عمودی مقایسه شده است. در شکل ۴-۱۰ خط B همان معادله مربوط به رژیم موجی آرام و خطوط معادله ۸ در شکل مربوط به معادله رژیم آشفته در اعداد پرانتل مختلف را نشان داده‌اند. همچنین در شکل ۴-۱۱ نمودار مربوط به مطالعه الحسینی و همکاران می‌باشد که داده‌های آزمایش خود را با برازش آن‌ها و روابط بدست آمده توسط مدل‌های توربولانسی نشان داده است.



شکل ۴-۱۱: نمودار مربوط به مطالعه الحسینی و همکاران [39]

فصل ۵ : نتیجه گیری و پیشنهاد

۵-۱ بحث و نتیجه گیری

در این تحقیق تأثیر پارامترهای متفاوتی مانند دبی جریان، فشار اشباع و شار حرارتی بر ضریب انتقال حرارت تبخیر فالینگ فیلم در رژیم جریان آشفته بر روی یک دسته لوله عمودی در یک اواپراتور تک مرحله ای مورد بررسی قرار گرفته است و نتایج حاصل از آن با روابط تجربی حاصل از مطالعات چان و سبان و همین طور رابطه الحسینی در رژیم جریان آشفته مقایسه شده است. در زیر اصلی ترین نتایج به طور خلاصه مرور شده است:

✚ با افزایش دبی در یک شار حرارتی ثابت دمای دیواره لوله کاهش یافته است.

✚ برای تغییرات دمای سوپرهیت دیواره، با افزایش شار حرارتی در یک عدد رینولدز ثابت رفتاری تقریباً خطی مشاهده شده است.

✚ با افزایش دبی و عدد رینولدز ضریب انتقال حرارت محلی به دلیل تشکیل گردابه های توربولانسی افزایش یافته است.

✚ با افزایش دمای اشباع به دلیل کاهش در عدد پرانتل در رژیم جریان آشفته ضریب انتقال حرارت کاهش می یابد.

✚ دستیابی به ضریب انتقال حرارت بالاتر در انتهای طول لوله انتقال حرارت

✚ با افزایش عدد رینولدز ضریب انتقال حرارت کلی افزایش یافته است که فرض آشفته بودن جریان را در این آزمایش اثبات می کند.

✚ در مقایسه با مطالعات گذشته که با یک لوله انجام شده بودند، در آزمایش های ما ضریب انتقال حرارت مقدار کمتری را پیش بینی می کند که دلیل آن را می توان به توزیع غیریکنواخت تر دبی جریان و در نتیجه کاهش عدد رینولدز در لوله مورد بررسی نسبت داد.

نتایج حاصل از مقایسه آزمایش حاضر با روابط تجربی مطالعات گذشته نشان داد که در دماهای اشباع ۶۵، ۷۰ و ۷۵ درجه سانتی گراد به ترتیب دارای انحراف میانگین ۱۴/۸۷٪، ۲۵/۵۸٪ و ۳۷/۵۷٪ از رابطه چان و سبان و دارای انحراف میانگین ۲۷/۶۷٪، ۳۸/۱۱٪ و ۴۸/۸۳٪ از رابطه الحسینی در رژیم جریان آشفته می باشد.

درنهایت با توجه به مطابقت نسبتاً خوب نتایج با کارهای گذشته می توان نتیجه گرفت که با دقت در ساخت بالا می توان از روابط گذشته و همچنین نتایج این پژوهش برای ضریب انتقال حرارت در طراحی و ساخت اواپراتور فالینگ فیلم با دسته لوله عمودی به منظور نمک زدایی و سایر صنایع با دقت نسبتاً خوبی بهره برد.

۲-۵ پیشنهادها

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

- ✓ بررسی میزان آب مقطر تولیدی و راندمان دستگاه
- ✓ استفاده از لوله هایی با جنس های مختلف یا سطوح بهبودیافته به منظور افزایش ضریب انتقال حرارت
- ✓ استفاده از آب شور با شوری (TDS) های مختلف
- ✓ مدل سازی عددی و شبیه سازی با شرایط مطالعه حاضر
- ✓ گسترش تعداد مراحل (اواپراتورها) به منظور بررسی دقیق تر در یک دستگاه چندمرحله ای
- ✓ تغییر تعداد و آرایش لوله ها به منظور بررسی میزان تغییر بازدهی دستگاه
- ✓ بررسی میزان رسوب پذیری دستگاه حاضر و تلاش برای کمینه کردن آن



- [1] J. C. R. I.A. Shiklomanov, *World Water Resources at the beginning of the Twenty-First Century*. Cambridge University Press, 2003.
- [2] B. Rahimi and H. T. Chua, *Low grade heat driven multi-effect distillation and desalination*. 2017.
- [3] I. C. Karagiannis and P. G. Soldatos, "Water desalination cost literature: review and assessment," *Desalination*, vol. 223, no. 1–3, pp. 448–456, 2008.
- [4] A. D. Khawaji, I. K. Kutubkhanah, and J. M. Wie, "Advances in seawater desalination technologies," *Desalination*, vol. 221, no. 1–3, pp. 47–69, 2008.
- [5] H. Fath, A. Sadik, and T. Mezher, "Present and Future Trend in the Production and Energy Consumption of Desalinated Water in GCC Countries," *Int. J. Therm. Environ. Eng.*, vol. 5, no. 2, pp. 155–165, 2013.
- [6] J. R. Hillman and E. Baydoun, "Overview of the Roles of Energy and Water in Addressing Global Food Security," *Int. J. Therm. Environ. Eng.*, vol. 4, no. 2, pp. 149–156, 2012.
- [7] R. Einav, K. Harussi, and D. Perry, "The footprint of the desalination processes on the environment," *Desalination*, vol. 152, no. 1–3, pp. 141–154, 2003.
- [8] M. K. Wittholz, B. K. O'Neill, C. B. Colby, and D. Lewis, "Estimating the cost of desalination plants using a cost database," *Desalination*, vol. 229, no. 1–3, pp. 10–20, 2008.
- [9] S. Lattemann, M. D. Kennedy, J. C. Schippers, and G. Amy, *Chapter 2 Global Desalination Situation*, vol. 2, no. C. Elsevier, 2010.
- [10] R. Borsani and S. Rebagliati, "Fundamentals and costing of MSF desalination plants and comparison with other technologies," *Desalination*, vol. 182, no. 1–3, pp. 29–37, 2005.
- [11] S. Lattemann, M. D. Kennedy, J. C. Schippers, and G. Amy, "Chapter 2 Global

- Desalination Situation,” *Sustainability Science and Engineering*, vol. 2, no. C. Elsevier, pp. 7–39, 01-Jan-2010.
- [12] A. M. Al Mudaiheem and H. Miyamura, “Construction and commissioning of al jobail phase II desalination plant,” *Desalination*, vol. 55, pp. 1–11, 1985.
- [13] H. El-Dessouky, I. Alatiqi, and H. Ettouney, “Process synthesis: the multi-stage flash desalination system,” *Desalination*, vol. 115, no. 2, pp. 155–179, 1998.
- [14] H. El-Dessouky, H. Ettouney, H. Al-Fulaij, and F. Mandani, “Multistage flash desalination combined with thermal vapor compression,” *Chem. Eng. Process. Process Intensif.*, vol. 39, no. 4, pp. 343–356, 2000.
- [15] C. Sommariva, R. Borsani, M. I. Butt, and A. H. Sultan, “Reduction of power requirements for MSF desalination plants: The example of Al taweelah B,” *Desalination*, vol. 108, no. 1–3, pp. 37–42, 1997.
- [16] M. Al-Shammiri and M. Safar, “Multi-effect distillation plants: State of the art,” *Desalination*, vol. 126, no. 1–3, pp. 45–59, 1999.
- [17] A. Ophir and F. Lokiec, “Advanced MED process for most economical sea water desalination,” *Desalination*, vol. 182, no. 1–3, pp. 187–198, 2005.
- [18] B. Rahimi, A. Christ, K. Regenauer-Lieb, and H. T. Chua, “A novel process for low grade heat driven desalination,” *Desalination*, vol. 351, pp. 202–212, 2014.
- [19] I. S. Al-Mutaz and I. Wazeer, “Development of a steady-state mathematical model for MEE-TVC desalination plants,” *Desalination*, vol. 351, pp. 9–18, 2014.
- [20] H. . El-Dessouky and H. . Ettouney, *Fundamentals of salt water desalination*, First. Elsevier B.V., 2002.
- [21] A. Ghobeity and A. Mitsos, “Optimal design and operation of desalination systems: New challenges and recent advances,” *Curr. Opin. Chem. Eng.*, vol. 6, pp. 61–68, 2014.
- [22] R. Saidur, E. T. Elcevvadi, S. Mekhilef, A. Safari, and H. A. Mohammed, “An overview of different distillation methods for small scale applications,” *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 15, no. 9, pp. 4756–4764, 2011.
- [23] H. Rahman, M. N. A. Hawlader, and A. Malek, “An experiment with a single-effect submerged vertical tube evaporator in multi-effect desalination,” *Desalination*, vol.

- 156, no. 1–3, pp. 91–100, 2003.
- [24] J. Uche, J. Artal, and L. Serra, “Comparison of heat transfer coefficient correlations for thermal desalination units,” *Desalination*, vol. 152, no. 1–3, pp. 195–200, 2003.
 - [25] L. Yang and S. Shen, “Experimental study of falling film evaporation heat transfer outside horizontal tubes,” *Desalination*, vol. 220, no. 1–3, pp. 654–660, 2008.
 - [26] P. K. Sen, P. Vasudevan, A. Mudgal, S. N. Singh, S. K. Vyas, and P. Davies, “A small scale Multi-effect Distillation (MED) unit for rural micro enterprises : Part I — design and fabrication UP,” *DES*, vol. 279, no. 1–3, pp. 15–26, 2011.
 - [27] P. K. Sen, P. Vasudevan, A. Mudgal, and S. N. Singh, “A small scale multi-effect distillation (MED) unit for rural micro enterprises Part II — Parametric studies and performance analysis,” *DES*, vol. 279, no. 1–3, pp. 27–37, 2011.
 - [28] P. K. Sen, P. Vasudevan, A. Mudgal, and S. N. Singh, “A small scale multi-effect distillation (MED) unit for rural micro enterprises : Part-III Heat transfer aspects,” *DES*, vol. 279, no. 1–3, pp. 38–46, 2011.
 - [29] W. M. Yan, C. W. Pan, T. F. Yang, and M. Ghalambaz, “Experimental study on fluid flow and heat transfer characteristics of falling film over tube bundle,” *Int. J. Heat Mass Transf.*, vol. 130, pp. 9–24, 2019.
 - [30] Y. A. ÇENGEL and A. J. GHAJAR, *HEAT AND MASS TRANSFER: FUNDAMENTALS & APPLICATIONS*. McGraw Hill, 2015.
 - [31] A. A. Alhusseini, “Heat and mass transfer in falling film evaporation of viscous liquids,” Lehigh University, Bethlehem, Pennsylvania, 1995.
 - [32] S. S. Kutateladze, *Fundamentals of Heat Transfer*. New York: Academic Press, 1963.
 - [33] D. A. Labuntsov and others, “Heat transfer in film condensation of pure steam on vertical surfaces and horizontal tubes,” *Teploenergetika*, vol. 4, no. 7, pp. 72–79, 1957.
 - [34] K. R. Chun and R. A. Seban, “Heat Transfer to Evaporating Liquid Films,” 1971.
 - [35] T. Fujita and T. Ueda, “Heat transfer to falling liquid films and film breakdown-I. Subcooled liquid films,” *Int. J. Heat Mass Transf.*, vol. 21, no. 2, pp. 97–108, Feb. 1978.
 - [36] F. Toshihiko and U. Tatsuhiko, “Heat transfer to falling liquid films and film

- breakdown-II. Saturated liquid films with nucleate boiling,” *Int. J. Heat Mass Transf.*, vol. 21, no. 2, pp. 109–118, Feb. 1978.
- [37] J. A. Shmerler, “Local evaporative heat transfer coefficient turbulent free-falling liquid films,” vol. 31, no. 4, pp. 731–742, 1988.
- [38] J. A. Shmerler, “Local heat transfer coefficient in wavy free-falling turbulent liquid films undergoing uniform sensible heating,” vol. 31, 1988.
- [39] W. J. Marsh and I. Mudawar, “Predicting the onset of nucleate boiling in wavy free-falling turbulent liquid films,” vol. 32, 1989.
- [40] T. AELDULMALIK A. ALHUSSEINI, “Falling film evaporation of single component liquids,” vol. 41, no. 12, pp. 1623–1632, 1998.
- [41] F. Toshihiko and U. Tatsuhiro, “Heat transfer to falling liquid films and film breakdown-II. Saturated liquid films with nucleate boiling,” *Int. J. Heat Mass Transf.*, vol. 21, no. 2, pp. 109–118, 1978.
- [42] J. A. Shmerler and I. Mudawwar, “Local evaporative heat transfer coefficient in turbulent free-falling liquid films,” *Int. J. Heat Mass Transf.*, vol. 31, no. 4, pp. 731–742, Apr. 1988.
- [43] A. Åsblad and T. Berntsson, “Surface evaporation of turbulent falling films,” *Int. J. Heat Mass Transf.*, vol. 34, no. 3, pp. 835–841, 1991.
- [44] A. Åkesjö, M. Gourdon, L. Vamling, F. Innings, and S. Sasic, “Hydrodynamics of vertical falling films in a large-scale pilot unit – a combined experimental and numerical study,” *Int. J. Multiph. Flow*, vol. 95, pp. 188–198, 2017.
- [45] A. Åkesjö, M. Gourdon, L. Vamling, F. Innings, and S. Sasic, “Modified surfaces to enhance vertical falling film heat transfer – An experimental and numerical study,” *Int. J. Heat Mass Transf.*, vol. 131, pp. 237–251, 2019.
- [46] A. Åkesjö, L. Vamling, S. Sasic, L. Olausson, F. Innings, and M. Gourdon, “On the measuring of film thickness profiles and local heat transfer coefficients in falling films,” *Exp. Therm. Fluid Sci.*, vol. 99, pp. 287–296, 2018.
- [47] K. Huang, Y. Hu, and X. Deng, “Experimental study on heat and mass transfer of falling liquid films in converging-diverging tubes with water,” *Int. J. Heat Mass Transf.*, vol. 126, pp. 721–729, 2018.

- [48] H. Cheng, Y. Ju, and Y. Fu, “Experimental study on heat transfer characteristics of cooling falling film outside a vertical tube in open rack vaporizer,” *Appl. Therm. Eng.*, vol. 172, no. February, p. 115187, 2020.
- [49] W. Frost and G. S. Dzakowic, “An extension of the method of predicting incipient boiling on commercially finished surfaces,” *ASME Pap. No. 67-HT-61*, 1967.

پوست

پیوست الف: گواهی کالیبراسیون سنسورهای دما

مورد تأیید سازمان ملی
استاندارد ایران
شماره تأیید صلاحیت
AL / 2494

کاوش ابزار لیان (کاگو)
خدمات تخصصی کالیبراسیون، ابزار دقیق و مشاوره فنی

گواهی کالیبراسیون
CERTIFICATE OF CALIBRATION
Certificate No. 99.982.21 شماره گواهینامه

DALCO

Page No. 1 of 1

شماره صفحه 1 از 1

Customer specifications

Applicant's name: دانشگاه صنعتی شاهرود (واحد دانشکده مگالیک - آرمایشگاه (تکامل مارت)

Address: استان سمنان، شهرستان شاهرود، میدان هفت تیر

Request date: 1399.10.17

Calibration date: 1399.10.20

Date of issuance: 1399.10.24

Re-cal date: 1400.10.20

Suggested: ...

Requested: ...

Equipment specifications

Equipment name: ترموپایل

Manufacturer: ...

Model: ...

Serial No.: ...

Code: ISH-TC-01

Range of equipment: ... °C

Required point/range: 0 to 120 °C

Resolution: 0.1 °C

Location: ...

مشخصات متقاضی

نام متقاضی: ...

آدرس: ...

تاریخ درخواست: ...

تاریخ کالیبراسیون: ...

تاریخ صدور گواهی: ...

تاریخ کالیبراسیون مجدد: ...

مشخصات تجهیزات

نام تجهیز: ...

سازنده: ...

مدل: ...

شماره سریال: ...

کد: ...

گستره تجهیز: ...

گستره درخواستی: ...

دقت: ...

محل استقرار: ...

Calibration record

Environmental conditions: 23±2°C 45±10%RH

Reference standard: IBS 327

Reference equipment

Equipment	Manufacturer	Model	Serial No.	Certificate No.	Re-cal date
Reference multi calibrator	Fluke	725	1164546	97.7.1.12	99.12.07
Reference PRT	IsoTech	RTD	31305/31	T-MY2CK0	00.07.02
Reference furnace	IsoTech	Fastral low	300604/4	97.7.1.14	99.12.07

Traceability

The above equipment are traceable to PANIA

Mean while calculated uncertainty is according to EA 4-02 standard.

کنترل‌های کالیبراسیون

شرایط محیطی: ...

استاندارد مرجع: ...

تجهیزات مرجع: ...

تاریخ کالیبراسیون: ...

Calibration results

Calibration chart

Unit under cal. °C	Expt under cal. value	Reference value	Error value	Expanded uncertainty
0.0	0.0	0.0	0.0	± 0.3
19.9	20.0	20.0	-0.1	
39.9	40.0	40.0	-0.1	
59.9	60.0	60.0	-0.1	
119.9	120.0	120.0	-0.1	

این گواهی بدون مهر و امضاء آزمایشگاه صادر نشده و فاقد اعتبار است.

این گواهی به مدت 12 ماه اعتبار دارد و در صورت نیاز باید به کارگاه کالیبراسیون مراجعه شود.

این گواهی در صورتی صادر می‌گردد که تجهیزات مورد کالیبراسیون در محدوده صلاحیت و شرایط محیطی آزمایشگاه قرار داشته باشند.

تاریخ اعتبار: 1399/10/24 تا 1400/10/20

کالیبراسیون در: **A2**

کالیبراسیون

Laboratory seal

مدیر آزمایشگاه

Laboratory Manager

No. 1, Aboozar Alley, Istgah-e-Avval st., After Fire Station,
Between Standard sq. and Mesbah Crossroad, Karaj, Alborz-Iran

Tel/Fax: +98 26 34940476 - 34940541- 34940788

+98 26 34941027 - 34941391- 32800401

Mobile: +98 912 1856894

www.calcolab.ir

البرز، کرج، میدان استاندارد به سمت چهارراه صمدیج، بعد از آتشنشانی
انتهای کوچه ایستگاه اول، ابتدای کوچه ابوذر پلک 1

تلفن: +98 26 34940476 - 34940541 - 34940788

همراه: +98 912 1856894

info@calcolab.ir

شکل پ ۱-۱: گواهی کالیبراسیون سنسور نوع K

مورد تأیید سازمان ملی
استاندارد ایران
شماره تأیید صلاحیت
AL / 2494

کاوش ابزار لیان (کالکو)
خدمات تست، کالیبراسیون، ابزار دقیق و مشاوره فنی



گواهی کالیبراسیون

CERTIFICATE OF CALIBRATION

Certificate No.

99.100.284.1.2

شماره گواهینامه

Page No. 1 of 1

Customer specifications

Applicant's name: آقای مهندس عابدینی
Address: ...
Request date: 1399.09.25
Calibration date: 1399.09.26
Date of issuance: 1399.09.26
Re-cal date: 1400.09.26
Signature: ...
Requester: ...

مشخصات متقاضی

نام متقاضی:
آدرس:
تاریخ درخواست:
تاریخ کالیبراسیون:
تاریخ صدور گواهی:
تاریخ کالیبراسیون مجدد:

Equipment specifications

Equipment name: سنسور دما مقاوم
Manufacturer: ...
Model: RTD / pt100 / 3 W
Serial No.: ...
Code: RT-10S-02
Range of equipment: 0 to 120 °C
Required point range: 0 to 120 °C
Resolution: ... °C
Location: ...

مشخصات تجهیز

نام تجهیز:
سازنده:
مدل:
شماره سریال:
کد:
گستره تجهیز:
گستره دیتااسلر:
تکلیف پذیری:
محل استقرار:

Calibration report

Environmental conditions

Reference standard: 23±2 °C

Reference equipment: 45±10%RH

Reference equipment: BIS 334

Equipment: ...

Manufacturer: Fluke

Model: 725

Serial No.: 1901172

Certificate No.: 99.7.1.12

Re-cal date: 00.03.07

Reference thermocouple: Isotech

Reference PRT: Isotech

Reference furnace: Isotech

Reference furnace: Isotech

Reference furnace: Isotech

Reference furnace: Isotech

Reference furnace: Isotech

Reference furnace: Isotech

Reference furnace: Isotech

Reference furnace: Isotech

Reference furnace: Isotech

Reference furnace: Isotech

Reference furnace: Isotech

Reference furnace: Isotech

Reference furnace: Isotech

Reference furnace: Isotech

Reference furnace: Isotech

Reference furnace: Isotech

Reference furnace: Isotech

Reference furnace: Isotech

Reference furnace: Isotech

Reference furnace: Isotech

Reference furnace: Isotech

Reference furnace: Isotech

Reference furnace: Isotech

Reference furnace: Isotech

Reference furnace: Isotech

Reference furnace: Isotech

Reference furnace: Isotech

Reference furnace: Isotech

Reference furnace: Isotech

Reference furnace: Isotech

Reference furnace: Isotech

Reference furnace: Isotech

Reference furnace: Isotech

Reference furnace: Isotech

Reference furnace: Isotech

Reference furnace: Isotech

Reference furnace: Isotech

Reference furnace: Isotech

Reference furnace: Isotech

Reference furnace: Isotech

Reference furnace: Isotech

Reference furnace: Isotech

Reference furnace: Isotech

Reference furnace: Isotech

Reference furnace: Isotech

The above equipment are traceable to PASMA & SGL.
Mean while calculated uncertainty is according to EA 1-02 standard.

Calibration results

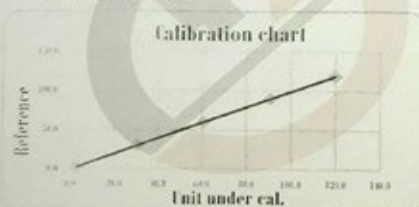


Table unit	Unit under cal. value	Reference value	Error value	Expanded uncertainty
°C	3.1	2.8	0.3	± 1.3
	30.6	29.3	0.3	
	60.5	59.9	0.6	
	90.9	90.3	0.6	
	119.9	119.5	0.4	

نتایج کالیبراسیون

This certificate is valid unless signed & sealed by the
The certificate shall not be published or reproduced other than as full.
The user must not use the certificate during a specified period of time.
The certificate is valid for a period of 12 months and shall be renewed approximately 12 months.

این گواهی بدون مهر و امضا معتبر نیست.
این گواهی نباید به روشی دیگر از این گواهی کپی یا رونویسی شود.
این گواهی نباید در طول مدت اعتبار آن به روشی دیگر از این گواهی کپی یا رونویسی شود.
این گواهی برای مدت 12 ماه اعتبار دارد و باید به روشی دیگر از این گواهی کپی یا رونویسی شود.

مهر آزمایشگاه
Calibration by
مهر آزمایشگاه
Calibration by

No. 1, Aboozar Alley, Istgah-e-Avval st., After Fire Station,
Between Standard sq. and Mesbah Crossroad, Karaj, Alborz-Iran
Tel/Fax: +98 26 34940476 - 34940541- 34940788
+98 26 34941027 - 34941391- 32800401
Mobile: +98 912 1856894
www.calcolab.ir

البرز، کرج، میدان استاندارد به سمت چهارراه مصباح، بعد از آشنشانی
انتهای کوچه ایستگاه اول، ابتدای کوچه ابوذر پلک، ۱
تلفکس: +98 26 34940476 - 34940541- 34940788
+98 26 34941027 - 34941391- 32800401
همراه: +98 912 1856894
info@calcolab.ir

شکل پ ۲-۱: گواهی کالیبراسیون سنسور PT-100

پیوست ب: گواهی آنالیز آب مورد آزمایش

آزمایشگاه خدمت‌دهنده: آزمایشگاه مرکزی پارک علم و فناوری استان سمنان	شماره تماس مستقیم آزمایشگاه مرکزی: ۰۲۳-۳۲۳۰۰۲۱۲	شماره تماس مستقیم مرکز تحقیقات نانو: ۰۲۳-۳۲۳۰۰۳۱۱
کد اقتصادی: ۹۱۱۱۱۶۵۱۵۷۵	شناسه ملی: ۱۴۰۰۳۰۹۲۲۲۰	نشانی: شاهرود - بلوار دانشگاه - پارک علم و فناوری استان سمنان
تاریخ: ۰۲۳-۳۲۳۰۰۲۸۰	تاریخ: ۰۲۳-۳۲۳۰۰۲۷۵-۹	تاریخ: nanomre.ir
نام شخص حقیقی / حقوقی: دانشگاه صنعتی شاهرود	نام رابط: آقای صلابی	نشانی:
کد پستی: ۱۰ رفسی	تاریخ تحویل نتیجه آزمون: ۱۴۰۰/۰۳/۱۱	شماره نامه تحویل نتیجه آزمون: S/0002010
تاریخ دریافت نمونه: ۱۴۰۰/۰۳/۰۸	شماره نامه دریافت:	
نتیجه آنالیز درخواستی نمونه آب ارسالی به شرح ذیل اعلام می‌شود.		

	Ca ²⁺ (meq/lit)	Mg ²⁺ (meq/lit)	Na ⁺ (meq/lit)	Sum cations	HCO ₃ ⁻ (meq/lit)	Cl ⁻ (meq/lit)	SO ₄ ²⁻ (meq/lit)	CO ₃ ²⁻ (meq/lit)	Sum anions
	1.20	0.80	4.85	6.85	2.70	3.70	0.85	0.00	7.25
	Hardness (ppm)	K ⁺ (ppm)	T.D.S (ppm)	T.S.S (ppm)	E.C (μs/cm)	pH	NO ₃ ⁻ (ppm)	NO ₂ ⁻ (ppm)	P (ppm)
Water	100	2.45	454	1	737	6.68	---	---	---
	SSP	SAR	کیومندی گرمایی آشور شاکلی	میکرو گایسم های قلل گشت در دمای 36±2					
	---	---	---	---					



سحر خوش آبادی
مسئول اداره سلامت فیزیکی، تخصصی پارک

مدیر مرکز تحقیقات نانو

• شرح فوق بنا به درخواست مفاسی و بر روی نمونه تحویل انجام شده و این پارک در حال حکم‌گیری است و از تاریخ ۱۴۰۰/۰۳/۱۱ به صورت رسمی اعلام می‌گردد.
• گزارش آزمون بدون مهر فاقد اعتبار است.
• گزارش فوق فقط در خصوص نمونه مورد آزمون معتبر است.
• نمونه بهداشتی یک ماه در آزمایشگاه نگهداری خواهد شد.



عضو شبکه آزمایشگاه‌های
علمی ایران (شاعا)



عضو قطعی شبکه آزمایشگاهی
فناوری‌های راهبردی



مستند سازمان حفاظت محیط زیست
کد شناسایی: ۲۵۰۸۳۰۲۰۰۰۲۶



همکار راه کار استاندارد استان سمنان
شماره شناسایی: SM/3144

شکل پ ۳-۱: گواهی آنالیز آب آزمایش

پیوست ج: روش‌های آماری

تعاریف

خطا^۱: تفاضل بین مقدار اندازه‌گیری شده و مقدار واقعی یک کمیت

عدم قطعیت^۲: عدم قطعیت یعنی تخمین احتمالی خطا (از آنجایی که همواره مقدار دقیق خطا را

نداریم خطا را با عدم قطعیت گزارش می‌دهیم)

دقت^۳: درجه نزدیکی مقدار محاسبه‌شده از کمیت، به مقدار واقعی

صحت^۴: درجه نزدیکی داده‌ها در تکرارهای متوالی با شرایط یکسان

عدم قطعیت

عدم قطعیت به معنای تخمین احتمالی خطا (از آنجایی که همواره مقدار دقیق خطا را نداریم، خطا را

با عدم قطعیت گزارش می‌دهیم) می‌باشد. عدم قطعیت نمود کمی کیفیت نتیجه اندازه‌گیری است. یعنی تا

چه حد اندازه‌گیری، نشان‌دهنده مقدار واقعی مورد اندازه‌گیری شده است.

اندازه‌گیری عدم قطعیت

میانگین حسابی یا متوسط، نوعی سنجش گرایش به مرکز است و عبارت است از مجموع مقادیر

موجود در مجموعه داده‌ها تقسیم بر تعداد آن‌ها. برای محاسبه میانگین حسابی از رابطه زیر استفاده

می‌شود:

^۱ Error

^۲ Uncertainty

^۳ Accuracy

^۴ Precision

$$\bar{x} = \frac{1}{n} \sum_{j=1}^n x_j$$

در آمار، انحراف معیار یکی از شاخص‌های پراکندگی است که نشان می‌دهد به‌طور میانگین داده‌ها چه مقدار از مقدار متوسط فاصله دارند. اگر انحراف معیار مجموعه‌ای از داده‌ها نزدیک به صفر باشد، نشانه آن است که داده‌ها نزدیک به میانگین هستند و پراکندگی اندکی دارند، در حالی که انحراف معیار بزرگ، بیانگر پراکندگی قابل‌توجه داده‌ها است. انحراف معیار برابر با ریشه دوم واریانس است. محاسبه انحراف معیار از رابطه زیر قابل انجام است.

$$\sigma = \sqrt{\frac{\sum_{j=1}^n (x_j - \bar{x})^2}{n-1}}$$

در نهایت اندازه‌گیری عدم قطعیت برای کمیت x_i در n بار تکرار آزمایش از معادله زیر محاسبه می‌شود.

$$\sigma_E = \frac{\sigma}{\sqrt{n}}$$

آنالیز عدم قطعیت

عدم قطعیت متغیر X از رابطه زیر محاسبه می‌شود.

$$\sigma_x = \frac{a}{l}$$

که در آن a دقت و l طول بازه تغییرات وسیله اندازه‌گیری متغیر X است.

اگر $x, y, z, \dots$ متغیرها و $\sigma_x, \sigma_y, \sigma_z, \dots$ عدم قطعیت هر متغیر باشد، عدم قطعیت تابع

$f = f(x, y, z, \dots)$ از رابطه زیر محاسبه می‌شود.

$$\sigma_f^2 = \left(\frac{\partial f}{\partial x}\right)^2 \sigma_x^2 + \left(\frac{\partial f}{\partial y}\right)^2 \sigma_y^2 + \left(\frac{\partial f}{\partial z}\right)^2 \sigma_z^2$$

روش آماری که در این مورد استفاده قرار گرفته، روشی است که در آن بتوان حدود اطمینان را در اطراف یک داده مشخص، نمایش داد. در هر آزمایش این فاصله اطمینان حدودی است که به احتمال زیاد واقعیت در آن وجود دارد. هرچقدر تعداد داده‌هایی که به دست می‌آوریم کمتر باشد این بازه وسیع‌تر بوده و به همان میزان نیز احتمال رسیدن به واقعیت کمتر است. درواقع وقتی تعداد داده‌ها (حجم نمونه) زیاد باشد با اطمینان بیشتری بیان خواهیم کرد عددی که به دست آورده‌ایم به واقعیت نزدیک است و فاصله اطمینان نیز کوچک‌تر خواهد بود. به منظور دست یافتن به فاصله اطمینان در مرحله اول باید مشخص کرد منظور از فاصله اطمینان چیست؟ یعنی درواقع چه حدی از فاصله اطمینان قابل قبول است؟ برای این منظور فاصله اطمینان در نظر گرفته شده در اکثر مطالعات، برابر با ۹۰٪، ۹۵٪ و ۹۹٪ است که به این معنی است، در صورتی که مطالعه مورد نظر ۱۰۰ بار تکرار شود در ۹۵، ۹۹ و ۹۹ بار همین محدوده به دست خواهد آمد. هرچه عدد مربوط به فاصله اطمینان از ۱۰۰ فاصله می‌گیرد میزان دقت آن کاهش می‌یابد. به این معنی، احتمال اینکه شاخصی که با بازه اطمینان ۹۹٪ بیان شده به واقعیت نزدیک‌تر باشد، بیشتر از شاخصی است که با بازه اطمینان ۹۵٪ بیان می‌شود.

روش فاصله اطمینان

با توجه به معرفی پارامترهای آماری در بخش قبل، فاصله اطمینان و حد بالا و پایین این فاصله، به صورت رابطه زیر بیان می‌شود.

$$\mu = \bar{x} \pm \left(B \times \frac{\sigma}{\sqrt{n}} \right)$$

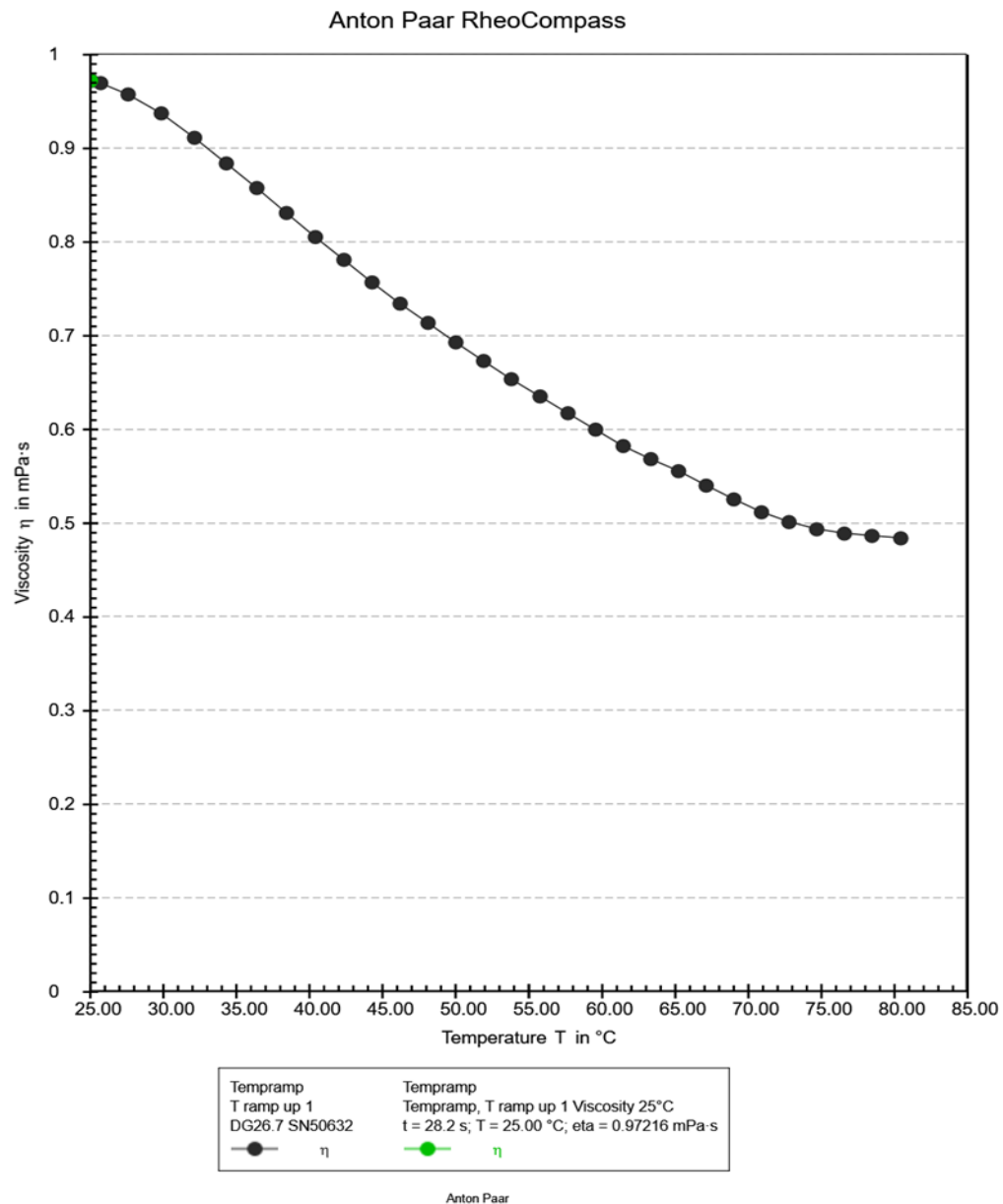
که در آن B ضریب تعمیم است. این پارامتر از جدول زیر با ستون عمودی (تعداد تکرار آزمایش منهای ۱) و ستون افقی (میزان دقت محاسبات) انتخاب می‌شود.

t Table

cum. prob	$t_{.50}$	$t_{.75}$	$t_{.80}$	$t_{.85}$	$t_{.90}$	$t_{.95}$	$t_{.975}$	$t_{.99}$	$t_{.995}$	$t_{.999}$	$t_{.9995}$
one-tail	0.50	0.25	0.20	0.15	0.10	0.05	0.025	0.01	0.005	0.001	0.0005
two-tails	1.00	0.50	0.40	0.30	0.20	0.10	0.05	0.02	0.01	0.002	0.001
df											
1	0.000	1.000	1.376	1.963	3.078	6.314	12.71	31.82	63.66	318.31	636.62
2	0.000	0.816	1.061	1.386	1.886	2.920	4.303	6.965	9.925	22.327	31.599
3	0.000	0.765	0.978	1.250	1.638	2.353	3.182	4.541	5.841	10.215	12.924
4	0.000	0.741	0.941	1.190	1.533	2.132	2.776	3.747	4.604	7.173	8.610
5	0.000	0.727	0.920	1.156	1.476	2.015	2.571	3.365	4.032	5.893	6.869
6	0.000	0.718	0.906	1.134	1.440	1.943	2.447	3.143	3.707	5.208	5.959
7	0.000	0.711	0.896	1.119	1.415	1.895	2.365	2.998	3.499	4.785	5.408
8	0.000	0.706	0.889	1.108	1.397	1.860	2.306	2.896	3.355	4.501	5.041
9	0.000	0.703	0.883	1.100	1.383	1.833	2.262	2.821	3.250	4.297	4.781
10	0.000	0.700	0.879	1.093	1.372	1.812	2.228	2.764	3.169	4.144	4.587
11	0.000	0.697	0.876	1.088	1.363	1.796	2.201	2.718	3.106	4.025	4.437
12	0.000	0.695	0.873	1.083	1.356	1.782	2.179	2.681	3.055	3.930	4.318
13	0.000	0.694	0.870	1.079	1.350	1.771	2.160	2.650	3.012	3.852	4.221
14	0.000	0.692	0.868	1.076	1.345	1.761	2.145	2.624	2.977	3.787	4.140
15	0.000	0.691	0.866	1.074	1.341	1.753	2.131	2.602	2.947	3.733	4.073
16	0.000	0.690	0.865	1.071	1.337	1.746	2.120	2.583	2.921	3.686	4.015
17	0.000	0.689	0.863	1.069	1.333	1.740	2.110	2.567	2.898	3.646	3.965
18	0.000	0.688	0.862	1.067	1.330	1.734	2.101	2.552	2.878	3.610	3.922
19	0.000	0.688	0.861	1.066	1.328	1.729	2.093	2.539	2.861	3.579	3.883
20	0.000	0.687	0.860	1.064	1.325	1.725	2.086	2.528	2.845	3.552	3.850
21	0.000	0.686	0.859	1.063	1.323	1.721	2.080	2.518	2.831	3.527	3.819
22	0.000	0.686	0.858	1.061	1.321	1.717	2.074	2.508	2.819	3.505	3.792
23	0.000	0.685	0.858	1.060	1.319	1.714	2.069	2.500	2.807	3.485	3.768
24	0.000	0.685	0.857	1.059	1.318	1.711	2.064	2.492	2.797	3.467	3.745
25	0.000	0.684	0.856	1.058	1.316	1.708	2.060	2.485	2.787	3.450	3.725
26	0.000	0.684	0.856	1.058	1.315	1.706	2.056	2.479	2.779	3.435	3.707
27	0.000	0.684	0.855	1.057	1.314	1.703	2.052	2.473	2.771	3.421	3.690
28	0.000	0.683	0.855	1.056	1.313	1.701	2.048	2.467	2.763	3.408	3.674
29	0.000	0.683	0.854	1.055	1.311	1.699	2.045	2.462	2.756	3.396	3.659
30	0.000	0.683	0.854	1.055	1.310	1.697	2.042	2.457	2.750	3.385	3.646
40	0.000	0.681	0.851	1.050	1.303	1.684	2.021	2.423	2.704	3.307	3.551
60	0.000	0.679	0.848	1.045	1.296	1.671	2.000	2.390	2.660	3.232	3.460
80	0.000	0.678	0.846	1.043	1.292	1.664	1.990	2.374	2.639	3.195	3.416
100	0.000	0.677	0.845	1.042	1.290	1.660	1.984	2.364	2.626	3.174	3.390
1000	0.000	0.675	0.842	1.037	1.282	1.646	1.962	2.330	2.581	3.098	3.300
z	0.000	0.674	0.842	1.036	1.282	1.645	1.960	2.326	2.576	3.090	3.291
	0%	50%	60%	70%	80%	90%	95%	98%	99%	99.8%	99.9%
	Confidence Level										

شکل پ ۴-۱: جدول تعیین ضریب تعمیم

پیوست د : نمودار تغییرات ویسکوزیته آب مورد آزمایش



شکل پ ۵-۱: نمودار تغییرات ویسکوزیته آب مورد آزمایش برحسب دما

Abstract

Removal of dissolved salts and toxic chemicals in water, especially at a few parts per million levels is one of the most difficult problems. There are several methods used for water purification. The choice of the method depends mainly on the level of feed water salinity, source of energy and type of contaminants present. Evaporators are the heart of the desalination process and there are different types that are used in the desalination industry, mainly the type of falling film. Falling film evaporators are divided into two categories, horizontal and vertical, which are used in both models in the desalination industry. In this study, the effect of effective parameters on the evaporative heat transfer coefficient on a vertical tube bundle in a falling film evaporator has been investigated. The purpose of this study is to provide a model for designing and manufacturing falling film evaporators with vertical tubes that in addition to the desalination industry in various other industries such as chemical industry, food industry, and process engineering are useful. Therefore, in this study, the parameters affecting the evaporation heat transfer coefficient such as Reynolds number from 1900 to 4400, heat flux from 6 to 18 KW/m², and saturation temperature from 65 to 75 ° C on a vertical tube bundle in a falling film evaporator is covered. The results showed that in the turbulent flow regime with increasing Reynolds number in constant heat flux, the evaporative heat transfer coefficient increases due to the formation of turbulence eddies. Also, as the heat flux increases, the evaporative heat transfer coefficient increases at a constant Reynolds number. For example, in a heat flux of 6 KW/m², by increasing the Reynolds number from 2256 to 2806, the average heat transfer coefficient increases by %24.38, and in the same heat flux, by increasing the Reynolds number from 2806 to 3692, the average heat transfer coefficient increases by %31.57 .The results of this experiment are compared with previous experimental studies and despite the lower prediction of heat transfer coefficient in this experiment, using the results of this research as well as further studies in this field can be a model for designing and building a small scale multi-effect desalination plant.

Keywords: Single-effect desalination, Falling film evaporator, Vertical tube, Small scale, Distillation, Multi-effect desalination



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

Experimental investigation of heat transfer in small scale falling film desalination system

By: Mohammad Amin Talaei

Supervisor(s):
Dr. Mohammad Hasan Keyhani,
Dr. Mohsen Nazari

June 2021