



شبیه‌سازی عددی و مطالعه رفتار ترموهیدرولیکی دسته‌لوله درسیستم‌های نمک‌زدایی تقطیر چند مرحله‌ای جهت بررسی احتمال رسوب‌گذاری

سعید عظیمی باویل علیایی¹، علی جعفریان دهکردی^{2*}

1- کارشناس ارشد، مهندسی مکانیک، دانشگاه تربیت مدرس، تهران

2- استادیار، مهندسی مکانیک، دانشگاه تربیت مدرس، تهران

* تهران، صندوق پستی 143-14115، jafarian@modares.ac.ir

چکیده

تقطیر چند مرحله‌ای، یکی از سیستم‌های آب شیرین‌کن حرارتی است که امروزه به‌علت بهره‌وری انرژی و عملکرد بالا بیشتر مورد توجه قرار گرفته است. پیچیدگی فرآیند و سازوکارهای انتقال حرارت متفاوت، این سیستم را از دیگر سیستم‌ها مانند تبخیر ناگهانی متمایز کرده است. وجود فیلم ریزشی روی ردیف‌های افقی دسته‌لوله اگرچه موجب افزایش انتقال حرارت می‌شود اما احتمال رسوب‌گذاری به‌ویژه در ردیف‌های پایینی که ضخامت فیلم کاهش می‌یابد را بالا می‌برد. تبخیر فیلم ریزشی پدیده‌ای خودافزا است زیرا کاهش ضخامت فیلم ریزشی و افزایش انتقال حرارت را در پی دارد که آن نیز دوباره منجر به افزایش تبخیر می‌شود. در کار حاضر یک الگوریتم کاربردی برای طراحی ترموهیدرولیکی و سطوح انتقال حرارت ارائه شده است. براساس این الگوریتم، توزیع جریان و انتقال حرارت در دسته‌لوله به‌صورت عددی شبیه‌سازی شده است. نتایج حل عددی نشان می‌دهد که بیشترین میزان تغلیظ و احتمال رسوب‌گذاری، در پیرامون ناحیه ورودی لوله‌های ردیف آخر رخ می‌دهد. همچنین توزیع یکنواخت آب تغذیه روی دسته‌لوله منجر به توزیع غیریکنواخت تولید بخار در طول لوله‌ها می‌شود. کیفیت بخار داخل لوله‌ها نیز از ورود تا خروج تقریباً به‌صورت خطی کاهش می‌یابد درحالی‌که سطح عمده هر مقطع از لوله را بخار تشکیل می‌دهد و فیلم مایع تقطیر شده یک رژیم حلقوی را تجربه می‌کند. همچنین کاهش کیفیت بخار و عدم تولید بخار یکنواخت، کارایی حرارتی بخش‌هایی انتهایی لوله را کاهش می‌دهد.

اطلاعات مقاله

مقاله پژوهشی کامل
دریافت: 08 اردیبهشت 1393
پذیرش: 12 خرداد 1393
ارائه در سایت: 30 مهر 1393
کلیدواژگان:
تقطیر چند مرحله‌ای
دسته‌لوله
تبخیر فیلم ریزشی روی لوله افقی
شبیه‌سازی عددی

Numerical simulation and thermohydraulic performance analysis of tube-bundle in Multi-effect distillation systems to investigate the risk of precipitation

Saeed Azimibavil¹, Ali Jafarian^{2*}

1- Department of Mechanical Engineering, Tarbiat Modares University, Tehran, Iran.

2- Department of Mechanical Engineering, Tarbiat Modares University, Tehran, Iran.

*P.O.B. 14115-143, Tehran, Iran, jafarian@modares.ac.ir

ARTICLE INFORMATION

Original Research Paper
Received 28 April 2014
Accepted 02 June 2014
Available Online 22 October 2014

Keywords:

Multi-effect distillation
Tube-bundle
Horizontal-tube falling-film evaporation
Numerical simulation

ABSTRACT

Multi-effect distillation is one of the thermal desalting systems. MEDs have recently come to notice more than other systems because of their high energy utilizing and performance. High complicity and possessing different heat transfer mechanisms have distinguished them from other desalination systems such as Multi-stage flash. In MEDs although formation of thin falling-film layer on horizontal rows of tube-bundle increases heat transfer, however the risk of precipitation will be high especially on lower rows where film thickness is the least. Falling-film evaporation is a self-compensation phenomenon; the more the evaporation, the thinner the film, and subsequently the more the evaporation. In present work, an applicable algorithm is proposed and applied for thermohydraulic design of tube bundle, and heat transfer surface. Flow and heat distribution on tube-bundle is numerically simulated with the advantage of given algorithm. Results show that more concentration and precipitation risk will occur on outer surfaces, near the entrance of last rows. Uniform distribution of feed on tubes will result in non-uniform vapor generation throughout the tube length. Steam quality increases almost linearly inside tubes, whereas its cross-section is occupied by gas phase predominantly; and condensate film will experience an annular regime. Steam quality reduction and non-uniform vapor generation decrease thermal performance of the last zone of the tube-bundle.

1- مقدمه

(MSF) در زمره آب شیرین‌کن‌های حرارتی توأم با تغییر فاز و با سازوکار تبخیر و میعان قرار می‌گیرد [1]. در این سیستم‌ها با توجه به اینکه درجه حرارت تبخیر املاح موجود در آب خیلی بالا است، می‌توان با حرارت دادن به آب دریا، جزء آب را بخار نمود در حالی‌که نمک‌های محلول در آن باقی

سیستم نمک‌زدایی تقطیر چند مرحله‌ای¹ (MED) و سیستم تبخیر ناگهانی²

1- Multi-effect distillation
2- Multi-stage flash

Please cite this article using:

S. Azimibavil, A. Jafarian, Numerical simulation and thermohydraulic performance analysis of tube-bundle in Multi-effect distillation systems to investigate the risk of precipitation, *Modares Mechanical Engineering*, Vol. 14, No. 15, pp. 145-154, 2015 (In Persian)

برای ارجاع به این مقاله از عبارت ذیل استفاده نمایید:

شیمیایی می‌پردازد.

در کار حاضر، یک الگوریتم برای شبیه‌سازی ترموهیدرولیکی ارائه و به‌کمک آن دسته‌لوله طراحی شده است. نتایج با یکی از واحد در حال بهره‌برداری کشور امارات مقایسه و راستی‌آزمایی شده است. با در نظر گرفتن شرایط حاکم بر رفتار پایای دسته‌لوله، احتمال رسوب‌گذاری در آن بحث و بررسی شده است و از نتایج بحث کار حاضر، سرمنشأهای این مشکل، عیب‌یابی شده است.

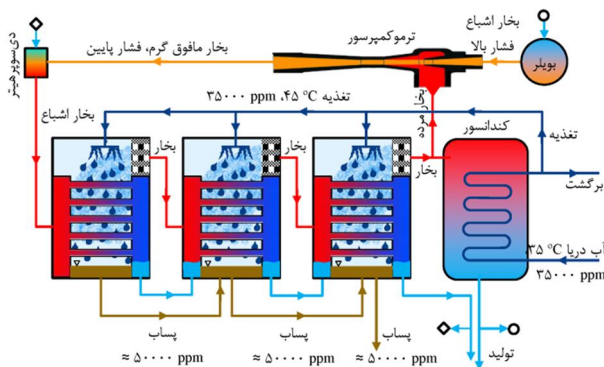
2- سیستم نمک‌زدایی تقطیر چندمرحله‌ای

1-2- چرخه فرآیند

نمک‌زدایی به روش تقطیر چند مرحله‌ای قدمت زیادی دارد به‌طوری‌که تاکنون هزاران واحد MED به‌منظور تولید آب شیرین توسط صنایع شیمیایی نصب شده است. فرآیند MED اولین روش برای تولید مقادیر قابل توجه آب شیرین از آب شور دریا بود اما پس از مدتی سیستم MSF جایگزین آن شد. در سال‌های اخیر سیستم MED به‌علت مصرف انرژی پایین، دوباره جایگاه خود را در صنعت نمک‌زدایی به‌دست آورده است. در سیستم‌های MED رایج، تعداد 2 یا چند مرحله برای تبخیر مرحله‌ای بخار در نظر گرفته می‌شود (شکل 1).

این سیستم طوری طراحی می‌شود که بخار داغ پرفشار نزدیک به حالت اشباع (در بازه 1500-2500 kPa) از بویلر وارد سیستم شده و حین عبور از ترموکمپرسور، بخشی از بخار مرحله آخر را که کمترین فشار و انرژی را داراست، مکش کرده و پس از وقوع شوک، فشار آن تا فشار ورودی مرحله اول افت می‌کند. این بخار، با پاشش آب در دی‌سوپرهیتر به بخار اشباع تبدیل شده و به‌عنوان تامین کننده انرژی، وارد لوله‌های افقی⁴ دسته‌لوله⁵ مرحله اول می‌شود. بخار عبوری از داخل لوله‌ها ضمن تبخیر جریان فیلم ریزشی روی لوله‌ها، تقطیر شده و به مایع اشباع تبدیل می‌شود. لازم تبخیر در دماهای پایین، ایجاد خلا در مرحله‌ها است؛ که این امر قبلاً توسط اجکتورها⁶ انجام شده است.

پس از تبخیر بخشی از تغذیه ورودی به مرحله (حدود 30 الی 35%)، بقیه آن به‌عنوان پساب و با همان شرایط اشباع داخل مرحله، از آن خارج می‌شود. بخار تولید شده نیز، پس از عبور از رطوبت‌گیر و حذف قطرات شور از آن [8]، به‌عنوان منبع انرژی وارد دسته‌لوله مرحله بعد می‌شود. همین روند برای مرحله‌های بعدی تکرار می‌شود. همچنین دما و فشار پساب و مایع



شکل 1 طرح‌واره یک سیستم MED-TVC چند (سه) مرحله‌ای.

می‌مانند که این عمل را به‌طور کلی عمل تبخیر - تقطیر می‌گویند و تمامی روش‌های حرارتی بر این پایه استوارند. مطالعه و طراحی MED، شامل دو مرحله است. ابتدا طراحی ترمودینامیکی سیستم انجام می‌شود؛ سپس طراحی ترموهیدرولیکی سیستم صورت می‌گیرد که در آن سطوح انتقال حرارت مطلوب برای انتقال گرمای به‌دست آمده در بخش ترمودینامیکی تعیین می‌شود. سطوح انتقال حرارت هر مرحله، یک دسته‌لوله افقی متشکل از لوله‌هایی است که در ردیف‌ها و ستون‌هایی در کنار هم چیده شده‌اند. چون در این سیستم‌ها آب شور دریا روی لوله‌ها ریزش کرده و تبخیر می‌شود یکی از مشکلات رایج رسوب‌گذاری روی لوله‌ها است که ممکن است به‌علت تغلیظ¹ بیش از حد آب تغذیه و طراحی نامناسب دسته‌لوله رخ دهد [2]. این پدیده علاوه بر ایجاد اختلال در عملکرد سیستم، هزینه‌های مربوط به عملیات شستشو و رسوب‌زدایی لوله‌ها و خسارات ناشی از زمان عدم بهره‌وری از سیستم² را تحمیل می‌کند. آگاهی از رفتار حاکم بر دسته‌لوله این سیستم‌ها می‌تواند در جلوگیری از بروز این مشکلات بسیار موثر باشد. اکثر مطالعات انجام شده در زمینه شبیه‌سازی ترمودینامیکی و طراحی ترموهیدرولیکی سیستم بوده است؛ که حتی در تحقیقات صرفاً علمی، فقط به‌ذکر سطح انتقال حرارت مخصوص³ (SHTA) بسنده می‌شود. الدسوقی و التونی [3] با ارائه الگوریتمی برای شبیه‌سازی فرآیند در حالت پایا، تمام سیستم‌های نمک‌زدایی حرارتی تقطیری را از نقطه نظر عملکرد و سطوح انتقال حرارت تحلیل و مقایسه کردند. نتایج تحقیق آن‌ها، برای افزایش دمای بخار ورودی، کاهش نسبت عملکرد را پیش‌بینی می‌کند. الدسوقی و همکاران [4] با ارائه معادلات حاکم بر MED، عملکرد آن را بر اساس تابعی از تغییرات پارامترهای مهم ورودی بررسی کردند. آن‌ها همچنین با استخراج سطح انتقال حرارت مخصوص و نرخ دبی مخصوص آب خنک‌کننده، و مقایسه نتایج آن‌ها با تحقیقات قبلی، سیستم MED و مشخصه‌های عملکردی آن را نسبت به MSF بهتر ارزیابی کردند. بن عامر [5] در مدل ترمودینامیکی خود عدم تساوی بین دماهای آب تغذیه هر مرحله را در نظر گرفت. او به‌طور دقیق‌تر به طراحی ترموهیدرولیکی سیستم پرداخت و نتایج حل خود را با واحدهای MED در حال بهره‌برداری مقایسه کرد. هویو و همکاران [6] یک مدل جامع برای شبیه‌سازی عملکرد تبخیر کننده دسته‌لوله افقی در شرایط پایا ارائه کردند. آن‌ها به‌کمک مدل خود توزیع کمیت‌های جرم و انرژی (حرارتی) را در دسته‌لوله به‌دست آوردند. آن‌ها برای حل عددی خود، هندسه دسته‌لوله را از پیش تعیین شده در نظر گرفتند و صرفاً به ارائه نتایج شبیه‌سازی بسنده کردند. اگر چه توزیع شوری فیلم ریزشی روی لوله‌ها از نتایج ارزشمند کار آن‌ها بود اما وارد بحث‌های مربوط به رسوب‌گذاری و خطر آن نشدند. جعفری‌نصر و نبوی [7] به‌منظور ارزیابی خسارات ناشی از پدیده رسوب گرفتگی درمبدل‌های حرارتی صنایع، به‌خصوص صنعت پالایش نفت، روش تحلیل و ارزیابی اصلاح شبکه مبدل‌های حرارتی بر شبکه پیش‌گرم‌کن واحد تقطیر اتمسفریک پالایشگاه را مورد مطالعه قرار دادند. آن‌ها ابتدا حداقل سطح تبادل حرارت مورد نیاز شبکه را محاسبه کردند؛ سپس تاثیر تغییرات ضرایب رسوب گرفتگی بر سطح اضافی مورد نیاز، میزان صرفه‌جویی در مصرف انرژی خارجی و هزینه سرمایه‌گذاری مورد بررسی و ارزیابی قرار گرفته است. اکثر مطالعات داخلی صرفاً محدود به مبدل‌های حرارتی دیگر صنایع بوده و یا به مباحث شیمی رسوب‌گذاری و پیش‌گیری از آن به‌طریق افزودن مواد

4- Horizontal tube
5- Tube bundle
6- Ejector

1- Concentration
2- Over hall
3- Specific Heat Transfer Area (SHTA)

آرایش هندسی در نظر گرفته شده در تحقیق حاضر، لوله‌های چیده شده در آرایش جناغی دو ردیف و ستون مجزا در نظر گرفته شده‌اند؛ به‌طور مثال در مقطع عرضی شکل 2، هشت ردیف زیر هم و هشت ستون کنار هم از دسته‌لوله نشان داده شده است.

2-3- انتقال حرارت در دسته‌لوله و سازوکارهای آن

در حالت پایا فیلم ریزشی، با دمای مادون اشباع آب تغذیه، روی اولین لوله پاشیده می‌شود؛ و تا رسیدن به دمای اشباع تبخیر، از طریق گرمای حاصل از تقطیر بخار درون لوله گرم می‌شود. در این قسمت (که در ردیف‌های اولیه رخ می‌دهد) هیچ بخاری تولید نشده و میزان فیلم ریزشی روی ردیف بعدی ثابت خواهد ماند. اما پس از رسیدن به حالت اشباع، بخشی از فیلم ریزشی روی هر ردیف تبخیر شده و باقیمانده آن روی ردیف بعدی می‌ریزد تا نهایتاً جریان خروجی از ردیف آخر، پس‌پس مرحله خواهد بود. در شکل 3، سازوکارهای انتقال حرارت در لوله‌های افقی دیده می‌شود که عبارتند از:

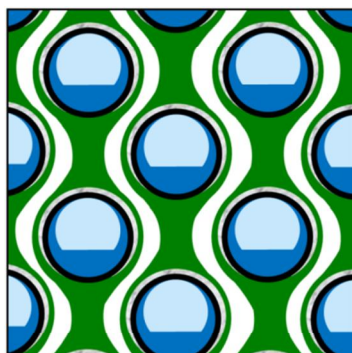
- انتقال حرارت جابه‌جایی تبخیر جریان فیلم ریزشی، که به‌علت ضخامت کم فیلم ریزشی یکی از سازوکارهای موثر در بهبود عملکرد MED است؛
- مقاومت حرارتی رسوبات تشکیل شده روی لوله‌ها،
- رسانش حرارتی دیواره لوله،
- انتقال حرارت جابه‌جایی تقطیر بخار درون لوله، که آن نیز به‌علت تشکیل لایه‌ای از فیلم مایع روی جداره داخلی لوله، یکی از سازوکارهای موثر در بهبود عملکرد MED است.

2-4- رسوب‌گذاری در دسته‌لوله

در این سیستم‌ها، سازوکار عملکرد به‌گونه‌ای است که آب دریا به‌عنوان آب‌تغذیه روی لوله‌های ردیف اول پاشش می‌شود و با ریزش روی ردیف‌های بعدی، فیلم نازکی از مایع روی آن‌ها ایجاد می‌کند؛ با تبخیر بخشی از این فیلم ریزشی، ضخامت آن کمتر می‌شود و این امر منجر به افزایش انتقال حرارت و تبخیر بیشتر می‌شود.

آب ورودی به سیستم MED، بسته به کاربرد ممکن است مقادیر متفاوتی از ذرات محلول⁵ (TDS) داشته باشد. در جدول 1 طبقه‌بندی آب‌ها بر اساس شوری آن‌ها آورده شده است.

تغلیظ بیش از حد آب تغذیه ورودی، غلظت را افزایش داده و افزایش غلظت یون‌های موجود در آب، قدرت یونی⁶ و پتانسیل رسوب‌گذاری را افزایش می‌دهد. به‌همین دلیل در سیستم‌های آب‌شیرین‌سازی سعی



شکل 3 سازوکارهای انتقال حرارت در لوله‌های افقی.

اشباع خروجی از مرحله حاضر بیشتر از دما و فشار (اشباع) مرحله بعدی است؛ به‌همین دلیل جهت استحصال انرژی آن‌ها، به مرحله بعدی منتقل می‌شوند تا بخشی از آن‌ها (حدود 1%) تبخیر ناگهانی شده و به بخار موجود بپیوندند.

بخار خروجی از مرحله آخر دارای کمترین فشار بوده و بخار مرده نامیده می‌شود. بخشی از این بخار (حدود نصف آن) توسط ترموکمپرسور مکش شده و دوباره در سیستم گردش می‌کند. بقیه آن وارد کندانسور شده و ضمن پیش‌گرم کردن آب دریا و رساندن آن به دمای آب تغذیه مناسب برای مرحله‌ها، تقطیر شده و به‌عنوان آخرین بخش آب شیرین تولید شده به آب‌های تقطیر شده در مراحل قبلی متصل می‌شود. به‌علت محتوای بالای انرژی نهان بخار، بیش از نیمی از آب دریا، در نقش خنک‌کننده عمل می‌کند و پس از گرم شدن دوباره به دریا بازگردانده می‌شود. به‌همین دلیل به‌کارگیری سیستم‌های MED در مناطقی که دسترسی به منبع آب آزاد دارند، مناسب خواهد بود.

در نهایت، کارایی کلی سیستم با ضریب تولید خالص¹ (GOR) که به‌صورت نسبت تولید به بخار ورودی، رابطه (1) و یا ضریب عملکرد² (PR)، رابطه (2) تعیین می‌شود. نسبت عملکرد MED برای سیستم‌های 4 الی 6 مرحله‌ای، مقادیری در حدود 7 الی 10 خواهد بود [9].

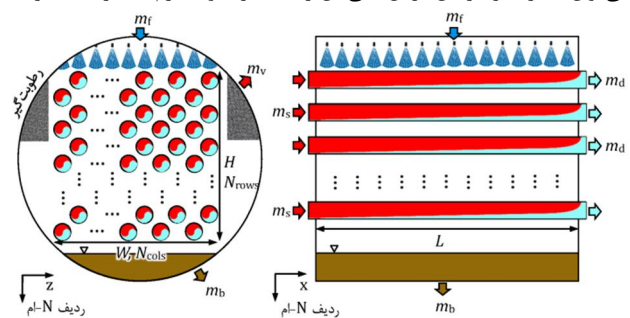
$$GOR = \frac{m_{p.net}}{m_{boil}} \quad (1)$$

$$PR = \frac{m_p}{m_{boil}} \cong \frac{m_{p.net} + m_{boil}}{m_{boil}} = GOR + 1 \quad (2)$$

2-2- آرایش هندسی دسته‌لوله

دسته‌لوله هر مرحله متشکل از لوله‌هایی طویل است که در آرایش جناغی³ و افقی چیده شده‌اند (شکل 2). از آن جهت که لوله‌ها افقی هستند و جریان بخار، درون لوله‌ها تقطیر شده و جریان فیلم ریزشی، روی لوله‌ها تبخیر می‌شود، به آن تبخیرکننده لوله افقی⁴ نیز اطلاق می‌شود [10]. تعداد لوله‌ها بسته به نیاز طراحی و میزان تولید مرحله تعیین می‌شود؛ معمولاً تعداد آن‌ها در حدود 1000 الی 8000 است.

ضخامت فیلم ریزشی روی لوله‌ها نسبت به قطر لوله‌ها بسیار نازک است [11]، لذا جریان فیلم روی لوله‌ها در هم تداخل نکرده و در نظر گرفتن آرایش جناغی مناسب و از لحاظ هندسی بهینه است. طراحی دسته‌لوله در حالت پایا، در واقع یک شبیه‌سازی سه‌بعدی (x, n, z) خواهد بود؛ که البته می‌توان با در نظر گرفتن فرض‌هایی آن را ساده‌تر نمود. لازم به‌ذکر است در



شکل 2 آرایش هندسی دسته‌لوله در مرحله (ابعاد، لزوماً متناسب نیست).

- 1- Gain Output Ratio
- 2- Performance Ratio
- 3- Staggered
- 4- Horizontal tube evaporator

5- Total Dissolved Solids
6- Ionic Strength

جدول 1 طبقه‌بندی آب‌ها بر اساس شوری آن‌ها [12].

منبع	غلظت متوسط (ppm)
آب شرب	1,000
آب لب‌شور	7,500
آب دریا	35,000
شوراب	60,000

مقادیری ارائه شده‌است. در کار حاضر از روابط، به ترتیب زیر استفاده شده‌است.

- انتقال حرارت جابه‌جایی تبخیر جریان فیلم ریزشی: مصطفی و چن [10] بر اساس آنالیز ابعادی روابطی برای جریان آرام، آشفته، در حالت‌های توسعه یافته و در حال توسعه حرارتی، دما ثابت و شار ثابت، ارائه کردند. در روابط آن‌ها اثرات قطر لوله، میان‌فاصله دو ردیف از هم نیز دیده می‌شود. در کار حاضر از روابط آن‌ها برای حالت شار ثابت و توسعه یافته حرارتی استفاده شده است (رابطه (4)).

$$\text{Nu} = 0.95 \text{Re}^{-0.21} \text{Pr}^{0.1} d_0^{*-0.13} S^{*0.08} \quad \text{جریان آرام}$$

$$\text{Nu} = 0.018 \text{Re}^{0.39} \text{Pr}^{0.46} d_0^{*-0.28} S^{*0.08} \quad \text{جریان آشفته}$$

$$\text{Re}_{\text{TR}} = (52.8 \text{Pr}^{-0.36} d_0^{*0.15})^{1.72} \quad \text{عدد رینولدز گذر}$$

$$\text{Nu} \equiv h \delta_r / K_f, \quad d_0^* \equiv d_0 / \delta_r, \quad S^* = 2S / \delta_r$$

$$\delta_r \equiv (v_f^2 / g)^{1/3} \quad (4)$$

- مقاومت حرارتی رسوبات تشکیل شده روی لوله‌ها: جداره خارجی لوله با آب شور در ارتباط است؛ بنابراین در طراحی بایستی مقاومت رسوب² را نیز در نظر گرفت. این پارامتر برای آب دریا در حدود $0/3 \sim 0/4 \text{m}^2 \text{K kW}^{-1}$ در نظر گرفته می‌شود [14].

- رسانش حرارتی دیواره لوله: برای جداره لوله نیز از رابطه رسانش حرارتی فوریه در مختصات استوانه‌ای استفاده می‌شود. جداره لوله، فلزی رسانا و با ضخامت کم بوده و مقاومتی در مقابل انتقال حرارت ایجاد نمی‌کند [15].

- انتقال حرارت جابه‌جایی تقطیر بخار درون لوله: جریان در حال تقطیر درون لوله افقی، یک جریان دوفازی محسوب می‌شود که به علت سنگین‌تر بودن فاز مایع نسبت به فاز بخار، جریان تقطیر شده تحت تأثیر میدان گرانشی در کف لوله انباشته می‌شود. البته سرعت و مومنوم بالای جریان بخار، تا مقدار بسیار زیادی وقوع این پدیده را به تاخیر می‌اندازد و جریان مایع را به صورت حلقوی دورتادور محیط داخلی لوله نگه می‌دارد [16]. وجود حلقه نازکی از فیلم مایع دورتادور لوله سازوکار حاکم بر انتقال حرارت را تا حد زیادی به انتقال حرارت جابه‌جایی در فیلم مایع معطوف می‌کند.

بر این اساس ژاستر و کاسکی [17] با چشم‌پوشی از انتقال حرارت در بخش لایه‌ای انباشته شده در کف لوله، به ارائه مقدار میانگین h بر اساس ناحیه حلقوی مطابق رابطه (5) پرداختند.

$$h = \Omega \left[\frac{k_f \rho_f \Delta \rho g h_{fg}'}{d_i \mu_f (T_{\text{sat}} - T_w)} \right]^{0.25} \quad (5)$$

$$\Omega = 0.728 \alpha, \quad h_{fg}' = h_{fg} + 0.68 C p_f (T_{\text{sat}} - T_w)$$

همان‌طور که در رابطه (5) دیده می‌شود، در رابطه آن‌ها از کسر خالی³ استفاده شده است. که بدین منظور از رابطه معروف زیوی، رابطه (6)، استفاده شده است.

$$\alpha_{\text{Zivi}} = \frac{1}{1 + [(1-X)/X](\rho_g/\rho_f)^{2/3}} \quad \alpha \equiv \frac{A_g}{A_i} \quad (6)$$

می‌شود آب تغذیه حداکثر تا 35% تغلیظ شود. البته چنانچه وضعیت آب یا سباب ورودی به سیستم، از جنبه شیمی رسوب و یون‌های موجود در آن نامطلوب و بسیار مستعد رسوب‌گذاری باشد، ممکن است این مقدار کمتر از 35% در نظر گرفته شده شود [1].

این موضوع برای سیستم‌های MED که جریان فیلم به‌طور مستقیم با لوله‌ها در تماس است، مهم تر و بحرانی‌تر خواهد بود؛ زیرا به‌علت فاصله کم میان لوله‌های چیده شده در دسته‌لوله، هزینه‌های شستشو، رسوب‌زدایی و نگهداری افزایش می‌یابد. حتی در برخی موارد ممکن است منجر به تعویض لوله‌ها و یا تخریب سیستم شود.

شبیه‌سازی ترموهیدرولیکی و مطالعه رفتار دسته‌لوله و معادله گونه غلظت آب، می‌تواند در پیش‌گیری از این مشکلات بسیار کارساز باشد.

3- شبیه‌سازی ترموهیدرولیکی

با در دست بودن نتایج حل ترمودینامیکی، که از شبیه‌سازی ترمودینامیکی فرآیند به‌دست می‌آید، می‌توان به شبیه‌سازی ترموهیدرولیکی سیستم و طراحی دسته‌لوله برای هر مرحله پرداخت. سطوح انتقال حرارت به‌دست آمده برای مرحله بحرانی، برای تمام مراحل دیگر نیز در نظر گرفته می‌شود. مرحله بحرانی، می‌تواند در شرایط مختلف بررسی و تعیین شود؛ اما اکثراً در حالتی که بخار مکش‌شده برای ترموکمپرسور از خروجی آخرین مرحله MED باشد، مرحله اول، مرحله‌ای است که بایستی طراحی تمام مرحله‌ها بر اساس آن انجام شود [5]. در این حالت بایستی شبیه‌سازی جریان در دسته‌لوله مرحله اول، معیار طراحی قرار گیرد.

اگر چه پیش‌نیاز شبیه‌سازی ترموهیدرولیکی، شبیه‌سازی ترمودینامیکی است، اما در مطالعه حاضر جهت جلوگیری از انحراف بحث از موضوع اصلی مقاله، صرفاً به شبیه‌سازی و تحلیل ترموهیدرولیکی پرداخته شده و بدین منظور از نتایج طراحی واحد در حال بهره‌برداری مرفا¹ [13] در کشور امارات استفاده شده‌است. در واقع پارامترهای ورودی و نتایج حاکم بر مرحله به‌عنوان ورودی این کدها در نظر گرفته شده و مشخصات هندسی اعم از نسبت منظری دسته‌لوله (رابطه (3) و شکل 2)، قطر، ضخامت، جنس و طول لوله‌ها به‌عنوان ورودی وارد برنامه می‌شود تا در نهایت پس از حل تکرار، تعداد ردیف‌ها و ستون‌ها تعیین شود.

$$\text{AR} = \frac{H}{W} = \frac{N_{\text{rows}} \times \text{pitch}_{\text{rows}}}{(N_{\text{cols}} - 1) \times \text{pitch}_{\text{cols}}} \quad (3)$$

3-1- انتقال حرارت و ضریب جابه‌جایی

انتقال گرما از سمت بخار در حال تقطیر درون لوله به فیلم در حال تبخیر (یا در حال افزایش گرمای نهان) روی لوله، که در شکل 3 نشان داده شده‌است، از طریق چهار سازوکار صورت می‌گیرد. در تحقیقات و مطالعات مختلف، برای ضریب جابه‌جایی هر کدام از این چهار سازوکار (بخش 2-3)، روابط و

2- Fouling thermal resistance
3- Void Fraction

1- Mirfa

4-3- معادلات حاکم و حل عددی

برای یک تعداد ردیف و گام‌های طولی مشخص و ورودی‌های از قبل تعیین شده، انتقال حرارت و تولید بخار به دست می‌آید. گرمای شارش یافته از هر المان طبق رابطه (10) عبارتست از:

$$q = q' \Delta x = U_o (\pi d_o \Delta x) (T_s - T_f) \quad (10)$$

به علت صرفنظر از افت فشار درون لوله بر اساس فرض 2 (ذکر شده در بخش 3-3) و همچنین استفاده از رابطه (6) برای تعیین کسر خالی در هر مقطع از لوله، معادله مومنوم، یک معادله مستقل نخواهد بود. بنابراین تنها به کارگیری معادله انرژی کافی خواهد بود (رابطه (11)).

$$M_s h_{fg,s} \frac{dX}{dx} = -q' \quad (11)$$

با قرار دادن گرمای شارش یافته در معادله انرژی و گسسته‌سازی آن، کیفیت بخار ورودی به المان بعدی مطابق رابطه (12) محاسبه می‌شود:

$$X(i_x + 1, i_N) = X(i_x, i_N) - q' / (M_s \times h_{fg,s}) \quad (12)$$

بقیه پارامترها، در دو حالت محاسبه می‌شوند: اگر فیلم هنوز به دمای اشباع نرسیده باشد از روابط (13)، و اگر فیلم ریزشی در دمای اشباع باشد از روابط (14) محاسبات انجام می‌شود.

$$M_v(i_x, i_N) = 0$$

$$T_f(i_x, i_N + 1) = \left[C_p T_f(i_x, i_N) + \frac{q}{2\Delta x \Gamma(i_x, i_N)} \right] / C_p \quad (13)$$

$$\Gamma(i_x, i_N + 1) = \Gamma(i_x, i_N)$$

$$TDS(i_x, i_N + 1) = TDS(i_x, i_N)$$

$$M_v(i_x, i_N) = q / h_{fg, \text{film}}$$

$$T_f(i_x, i_N + 1) = T_{\text{sat, film}}$$

$$\Gamma(i_x, i_N + 1) = \Gamma(i_x, i_N) - \frac{M_v(i_x, i_N)}{2\Delta x}$$

$$TDS(i_x, i_N + 1) = TDS(i_x, i_N) \times \frac{\Gamma(i_x, i_N)}{\Gamma(i_x, i_N + 1)} \quad (14)$$

شرایط مرزی حاکم بر مسئله عبارتند از:

• جریان بخار خالص با دبی بخار حالت پایا، $M_{s,ss}$ ، و کیفیت یک، (روابط (15) و (16)) از ابتدای لوله‌ها (سمت راست لوله‌ها در دید از بغل در شکل 2) وارد می‌شود.

$$M_s(x = 0, N) = M_{s,ss} \quad (15)$$

$$X(x = 0, N) = 1 \quad (16)$$

البته چون مسئله در حالت پایا است، جریان جرمی عبوری از هر مقطع از لوله یکسان و معادل همان مقدار رابطه (15) خواهد بود.

• جریان آب تغذیه، با دمای مادون سرد T_{feed} ، شوری TDS_{feed} و نرخ ریزشی پایا، i_{ss} ، که در روابط (17) تا (19) نشان داده شده‌اند، روی لوله‌های ردیف اول پاشش می‌شود.

$$T_f(x, N = 1) = T_{feed} \quad (17)$$

$$TDS_f(x, N = 1) = TDS_{feed} \quad (18)$$

• ضریب انتقال حرارت برآیند: با معلوم بودن روابط و ضرایب جابه‌جایی، می‌توان ضریب انتقال حرارت برآیند را بر اساس سطح خارجی (یا داخلی لوله) و گرمای رد و بدل شده مطابق رابطه (7) محاسبه کرد.

$$U_o = \frac{1}{\frac{1}{h_o} + R_f + \frac{d_o}{2k_w} \ln \frac{d_o}{d_i} + \frac{d_o}{d_i} \frac{1}{h_i}} \quad (7)$$

• انتقال حرارت برآیند: این پارامتر برای واحد طول لوله محاسبه می‌شود و در حل عددی جریان با ضرب در گام مکانی طولی، Δx ، به انتقال حرارت کل تبدیل می‌شود (رابطه (8)).

$$q' = U_o (\pi d_o) (T_s - T_f) \quad (8)$$

برای استفاده از رابطه (5) و تعیین ضریب جابه‌جایی داخل لوله، بایستی مقدار اختلاف دمای دیواره و دمای اشباع، $(T_{\text{sat}} - T_w)$ ، مشخص باشد. این مستلزم حل تکرار است تا پس از مشخص شدن گرمای شارش یافته و دمای دیواره، ضریب انتقال حرارت اصلاح شود.

3-2- شبکه‌بندی میدان حل

تقسیم‌بندی میدان حل دسته‌لوله به صورت «تعداد ردیف‌ها (شکل 2) × تعداد گام‌های مکانی در جهت طول لوله (شکل 4)» به گام‌های مکانی تقسیم می‌شود.

3-3- فرضیات و تقریب‌ها

شبیه‌سازی دقیق رفتار یک دسته‌لوله بسیار پیچیده و زمان‌بر است؛ اما با در نظر گرفتن فرض‌های معقول و قابل قبول، می‌توان از حجم بالای محاسبات کاسته و به یک پاسخ اولیه و قابل قبول دست یافت.

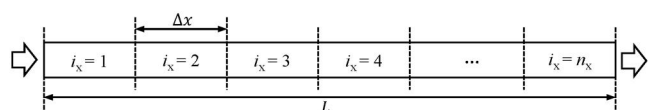
کار حاضر با در نظر گرفتن تقریب‌هایی ساده‌سازی شده‌است و برای هر کدام از این تقریب‌ها، ادله قابل قبولی ارائه شده‌است.

فرض 1) از اتلاف حرارت از بدنه پوسته مرحله به بیرون چشم‌پوشی شده‌است.

فرض 2) اگرچه برای جریان در حال تقطیر درون لوله افقی، می‌توان طبق رابطه (9)، افت فشاری متصور شد، اما پس از بررسی مشخص شد، در مواردی که سیال تقطیر شونده بخار-آب است، حساسیت نتایج به مقدار آن اندک بوده [18] و بنابراین از آن چشم‌پوشی شده‌است.

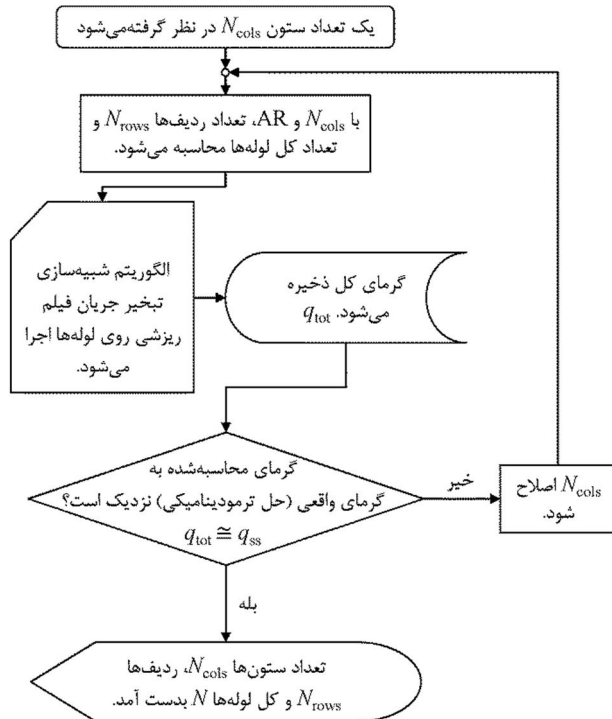
$$\Delta P_{\text{total}} = \Delta P_{\text{mom}} + \Delta P_{\text{fric}} \quad (9)$$

فرض 3) عملکرد ستون‌های دسته‌لوله (استای z در شکل 2) مشابه یکدیگر در نظر گرفته شده و شرط تناوبی¹ بر آن‌ها اعمال شده‌است. بر این اساس با فرض توزیع یکسان جریان فیلم ریزشی روی هر ستون، شبیه‌سازی تنها برای یک ستون انجام می‌شود، و هنگام محاسبه انتقال حرارت کل، نتیجه در تعداد کل ستون‌ها ضرب خواهد شد. به همین دلیل در کار حاضر از پرداختن به z به عنوان پارامتر مستقل خودداری شده‌است.



شکل 4 شبکه‌بندی طول لوله در جهت X در شبیه‌سازی حاضر.

1- Periodic condition



شکل 6 فلوجارت الگوریتم حل تکرار برای طراحی دسته‌لوله.

جدول 2 پارامترهای ترمودینامیکی مرحله اول واحد MED میرفا [13]

68	T_{steam} (°C)	دمای بخار ورودی
11/844	M_{steam} (kg s ⁻¹)	دبی بخار ورودی
44	T_{feed} (°C)	دمای آب تغذیه
35/32	M_{feed} (kg s ⁻¹)	دبی آب تغذیه
35000	X_{feed} (ppm)	شوری آب تغذیه
0/3	CR	نسبت تغلیظ

جدول 3 مقایسه نتایج شبیه‌سازی ترموهیدرولیکی مدل حاضر.

واحد 4-مرحله‌ای میرفا [13]	واقعی	مدل حاضر
پارامترهای عملکردی و طراحی		
قطر خارجی لوله‌ها (mm)	31/75	
طول لوله‌ها (m)	4/6	
دسته‌لوله و سطوح انتقال حرارت		
تعداد ردیف‌های مرحله اول	60	-
تعداد ستون‌های مرحله اول	101	-
تعداد لوله‌های مرحله اول	6060	6105
سطح انتقال حرارت مخصوص (m ² kg ⁻¹ s)	212/85	211/28

همان‌طور که ملاحظه می‌شود نتایج، انطباق قابل قبولی با یکدیگر دارند؛ و این امر حاکی از قابلیت اطمینان مدل حاضر و روابط در نظر گرفته شده برای مدل‌سازی انتقال حرارت است.

2-4- تحلیل رفتار دسته‌لوله

تحلیل رفتار پایا و عملکرد دسته‌لوله در تولید بخار، تولید آب شیرین، پساب و دیگر پارامترهای حاکم بر سیستم نقش مهمی در طراحی و عیب‌یابی سیستم خواهد داشت. یکی از مشکلات عمده در سیستم‌های حرارتی، رسوب‌گذاری روی لوله‌ها است. این پدیده با دنبال کردن جریان فیلم ریزشی و شوری آن روی ردیف‌های دسته‌لوله قابل مطالعه است.

$$\Gamma(x, N = 1) = \Gamma_{ss} \equiv \frac{(m_f / N_{cols})}{2L} \quad (19)$$

معادله (19) حاکی از توزیع یکنواخت آب تغذیه روی لوله‌های ردیف اول است.

به کمک برنامه نوشته شده در متلب، و طبق الگوریتم ارائه شده در شکل 5، میزان بخار تولید شده و گرمای کل محاسبه می‌شود.

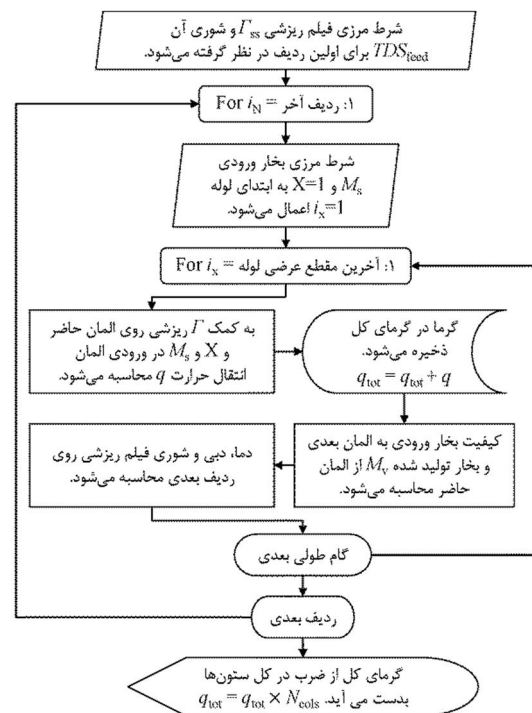
تمامی این محاسبات برای حالتی بود که تعداد ردیف‌ها و ستون‌ها مشخص باشد، بنابراین برای یافتن تعداد لوله‌ها نیز بایستی یک حل تکرار دیگر انجام شود (شکل 6). در واقع الگوریتم شکل 5 به صورت بلوکی از بدنه الگوریتم اصلی (شکل 6) است که در بخش «الگوریتم شبیه‌سازی تبخیر جریان فیلم ریزشی روی لوله‌ها اجرا می‌شود». از آن گنجانده شده است. تفکیک این دو فلوجارت برای نمایش مدولار الگوریتم محاسبه انتقال حرارت، و حل تکرار برای طراحی دسته‌لوله انجام شده است.

4- نتایج شبیه‌سازی

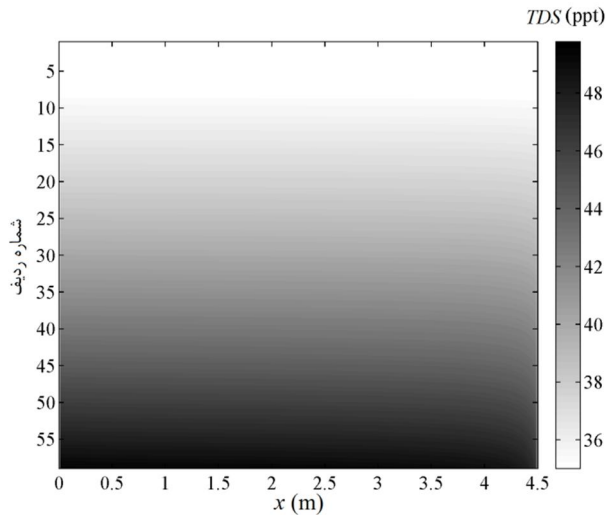
در این بخش به کمک الگوریتم و برنامه تهیه‌شده، سطوح انتقال حرارت برای واحد در حال بهره‌برداری میرفا [13] به ظرفیت 4500 m³ day⁻¹ طراحی، راستی‌آزمایی و از نقطه نظر رسوب‌گذاری بررسی خواهد شد. پارامترهای ترمودینامیکی حاکم بر مرحله اول این واحد در جدول 2، آورده شده است.

1-4- راستی‌آزمایی حل

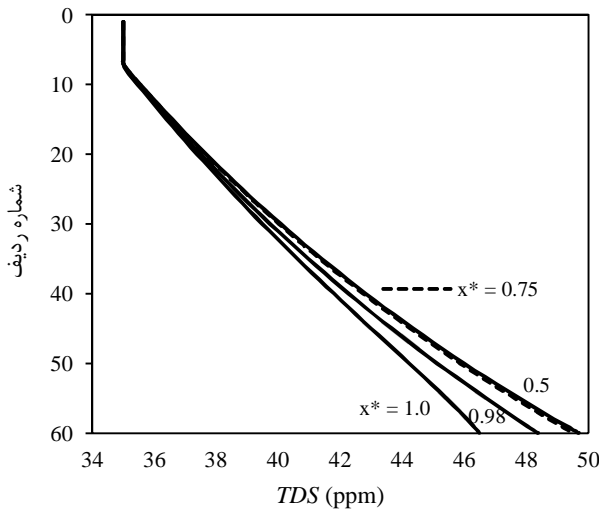
اکثر واحدهای در حال بهره‌برداری، اطلاعات محدودی از ساختمان هندسی و اطلاعات کاری واحدهای‌شان را منتشر و گزارش می‌کنند. به همین دلیل دسترسی به اطلاعات دقیق و تمام پارامترهای هندسی دسته‌لوله، از جمله نسبت منظری، تعداد ردیف‌ها، ستون‌ها و غیره، محدود است. در جدول 3، نتایج خروجی شبیه‌سازی با واحد واقعی مقایسه شده است.



شکل 5 فلوجارت الگوریتم ارائه شده جهت شبیه‌سازی تبخیر جریان فیلم ریزشی روی ردیف‌های دسته‌لوله.



شکل 8 توزیع شوری فیلم ریزشی روی دسته‌لوله.



شکل 9 نمودار شوری فیلم ریزشی روی ردیف‌ها در مقاطع عرضی مختلف.

$$M_b TDS_b = M_f TDS_f \quad (21)$$

از ترکیب این دو رابطه مطابق رابطه (22) می‌توان شوری پساب خروجی را به‌دست آورد.

$$TDS_b = TDS_f / (1 - CR) \quad (22)$$

طبق رابطه (22) و از آنجایی که نسبت تغلیظ 30% (0/3) در نظر گرفته شده است، شوری پساب خروجی از مرحله، 50,000 ppm خواهد بود. البته شبیه‌سازی ترمودینامیکی، در واقع یک حل حجم کنترلی است، که نتایج خروجی آن به‌صورت انتگرالی است. اما در عمل انتظار نمی‌رود خروجی به‌دست آمده برای یک پارامتر در تمام نقاط یکسان باشد. بنابراین برای آگاهی از رفتار تمام نقاط، بایستی رفتار دسته‌لوله شبیه‌سازی ترموهیدرولیکی شود. به‌عنوان مثال، شوری آب در نقاط مختلف روی ردیف‌های دسته‌لوله، در شکل 8 به‌صورت کیفی و در شکل 9 به‌صورت کمی نمایش داده شده‌است.

همان‌طور که در این شکل‌ها دیده می‌شود، شوری پساب خروجی از بخش‌های ابتدایی لوله، 50,000 ppm و معادل 30% تغلیظ و بخش‌های انتهایی آن ($x^* \approx 1.0$)، 46,500 ppm و معادل 24/7% تغلیظ نسبت به آب تغذیه ورودی است. این پدیده حاکی از احتمال بالای رسوب‌گذاری در

در این بخش رفتار دسته‌لوله با مشخصات جدول 2، شبیه‌سازی شده و مورد ارزیابی قرار گرفته است. در جدول 4، بقیه مشخصات هندسی دسته‌لوله و مشخصات گام‌های مکانی آورده شده است.

نتایج حل میدان جریان، روی لوله‌ها

در شکل 7 توزیع بخار تولید شده روی دسته‌لوله نشان داده شده است؛ که در آن M_v طبق روابط (13) و (14)، مجموع تولیدهای همه ستون‌ها است. در واقع نتایج یک ستون در تعداد ستون‌ها ضرب شده است. نواحی سفیدرنگ حاکی از عدم تولید بخار است و بیشتر در ردیف‌های اول، که در حال افزایش گرمای محسوس فیلم ریزشی و رسیدن آن به دمای اشباع است، رخ می‌دهد. در شکل 8 نیز توزیع شوری فیلم ریزشی روی لوله‌ها طبق روابط (13) و (14) ترسیم شده است. نتایج شکل 7 و شکل 8 حاکی از آن است، در ردیف‌های پایین‌تر و نزدیک به ورودی لوله‌ها (ناحیه پایین و سمت چپ در میدان توزیع) تولید بخار و شوری فیلم بیشتر است. نتایج کار هویو و همکاران نیز بروز این پدیده را تصدیق می‌کند [6]. این موضوع رسوب‌گذاری در آن نواحی را محتمل‌تر می‌نماید.

نتایج شکل 8، در شکل 9 به‌صورت کمی قابل دریافت است. در این نمودار تغییرات شوری فیلم ریزشی روی ردیف‌ها برای چهار مقطع عرضی بی‌بعد شده $x^* \equiv x/L$ ترسیم شده است.

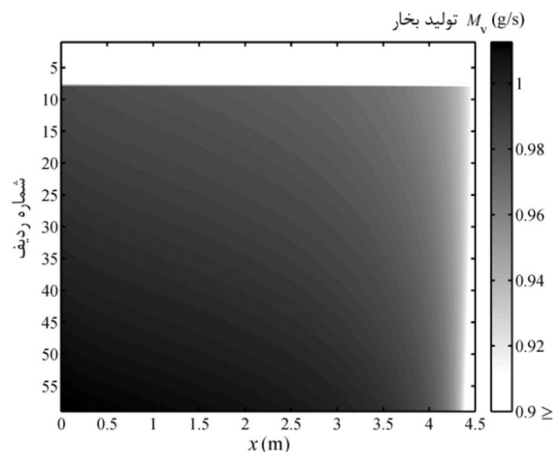
مشاهده می‌شود چون در ردیف‌های اولیه (تا ردیف هفتم) هیچ تبخیری صورت نگرفته و فیلم تغلیظ نشده است، شوری آن به همان مقدار 35,000 ppm ثابت مانده است اما پس از با ورود به ناحیه اشباع و تبخیر فیلم مایع، رفته رفته شوری آن افزایش می‌یابد.

روابط (20) و (21) به‌ترتیب موازنه جرم و شوری برای ورودی و خروجی‌های مرحله در شبیه‌سازی ترمودینامیکی هستند:

$$M_b = M_f - M_v = M_f(1 - CR) \quad (20)$$

جدول 4 پارامترهای هندسی و عددی شبیه‌سازی رفتار دسته‌لوله.

25/75	قطر خارجی لوله‌ها (mm)
19/75	قطر داخلی لوله‌ها (mm)
4/5	طول لوله‌ها (m)
200	تعداد گام‌های مکانی در طول
0/0225	طول گام مکانی طولی (m)
101	تعداد ستون‌های دسته‌لوله
60	تعداد ردیف‌های دسته‌لوله



شکل 7 توزیع بخار تولید شده روی دسته‌لوله (مجموع تولید کل ستون‌ها).

ردیف‌های انتهایی و بخش‌های ابتدایی دسته‌لوله است.

نتایج حل میدان جریان، داخل لوله‌ها

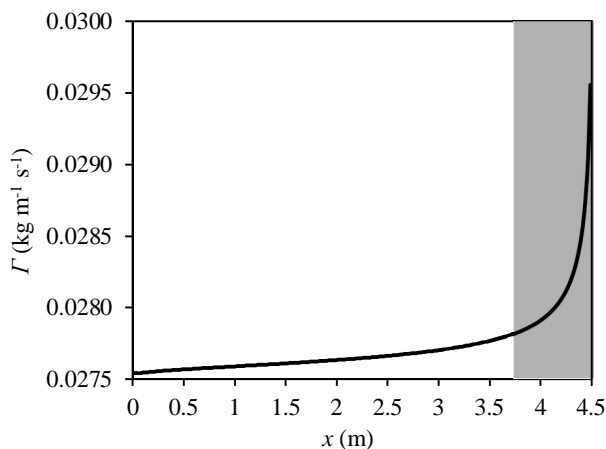
در ردیف‌های پایین‌تر به‌علت نازک‌تر شدن فیلم ریزشی، انتقال حرارت افزایش یافته و علاوه بر تقطیر سریع‌تر جریان بخار داخل لوله، تبخیر فیلم ریزشی دو چندان خواهد شد. این موضوع افزایش احتمال رسوب‌گذاری در ردیف‌های پایین‌تر را گوشزد می‌کند. برای جلوگیری از بروز چنین مشکلاتی، بایستی در آغاز راه اندازه‌ی سیستم، ابتدا فیلم ریزشی به مقدار کافی لوله‌ها تر نماید تا با ورود بخار درون لوله‌ها، از تبخیر سریع فیلم، وقوع پدیده خشک‌شدگی سطح لوله [21] و افزایش احتمال رسوب‌گذاری جلوگیری شود.

نکته دیگری که گروه‌های تحقیق و توسعه شرکت‌های سازنده آب شیرین‌کن، در سال‌های اخیر توجه ویژه‌ای به آن مبذول داشته‌اند، موضوع توزیع و پاشش جریان آب تغذیه روی لوله‌ها است [22]. از آنجا که کیفیت بخار و به تبع آن ضریب انتقال حرارت در ورودی لوله‌ها بالاست و رفته‌رفته با تقطیر آن، از کیفیت و انتقال حرارت آن کاسته می‌شود، بنابراین توزیع غیریکنواخت جریان روی لوله‌ها-برخلاف رابطه (19)- می‌تواند منجر به یکنواخت شدن تولید بخار و نرخ فیلم ریزشی شود؛ که این امر علاوه بر بهبود کارایی سیستم، می‌تواند در جلوگیری از رسوب‌گذاری در برخی نواحی دسته‌لوله کارآمد باشد.

در شکل 12 نرخ فیلم ریزشی ردیف آخر، در طول لوله ترسیم شده است. نرخ فیلم ریزشی Γ روی ردیف اول $0/04 \text{ kg m}^{-1}\text{s}^{-1}$ است که پس از 30% تغلیظ و در ردیف آخر به حدود $0/0275 \text{ kg m}^{-1}\text{s}^{-1}$ می‌رسد. در شکل 12 دیده می‌شود فیلم رسیده به 75 cm بخش انتهایی لوله، کمتر از بخش‌های دیگر تغلیظ شده است. این موضوع علاوه بر ناکارآمدی آن بخش از لوله و افزایش هزینه‌های خرید لوله‌ها، احتمال رسوب‌گذاری و به تبع آن افزایش هزینه‌های شستشو و رسوب‌زدایی را در بخش‌های ابتدایی لوله افزایش می‌دهد. در نظر گرفتن یک توزیع غیر یکنواخت در ردیف اول می‌تواند در یکنواخت کردن توزیع انتقال حرارت و تولید بخار دسته‌لوله مؤثر باشد.

5- جمع‌بندی

امروزه سیستم‌های MED یکی از فراگیرترین سیستم‌های آب‌شیرین‌کن حرارتی است که به‌علت مصرف انرژی پایین‌تر از سیستم‌های دیگر مورد توجه قرار گرفته است. وجود سطوح انتقال حرارتی برای انتقال گرما به آب

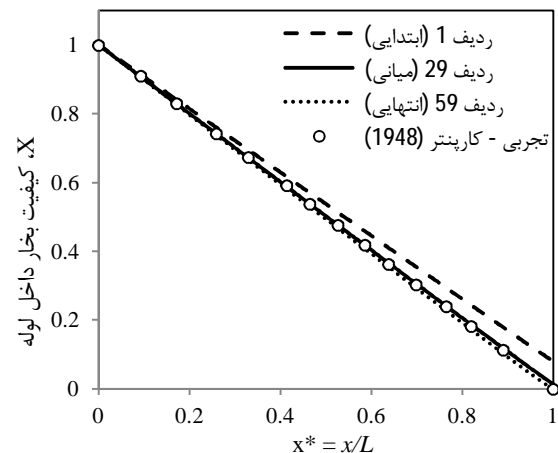


شکل 12 نرخ فیلم ریزشی ردیف آخر

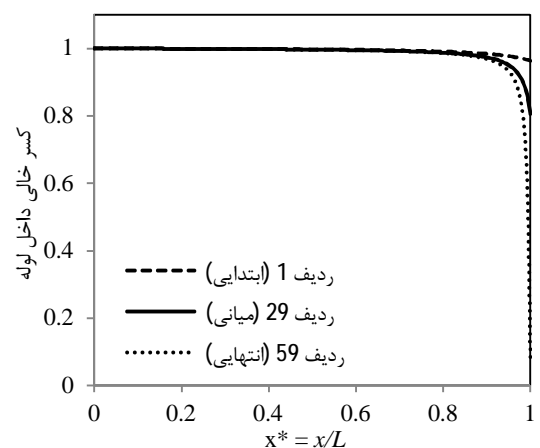
مطابق شکل 10 تغییرات کیفیت بخار داخل لوله در طول لوله، جز در ردیف‌های ابتدایی تقریباً به‌صورت خطی کاهش یافته و به مقدار صفر می‌رسد. این نتیجه برای ردیف‌های پایین‌تر، با نتایج تجربی کارپنتر [19] تطابق دارد. بنابراین بهتر است معیار طراحی بر اساس ردیف‌هایی پایین‌تر که جریان فیلم ریزشی به دمای اشباع رسیده و در حال تبخیر است، تنظیم شود. کاهش خطی کیفیت، واقعیتی است که در عمل نیز بر رفتار جریان چگالشی درون لوله حاکم است [20]. نتیجه 10 بیان می‌دارد که استفاده از تقریب کاهش خطی کیفیت بخار در سیستم‌های MED لوله-افقی، بدون پرداختن به پیچیدگی‌های شبیه‌سازی عددی نیز، قابل قبول است.

به‌منظور مشخص نمودن وضعیت جریان دوفازی، کسر خالی در سرتاسر لوله در شکل 11 ترسیم شده است.

اگرچه کیفیت آب درون لوله به‌صورت خطی کاهش می‌یابد اما اختلاف بسیار زیاد چگالی فاز مایع و فاز گاز برای این سیال باعث شده است، سطح اعظم لوله حتی در کیفیت‌های کمتر از 0/1 نیز مسطح به فاز گاز (کسر خالی) باقی بماند. نسبت چگالی مایع به بخار برای آب حدود 5400 است در حالیکه این نسبت برای مبرد R134a حدود 54 و برای آب نسبت به هوا حدود 950 است. بدیهی است پدیده انباشتگی فاز مایع در کف لوله برای مبردها غالب‌تر از آب خواهد بود.



شکل 10 نمودار تغییرات کیفیت بخار داخل لوله در طول لوله



شکل 11 نمودار تغییرات کسر خالی داخل لوله در طول لوله

عدد ناسلت	Nu	تغذیه ورودی و تبخیر آن، از ویژگی‌های متمایز کننده این سیستم نسبت به دیگر سیستم‌ها همچون MSF است.
فشار (kPa)	P	وجود سطوح انتقال حرارت، منجر به ایجاد فیلم نازکی از مایع روی لوله‌ها شده و بهره‌وری سیستم را افزایش می‌دهد. از طرف دیگر از آنجا که سطوح انتقال حرارت در تماس مستقیم با آب تغذیه شور ورودی هستند، مشکلات ناشی از رسوب‌گذاری را برای این سیستم‌ها به‌وجود آورده‌اند. زیرا به‌علت فاصله کم میان لوله‌های چیده شده در دسته‌لوله، هزینه‌های شستشو، رسوب‌زدایی و نگهداری افزایش می‌یابد. حتی در برخی موارد ممکن است منجر به تعویض لوله‌ها و یا تخریب سیستم شود.
عدد پراتل	Pr	شبیه‌سازی ترموهیدرولیکی و مطالعه رفتار دسته‌لوله و معادله گونه غلظت آب، می‌تواند در پیش‌گیری از این مشکلات بسیار کارساز باشد.
نسبت عملکرد	PR	در کار حاضر پس از ارائه مدلی مناسب و جامع برای طراحی سطوح انتقال حرارت، به ارائه الگوریتمی برای شبیه‌سازی عددی و مطالعه رفتار دسته‌لوله پرداخته شده‌است. نتایج نشان داد که:
شار حرارتی (kW)	q	• در تقطیر آب درون لوله‌ها، استفاده از تقریب کاهش خطی کیفیت بخار در سیستم‌های MED لوله-افقی، بدون پرداختن به پیچیدگی‌های شبیه‌سازی عددی نیز، قابل قبول است.
مقاومت حرارتی ($m^2 K kW^{-1}$)	R	• اختلاف بسیار زیاد چگالی فاز مایع و فاز گاز برای آب باعث شده‌است، سطح اعظم لوله یعنی 90% طول ورودی آن مسطح به فاز گاز (کسر خالی) باقی بماند و در 10% انتهایی آن که کیفیت بخار به کمتر از 0/1 می‌رسد، فاز مایع غالب شود و سطح لوله را بپوشاند.
عدد رینولدز	Re	• در ردیف‌های پایین دسته‌لوله به‌علت نازک‌تر شدن ضخامت فیلم ریزشی، و در نقاط ابتدایی لوله‌ها به‌علت کیفیت بالای بخار درون لوله‌ها، احتمال رسوب‌گذاری بالا است.
میان-فاصله دو ردیف لوله از هم (m)	S	• پاشش یکنواخت آب تغذیه روی ردیف اول، علاوه بر ناکارآمد نمودن 15% انتهایی طول لوله (در اینجا 75 cm از 4/5 m)، احتمال رسوب‌گذاری را در نواحی ورودی لوله‌ها نیز افزایش می‌دهد.
سطح انتقال حرارت مخصوص ($m^2 kg^{-1} s$)	SHTA	• میدان توزیع غلظت نشان می‌دهد برای یکنواخت کردن نرخ تولید بخار از فیلم ریزشی و توزیع شوری آن در روی لوله‌های دسته‌لوله، پاشش غیریکنواخت آب تغذیه ریزشی روی ردیف اول می‌تواند کارآمد باشد.
دما ($^{\circ}C$)	T	• پاشش غیریکنواخت آب تغذیه ورودی می‌تواند در یکنواخت کردن توزیع تولید بخار مؤثر باشد.
میزان شوری آب (ppm یا ppt)	TDS	
ضریب انتقال حرارت معادل ($kW m^{-2} K^{-1}$)	U	
سرعت فیلم ریزشی ($m s^{-1}$)	v	
عرض دسته‌لوله (m)	W	
راستای طولی (پیمایش در راستای درون لوله)	x	
کیفیت بخار درون لوله	X	
نشانه‌های یونانی		
کسر خالی (درون لوله)	α	
نرخ جرمی نصف جریان فیلم ریزشی بر روی واحد طول لوله	Γ	
اختلاف چگالی فاز مایع و گاز ($kg m^{-3}$)	$\Delta\rho$	
لزجت دینامیکی ($N s m^{-2}$)	μ	
لزجت سینماتیکی ($m^2 s^{-1}$)، حجم مخصوص ($m^3 kg^{-1}$)	ν	
چگالی ($kg m^{-3}$)	ρ	
پایین نویس‌ها		
ستون‌ها	cols	
مقدار تبخیر شده	evap	
فیلم ریزشی روی لوله‌ها، فاز مایع	f	
خوراک ورودی به مرحله	feed	
اختلاف مقدار فاز گاز با مایع	fg	
فیلم ریزشی روی لوله‌ها	film	
رسوب روی لوله	foul	
اصطلاحی	fric	
مومنتوم	mom	
لوله، یک گام مکانی بالاتر (y)، یک ردیف (لوله) بالاتر	N	
خالص	net	
آب شیرین تولیدی کل سیستم	p	
ردیف‌ها	rows	
بخار عبوری درون لوله	s	
جریان آشفته	turb	
بخار تولید شده	v	
داخل دیواره لوله	w	
راستای طولی درون لوله	x	
بالا نویس‌ها		
بی بعد شده	*	
شار حرارتی عبوری در واحد طول	'	
شار حرارتی عبوری از واحد سطح	"	
6- فهرست علائم		
نسبت منظری دسته‌لوله	AR	
ظرفیت گرمایی ویژه در فشار ثابت ($kJ kg^{-1} K^{-1}$)	C_p	
نسبت تغلیظ	CR	
قطر لوله (m)	d	
نسبت تولید خالص	GOR	
ضریب انتقال حرارت جابه‌جایی ($kW m^{-2} K^{-1}$)، آنالپی ($kJ kg^{-1}$)	h	
شمارشگر حلقه‌ها در حل عددی	i	
ارتفاع دسته‌لوله (m)	H	
ضریب رسانش حرارتی ($kW m^{-1} K^{-1}$)	k	
طول لوله، عمق دسته‌لوله (m)	L	
جریان جرمی ($kg s^{-1}$)	m, M	
تعداد مرحله، تعداد گام‌ها در گسسته‌سازی عددی	n	
تعداد لوله‌ها	N	

7- مراجع

- [12] K. A. M. Al-Shayji, *Modeling, Simulation and Optimization of Large-Scale Commercial Desalination Plants*, Ph.D. Thesis, Virginia Polytechnic Institute and State University, 1998. (In Persian)
- [13] T. Michels, Recent achievements of low temperature multiple effect desalination in the western areas of Abu Dhabi UAE., *Desalination*, Vol. 93, pp. 111-118, 1993.
- [14] J. H. Lienhard IV, V. Lienhard, *A Heat Transfer Textbook*, Phlogiston Press, 2008.
- [15] M. Al-Shammiri, M. Safar, Multi-effect distillation plants: state of the art, *Desalination*, Vol. 126, No. 1, pp. 45-59, 1999.
- [16] J. W. Palen, G. Breber, J. Taborek, Prediction of flow regimes in horizontal tube-side condensation, *heat transfer engineering*, Vol. 1, No. 2, pp. 47-57, 1979.
- [17] H. Jaster, P. G. Kosky, Condensation heat transfer in a mixed flow regime, *International Journal of Heat and Mass Transfer*, Vol. 19, No. 1, pp. 95-99, 1976.
- [18] M. B. Ould Didi, N. Kattan, J. R. Thome, Prediction of two-phase pressure gradients of refrigerants in horizontal tubes, *International Journal of Refrigeration*, Vol. 25, No. 7, pp. 935-947, 2002.
- [19] F. G. Carpenter, *Heat transfer and pressure drop for condensing pure vapors inside vertical tubes at high vapor velocities*, Ph.D. Thesis, University of Delaware, 1948.
- [20] M. M. Shah, A general correlation for heat transfer during film condensation inside pipes, *International Journal of Heat and Mass Transfer*, Vol. 22, No. 4, pp. 547-556, 1979.
- [21] D. B. Kirby, J. W. Westwater, Bubble and vapor behavior on a heated horizontal plate during pool boiling near burnout, *Chemical Engineering Progress Symposium Series*, Vol. 61, No. 57, pp. 238-248, 1965.
- [22] Sidem Group, Veolia, <http://www.sidem-desalination.com/en/Process/r-and-d/>, visited on Jan. 25, 2014.
- [1] H. T. El-Dessouky, H. M. Ettouney, *Fundamentals of salt water desalination*, Access Online via Elsevier, 2002.
- [2] F. Hajbi, H. Hammi, R. Solimando, A. M'nif, Evaporation of a reverse osmosis discharge studied by Pitzer model and solubility phase diagrams, *Fluid Phase Equilibria*, Vol. 307, No. 2, pp. 126-134, 2013.
- [3] H. T. El-Dessouky, H. M. Ettouney, Multiple-effect evaporation desalination system thermal analysis, *Desalination*, Vol. 125, No. 1, pp. 259-276, 1999.
- [4] M. A. Mukhtar, Steady State Analysis of the Tripoli West LT-HT-MED plant, *Desalination*, Vol. 152, No. 1, pp. 191-194, 2002.
- [5] A. O. Bin Amer, Development and optimization of ME-TVC desalination system, *Desalination*, Vol. 249, No. 3, pp. 1315-1331, 2009.
- [6] H. Hou, Q. Bi, X. Zheng, Numerical simulation and performance analysis of horizontal-tube falling-film evaporators in seawater desalination, *International Communications in Heat and Mass Transfer*, Vol. 39, pp. 46-51, 2012.
- [7] M. R. Jafari Nasr, S. M. Nabavi, Investigate the effect of fouling on the level of investment cost and energy saving in modifying heat exchangers array, 10th *National Iranian Chemical Engineering Congress*, 2005. (In Persian)
- [8] I. Janajreh, A. Hasania, H. Fath, Numerical simulation of vapor flow and pressure drop across the demister of MSF desalination plant, *Energy Conversion and Management*, Vol. 65, pp. 793-800, 2012.
- [9] M. A. Darwish, N. M. Al-Najem, N. Lior, Towards sustainable seawater desalting in the Gulf area, *Desalination*, Vol. 235, pp. 58-87, 2009.
- [10] G. Kocamustafaogullari, I. Y. Chen, Horizontal tube evaporators: Part I. Theoretically-based correlations, *International communications in heat and mass transfer*, Vol. 16, No. 4, pp. 487-499, 1989.
- [11] H. Hou, B. Qin Cheng, M. Hong, W. Gang, Distribution characteristics of falling film thickness around a horizontal tube, *Desalination*, Vol. 285, pp. 393-398, 2012.