

بررسی و تحلیل طول لوله اواپراتورهای فالینگ فیلم جهت کاربرد در صنعت قند

خداداد واحدی^۱، حسن رادمرد^۲، مجتبی سمنانی رهبر^۳ و برات محمد ثابتی پور^۴
گروه مهندسی مکانیک، دانشکده فنی و مهندسی، دانشگاه امام حسین (ع)

چکیده

در این مقاله، به بررسی و تحلیل اواپراتورهای فالینگ فیلم (لایه ریزان) که کاربرد گسترده‌ای در صنایع مختلف، به ویژه در صنعت قند، دارند، پرداخته می‌شود. میزان انتقال حرارت در طول لوله از روشهای تحلیلی و تجربی محاسبه شده است. یک برنامه رایانه‌ای به منظور محاسبه این طول تهیه گردیده است. این بررسی، تمام پارامترهای مهم در طراحی اواپراتورهای فالینگ فیلم را مورد توجه قرار داده است. نتایج این تحلیل با استانداردهای موجود مقایسه شده و صحت نتایج تأیید شده است. نهایتاً، با طول بدست آمده در تحلیل انتقال حرارت معدل حرارتی، اواپراتور در نرم‌افزار ANSYS مورد تحلیل استاتیکی قرار گرفته و استحکام مکانیکی آن نیز محاسبه شده است. نتایج بدست آمده با یافته‌های تجربی مقایسه شده و تطابق بسیار خوبی بدست آمده است.

واژه‌های کلیدی: اواپراتور، فالینگ فیلم، جوشش هسته‌ای، تنش حرارتی

Investigation and Analysis of Pipe Length in Industrial Falling Film Evaporators Used in Sugar Industries

Kh. Vahedi, H. Radmard, M. Semnani Rahbar, and B.M. Sabeti Pour
Mech. Eng. Group, Eng. Department, Imam Hossein Univ.

ABSTRACT

In this paper, industrial falling film evaporators, which are used in sugar industries, are investigated. The heat transfer rate along the tube is computed by analytical as well as experimental methods. A computer program is provided to calculate the tube length. All important and relevant parameters of falling film evaporators are considered. The existing results are compared and confirmed with the standards. Then, the optimized tube length is compared with experimental results. Also, the static analysis is performed using ANSYS software and the mechanical strength of the tube structure is determined.

Key Words: Evaporator, Falling Film, Nuclear Boiling, Thermal Stress

۱- استادیار: vheddi1710@yahoo.com

۲- کارشناس ارشد: hassan_radmard@yahoo.com

۳- استادیار

۴- کارشناس ارشد

۱- مقدمه

تبخیرکننده‌های صنعتی در بسیاری از صنایع مهم دنیا مورد استفاده قرار می‌گیرند و نقش عمده‌ای را در توسعه فناوری به خود اختصاص داده‌اند. ورود این تبخیرکننده‌ها از سال ۱۸۴۰ به صنعت قند، باعث تحولی بزرگ در این صنعت شده است.

در گذشته از این دستگاه فقط به عنوان ایستگاه یا دستگاه تبخیر و تغلیظ استفاده می‌شد. اما امروزه، علاوه بر ایجاد تبخیر، تولید بخار و توزیع آن به سایر دستگاه‌های کارخانه نیز جزء وظایف ایستگاه تبخیرکننده است. از این رو می‌توان، ایستگاه تبخیرکننده را در هر کارخانه، همانند قلب در بدن انسان دانست، که علاوه بر تغلیظ، به توزیع انرژی گرمایی بین اکثر سیستم‌های مصرف‌کننده انرژی گرمایی کارخانه پرداخته و در واقع تأمین انرژی گرمایی کل سیستم تولید را به عهده دارد. بدین ترتیب، هر چه در طراحی ایستگاه تبخیرکننده و آرایش بدنه‌ها و انتخاب جنس و حفظ خصوصیات فیزیکی و شیمیایی محلول داخل آن توفیق بیشتری حاصل شود، در واقع مصرف انرژی بهینه شده و در ضمن هزینه‌ها و قیمت تمام‌شده محصول کاهش، و ظرفیت تولید افزایش خواهد یافت.

لذا، طراحان این سیستم‌ها تلاش می‌کنند با نوآوری، دستگاه‌های جدیدی را معرفی کنند تا دارای ویژگی‌های مذکور باشد. یکی از انواع بسیار مهم دستگاه‌های تبخیرکننده، نوع "فالینگ فیلم" (ریزشی) است که به دلیل موفقیت آن در عمل، بسیار سریع رشد کرد و بخش مهمی از صنایع دنیا را در رشته‌های مختلف نفت و گاز و پتروشیمی و صنایع غذایی از جمله آب‌میوه، لبنیات و قند به خود اختصاص داد.

این تبخیرکننده‌ها را می‌توان به تناسب درخواست صنایع، در ابعاد مختلف کوچک و بزرگ با سطوح حرارتی بسیار متنوع طراحی کرد. مثلاً در صنایع آب‌میوه و شیر، از فالینگ فیلم‌های کوچک که عموماً قطر آنها از یک متر بیشتر نیست، استفاده می‌شود. در حالی که در بعضی از صنایع، قطر محفظه بخار تبخیرکننده، تا شش متر و ارتفاع آن به بیش از بیست متر می‌رسد.

تبخیرکننده‌های فالینگ فیلم در دو نوع صفحه‌ای و لوله‌ای متداول هستند. نوع صفحه‌ای آن از طرف شرکت بالکادور آلمان^۱ و بعضی از شرکت‌های آمریکایی مطرح، و ساخت انبوه آن از سال ۱۹۹۲ آغاز و در بعضی از کارخانه‌ها نصب شده است. اما ظاهراً به دلیل حساسیت آن به رسوب‌زدایی و برداشتن و گذاشتن مدول‌های صفحات گرم‌کننده، تاکنون نتوانسته است در بازار فروش سهم زیادی را به خود اختصاص دهد. راندمان حرارتی این تبخیرکننده‌ها زیاد است. زیرا هم ضخامت فلز گرم‌کننده به طور چشمگیری کاهش یافته (با حفظ مقاومت‌های مکانیکی مختلف با ایجاد امواج) و هم سطوح حرارتی بسیار زیادی را می‌توان در حجم همسان آن با نوع لوله‌ای در محفظه ایجاد کرد. لذا در حال حاضر، طراحان مشغول اصلاحات عمومی و بهینه‌سازی این نوع تبخیرکننده‌ها هستند تا با زیاد کردن فاصله صفحات و یا مجاری عبور سیال یا با اعمال خودرسوب‌زدایی، بتوانند سیستم اپراتوری آن را ساده کرده و هزینه‌های بهره‌برداری آن را کاهش دهند.

با توجه به توضیح فوق و خلاء حضور تبخیرکننده‌های فالینگ فیلم صفحه‌ای در بازار، تبخیرکننده فالینگ فیلم بیشتر به فالینگ فیلم‌های لوله‌ای اطلاق می‌شود. بنابراین، در این مقاله منظور از تبخیرکننده‌های فالینگ فیلم، همان فالینگ فیلم لوله‌ای است.

وجود تبخیرکننده‌های قدیمی در صنعت قند ایران، بالا بودن مصرف انرژی در آنها و افزایش جهانی هزینه سوخت از یک طرف و مطرح‌شدن تبخیرکننده‌های جدید در دنیا از طرف دیگر انگیزه‌ای برای انتخاب موضوع شد تا تحقیقی در تبخیرکننده‌های صنعتی به عمل آمده و راهکارهایی برای افزایش راندمان آنها ارائه شود. بنابراین موضوع این تحقیق کاری عملی بوده و نتایج آن در عمل استفاده می‌شود.

۲- اساس کار اوپراتورهای فالینگ فیلم

نمای شماتیک اوپراتورهای فالینگ فیلم در شکل (۱) نشان داده شده است. طول لوله‌های این اوپراتورها، معمولاً بین ۳ تا ۱۶ متر است. در صنعت قند بیشتر از طول لوله‌های ۸ تا ۱۲ متر استفاده می‌شود. شربت قند (Juice)، ابتدا به

^۱ - Balcke Durr

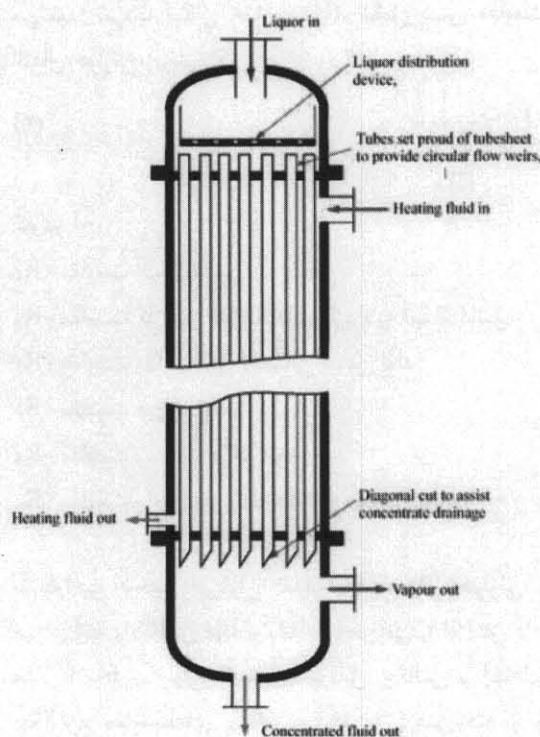
مشخص است که جریان ورودی شربت به توزیع کننده باید کمی بیشتر از جریان ورودی به کل لوله‌های اواپراتور باشد. برای رسیدن به این نتیجه و حفظ بالانس شربت، یک پمپ خارجی همواره بخشی از شربت خروجی را از پایین اواپراتور مجدداً به توزیع کننده برگشت می‌دهد. میزان برگشت شربت خروجی متناسب با تعداد لوله‌های تشکیل دهنده سطح حرارتی اواپراتور بوده و با طول آنها نسبت عکس دارد. در اواپراتورهای دارای لوله‌های بلند، نسبت به اواپراتورهای دارای لوله‌های کوتاه (با همان سطح حرارتی)، برگشت یا سیرکولاسیون کمتری صورت می‌گیرد [۲].

شربت در حال جوشش از لوله‌ها پایین می‌آید. از سوی دیگر، بخارات حاصل از تغلیظ شربت، از لوله‌های گرمکن بالا می‌روند. این بخارات ممکن است ذراتی از شربت را با خود حمل کنند که در جداکننده‌ها، (قندگیرها) ذرات شربت گرفته شده و بخار خالص از اواپراتورها خارج می‌شود. نازل‌ها و جداکننده‌های مختلفی برای این کار طراحی شده و آرایش پیدا کرده‌اند، شکل (۱) نمای کلی اواپراتور فالینگ فیلم با جداکننده بخار سانترفیوژی را نشان می‌دهد [۳].

۳- مکانیزم انتقال حرارت

استفان [۱۰] انتقال حرارت را در اواپراتورهای فالینگ فیلم مورد بررسی و تحلیل قرار داده است. مکانیزم انتقال حرارت در اواپراتورهای فالینگ فیلم ترکیبی از مکانیزم‌های هدایت و جابه‌جایی و جوشش است، که با یک فیلم مایع از سطحی گرم کننده (دیواره لوله) دریافت شده و نهایتاً به فصل مشترک بخار و مایع که در داخل لوله قرار دارد و در آنجا تبخیر صورت می‌گیرد، انتقال داده می‌شود. در واقع جهت انتقال حرارت از بیرون لوله به سمت داخل آن است، که باید از دیواره لوله و فیلم نازک شربت عبور کند. طراحی اواپراتور باید به گونه‌ای باشد که هیچگونه جوشش هسته‌ای در سطح گرم شده ایجاد نشود. جدا سازی بخار و ذرات ریز شربت در اواپراتورهای فالینگ فیلم مختلف، متفاوت بوده، اما در این طرح، فرض می‌شود این جداسازی در انتهای لوله‌ها انجام می‌گیرد. المان لوله

فضای بالای اواپراتور که برای توزیع شربت پیش‌بینی شده وارد می‌شود. در این قسمت، توزیع کننده دقیقی روی صفحه مشبک با سوراخ‌های گرد که سر بالایی لوله‌ها به آن متصل هستند، نصب شده است و وظیفه آن دریافت شربت و توزیع آن به صورت مساوی بین کل لوله‌هاست. به طوری که فیلم نازکی از شربت در سطح داخلی لوله‌ها توزیع شده و از داخل آنها به پایین می‌رود. سطح خارجی لوله‌ها به وسیله بخار گرم شده و انتقال حرارت از سطح بیرونی به سمت داخل لوله باعث جوشش شربت و تغلیظ آن می‌شود. مسئله توزیع شربت در سطوح داخلی لوله‌ها که طول آنها نسبتاً بلند و تعداد آنها نیز بسیار زیاد و گاهی به ۸۰۰۰ لوله می‌رسد، امری بسیار حساس و مهم است، که باید به دقت صورت گیرد تا ضریب عملکرد مطمئنی به اواپراتور بدهد. اگر شربت به صورت یکنواخت توزیع نشود، در قسمت‌هایی که نارسایی شربت وجود دارد، خیسسی (wetting) لوله‌ها کاهش یافته و تغلیظ بیش از حد در داخل لوله صورت گرفته و ضمن تغییر خاصیت شربت، امکان سوختگی و کارامل شدن و ایجاد رسوبات در بدنه لوله‌ها وجود دارد [۱].



شکل ۱- نمای شماتیک یک اواپراتور فالینگ فیلم.

انتقال حرارت و نفوذ گرما در مایع، عامل اصلی تبخیر بوده و انتقال جرم در اثر تبخیر در این حالت ایجاد شده و باعث تغلیظ یا بالارفتن غلظت شربت می‌شود. تبخیر از مواد سبک و فرار آغاز شده و مواد سنگین و غیرفرار همچنان در دیواره لوله باقی می‌مانند. با بالارفتن غلظت، مقاومت سیال به تبخیر بیشتر شده و در نهایت تغلیظ باعث کاهش میزان تبخیر خواهد شد.

۴- روابط اساسی انتقال حرارت در اواپراتور

با استفاده از رابطه:

$$Q = U.A.\Delta T, \quad (1)$$

که در آن،

A : سطح انتقال حرارت

Q : حرارت منتقل شده توسط بخار

U : ضریب کلی انتقال حرارت در سیستم با مکانیزم توأم

جابه‌جایی هدایتی

ΔT : اختلاف دمای بخار و نقطه جوش محلول

است. میزان انتقال حرارت از بخار به شربت محاسبه

می‌شود. ضریب انتقال حرارت (U)، شامل شش مقاومت

انتقال حرارتی زیر است:

$$U = \frac{1}{\sum_{k=1}^6 R_k}, \quad (2)$$

که در آن،

R_1 - مقاومت آب کندانس

R_2 - مقاومت گاز غیر قابل کندانس زیرلایه آب کندانس

R_3 - مقاومت زنگ زدگی احتمالی بیرون لوله

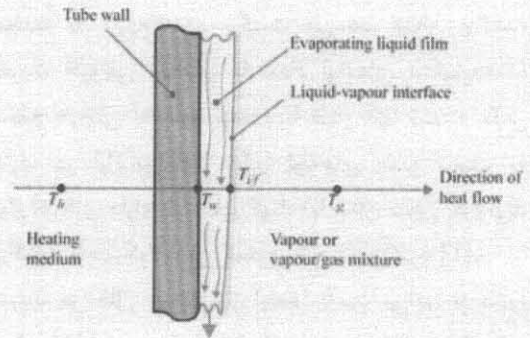
R_4 - مقاومت دیواره لوله

R_5 - مقاومت رسوبات داخل لوله

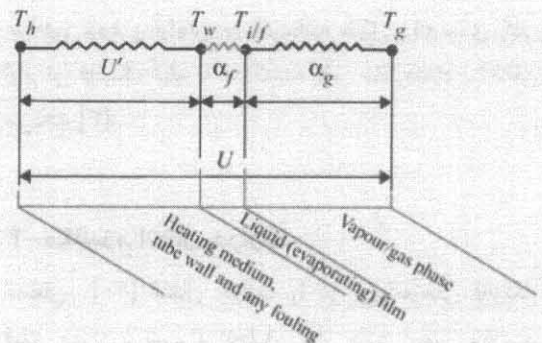
R_6 - مقاومت مایع درون لوله (محلول تبخیرشونده).

با طراحی صحیح می‌توان تعداد مقاومت‌های حرارتی و میزان آنها را کاهش داده و راندمان حرارتی را افزایش داد. مثلاً با تخلیه اصولی گازهای غیرقابل چگالش و آب‌های چگالش، مقاومت‌های مذکور حذف یا کاهش یافته و با انتخاب جنس فولاد زنگ نزن از زنگ زدگی و رسوبات داخلی نیز می‌توان جلوگیری کرد. از طرف دیگر، با توجه به

اواپراتور فالینگ فیلم در شکل (۲) مشاهده می‌شود [۹ و ۱۰].



شکل ۲- مان لوله اواپراتور فالینگ فیلم.



شکل ۳- ضرایب انتقال حرارت و مقاومت‌های گرمایی.

فیلم مایع یا سیال پایین رونده می‌تواند در داخل یا خارج لوله جریان داشته باشد. اما تمهیداتی که برای تعمیر و نگهداری بکار می‌رود، خصوصاً مسئله رسوب‌زدایی لوله‌ها که هر چند گاه یکبار باید صورت بگیرد، ایجاب می‌کند که فیلم سیال در داخل لوله جریان یافته و بخار یا عامل گرم‌کننده در خارج لوله باشد.

سیال داخل لوله به شکل یک فیلم حلقوی به سمت پایین جریان یافته و در حین حرکت به پایین، عملیات تبخیر و تغلیظ نیز ادامه می‌یابد، شکل (۳). مقاومت مایع در برابر

که در این رابطه، h_1 و h_2 ضرایب انتقال حرارت جابه‌جایی سیالات سرد و گرم، K ضریب انتقال حرارت هدایتی جداره لوله و A سطح انتقال حرارت است.

همانطور که در این رابطه ملاحظه می‌شود، میزان انتقال حرارت رابطه مستقیم با ضریب فیلم در دو طرف لوله دارد. ضریب فیلم نیز تابع پارامترهای مختلف از جمله سرعت جریان سیال و عدد رینولدز است. در جریان آرام، مکانیزم انتقال حرارت از نوع هدایتی بوده و ضخامت فیلم رفته‌رفته کاهش و در نتیجه ضریب فیلم افزایش می‌یابد. در حالی که در حالت جریان مغشوش، انتقال حرارت ترکیبی از هدایت و جابه‌جایی است.

حالت سیال هنگام ورود به اواپراتور، مادون سرد^۱ است. در این شرایط تمام حرارت منتقل شده از دیواره لوله باعث افزایش دمای سیال شده و هیچ حرارتی از سطح آزاد سیال منتقل نخواهد شد. تدریجاً که سیال به طرف پایین سقوط نموده و طول بیشتری از لوله اواپراتور را طی می‌کند، حالت سیال از مادون سرد به مافوق گرم^۲ تغییر می‌کند. در این حالت تمام گرمای ورودی از جداره لوله، ابتدا وارد لایه مافوق گرم سیال شده و سپس به سطح آزاد سیال می‌رسد. این روند انتقال حرارت تا زمانی ادامه می‌یابد که سیستم به حالت پایدار^۳ برسد و تبخیر صورت گیرد.

بنابراین، طول لوله کلی، مجموع طول لوله در حالت مادون سرد و طول لوله در حالت تبخیر است. البته به شرط آنکه جوشش هسته‌ای اتفاق نیفتد. لذا داریم:

$$L_{total} = L_{sub} + L_{evap} \quad (7)$$

۴-۲- محاسبه طول لوله

۴-۲-۱- طول لوله در ناحیه مادون سرد [۲]

۱- با استفاده از تعریف S و χ نرخ دبی جرمی مواد جامد یا بخش غیرقابل تبخیر (\dot{M}_{n-v}) از رابطه زیر بدست می‌آید:

$$\dot{M}_{n-v} = S(\text{or } \chi)\dot{M}_f \quad (8)$$

اهمیت بهینه‌سازی ضخامت جداره لوله، باید حتی‌الامکان ضخامت لوله کاهش داده شود تا بتوان به بازده انتقال حرارت افزود [۴].

در داخل لوله، شربت بایستی حرارت را گرفته و در دو ناحیه مادون سرد (ورودی لوله) و تبخیر، تغلیظ شود. روابط اساسی انتقال حرارت عبارتند از:

$$\dot{Q} = \dot{M}_f c_{p_f} (T_b - T_{in}) \quad (3)$$

در منطقه تغییر فاز (تبخیر)

$$\dot{Q} = \dot{M}_{evap} h_{fg} \quad (4)$$

۴-۱- فرضیات مسئله

برای ساده‌سازی مسئله و دستیابی به مدل موردنظر، فرضیات زیر را در نظر می‌گیریم:

- انتقال حرارت در یک بعد صورت می‌گیرد.
- سیستم انتقال جرم پایدار است. (در هر نقطه‌ای از سیستم، غلظت‌ها، با گذشت زمان ثابت باقی می‌مانند و دبی جریان، غلظت سیال و فشار، و درجه حرارت جریان‌های ورودی و خروجی ثابت هستند).
- از رسوبات داخل لوله و همچنین، مقاومت حرارتی آب چگالش بیرون لوله صرف‌نظر می‌شود.
- ضخامت لایه مرزی در مقایسه با قطر لوله ناچیز است. بنابراین، می‌توان از معادلات صفحات مسطح قائم در انتقال حرارت استفاده کرد [۵].

$$\frac{D}{l} \geq \frac{35}{C_r^{1/4}} \quad (5)$$

۵- تبخیر زیر منطقه جوشش هسته‌ای صورت می‌گیرد.

فرض تبخیر در زیر منطقه جوشش هسته‌ای بدین جهت است که در این منطقه به علت ایجاد مقاومت حباب، انتقال حرارت کاهش یافته و این امر برای اواپراتورهای فالینگ فیلم مناسب نیست.

با در نظر گرفتن فرضیات فوق، با نوشتن موازنه انرژی برای یک المان از لوله رابطه (۱)، به صورت زیر درمی‌آید:

$$Q = \left(\frac{h_1 h_2 K}{h_2 K + h_1 h_2 \Delta x + h_1 K} \right) A \Delta T \quad (6)$$

¹ - Subcold

² - Superheat

³ - Steady state

$$\text{Pr}_f = \frac{\eta_f c_{p_f}}{\lambda_f} \quad (12)$$

۴- گانیو^۱ و سبان^۳ برای $5 \geq \text{Pr}_f \leq 210$ در ناحیه مادون سرد (ورودی لوله) برای ضخامت فیلم مایع (δ) رابطه زیر را ارائه کرده‌اند [۳]:

$$\delta = \left(\frac{C \eta_f (\text{Re})^n}{\rho_f g^{0.5}} \right)^{2/3} \quad (13)$$

که در آن، از مقادیر متوسط خواص فیزیکی و عدد رینولدز در ناحیه و مقادیر ثابت C و n از جدول (۱) استفاده می‌شود.

۵- در ناحیه مادون سرد ضریب متوسط فیلم ($\bar{\alpha}$) از معادله:

$$\bar{\alpha} = \frac{\lambda_f}{\delta} C_0 (\text{Re}_f)^m \text{Pr}_f^{0.344} \quad (14)$$

محاسبه می‌شود [۳]، که در آن از مقادیر متوسط Re_f و Pr_f و C_0 و m برای منطقه مادون سرد از جدول (۱) استخراج می‌شوند.

$$S = \frac{(\text{جرم مواد جامد موجود در محلول})}{(\text{جرم مخلوط محلول})}$$

$$\chi = \frac{(\text{جرم اجزای غیرقابل تبخیر})}{(\text{جرم مخلوط})}$$

بدین ترتیب، برای دبی جرمی مخلوط داریم:

$$\dot{M}_f = \frac{\dot{M}_{n-v}}{S(\text{or } \chi)} \quad (9)$$

۲- برای میزان بار مایع بر واحد محیط لوله (Γ) داریم:

$$\Gamma = \frac{\dot{M}_f}{\pi D} \quad (10)$$

همچنین، عدد رینولدز فیلم مایع به شرح زیر است:

$$\text{Re}_f = \frac{4\Gamma}{\eta_f} \quad (11)$$

۳- عدد پراپرتل فیلم مایع یا Pr_f نیز به شرح فوق خواهد بود:

جدول ۱- ثابت‌های معادلات شماره ۱۳ و ۱۴.

نوع جریان ضریب	آرام $\text{Re}_f \leq 1600$	انتقالی $1600 < \text{Re}_f \leq 3200$	مغشوش $\text{Re}_f > 3200$
C_0	0.029	0.212e-3	0.181e-2
M	0.533	1.2	0.933
C	0.866	0.073	0.137
n	0.5	0.84	0.75

۷- با توجه به تعریف عدد نوسلت (Nu_x)، ضریب فیلم برای منطقه تبخیر یا (α_x) به شرح زیر محاسبه می‌شود:

$$\alpha_x = \left(\frac{\rho_f^2 g}{\eta_f^2} \right)^{1/3} \lambda_f Nu_x \quad (17)$$

۸- بار گرمایی (\dot{Q}) به صورت زیر محاسبه می‌شود:

$$\dot{Q} = \dot{M}_f c_{p_f} (T_b - T_m) \quad (18)$$

۹- ضریب متوسط کلی انتقال حرارت (U) عبارت است از:

$$U = \frac{U' \bar{\alpha}}{U' + \bar{\alpha}} \quad (19)$$

۶- چانگ^۱ و همکارانش برای حالتی که فیلم سیال آرام موجدار و مغشوش تحت اثر جاذبه حرکت کنند، روابط زیر را ارائه کرده‌اند [۲]:

اگر $\text{Re}_x \geq 30$ باشد، عدد نوسلت محلی عبارتست از:

$$Nu_x = \left\{ \frac{0.31}{\text{Re}_{f,x}^{1.32}} + \frac{\text{Re}_{f,x}^{1.73} \text{Pr}_f^{3.78}}{1.2 \times 10^{12}} \right\}^{1/6} \quad (15)$$

و اگر $\text{Re}_x < 30$ باشد، عدد نوسلت محلی عبارتست از:

$$Nu_x = 1.10 \text{Re}_{f,x}^{-1/4} \quad (16)$$

2 - Ganio
3 - Seban

^۱ - Chung

۱۷- نرخ انتقال حرارت، \dot{q} ، برای افزایش جریان حرارتی به شرح زیر است:

$$\dot{q} = \frac{\dot{Q}}{\pi DL} \quad (26)$$

۱۸- با جایگزینی معادل نرخ حرارتی مرحله آغاز جوشش هسته‌ای، اختلاف درجه حرارت در آغاز جوشش هسته‌ای عبارت است از:

$$(T_w - T_b)_{onb} = \left(\frac{8\sigma T_b (Pr_f)^2 \dot{q}}{\lambda_f h_{fg} \rho_g} \right)^{1/2} \quad (27)$$

۱۹- با مقایسه $(T_w - T_b)_{onb}$ از مرحله هجدهم با $(T_w - T_b)$ از مرحله شانزدهم، اگر:

$$(T_w - T_b)_{onb} < (T_w - T_b) \quad (28)$$

باشد، جوشش هسته‌ای اتفاق نمی‌افتد.

۵- برنامه رایانه‌ای

همانطور که بحث شد، اگر طول لوله در اواپراتورهای فالینگ فیلم کم باشد، فرصت لازم به شربت برای انجام عمل تغلیظ داده نمی‌شود و اگر طول لوله زیاد باشد، علاوه بر افزایش هزینه‌ها و خطر کارامل شدن شربت، احتمال کم‌مانش لوله‌ها بر اثر تنش‌های حرارتی ایجاد شده در لوله افزایش می‌یابد. لذا، برای بدست آوردن طول بهینه لوله که شرایط انتقال حرارتی را ارضاء کند، یک برنامه رایانه‌ای نوشته شده است. این برنامه برای محاسبه طول لوله و اعداد بی‌بعد (پرانتل، رینولدز، نوسلت) و دیگر پارامترهای مورد نیاز نوشته شده است.

۵-۱- ورودی‌های برنامه رایانه‌ای

ورودی‌های برنامه رایانه‌ای عبارتند از:

m: تعداد تقسیمات لازم در منطقه تبخیر

wds1: درصد ماده خشک سیال ورودی لوله

wds2: درصد ماده خشک سیال خروجی لوله

t: درجه حرارت سیال ورودی

tb: درجه حرارت متوسط بیرون لوله یا بخار

Ts: درجه حرارت اشباع در فشار مورد نیاز

D: قطر داخلی لوله

Uprim: ضریب انتقال حرارت مرکب برای جداره لوله

hfg: آنتالپی بخار شربت

rog: دانسیته بخار شربت

C0sub و nTeck, CTeck: از جدول (۱)

q: درجه خلوص سیال

۱۰- اختلاف دمای متوسط مؤثر، θ_{eff} ، بین محیط گرم‌کننده و فیلم مایع عبارت است از:

$$\theta_{eff} = T_b - \left(\frac{T_{R1} - T_{R2}}{2} \right) T_s \quad (20)$$

۱۱- طول لوله مورد نیاز برای افزایش درجه حرارت مایع ورودی به لوله تا حد درجه حرارت اشباع با داشتن A سطح حرارتی لازم برای رسیدن به این درجه حرارت، به صورت زیر بدست می‌آید:

$$A = L_{sub} \pi D, \quad (21)$$

$$L_{sub} = \frac{\dot{Q}}{\pi D U \theta_{eff}}$$

۴-۲-۲- محاسبه طول لوله در منطقه تبخیر [۲]

۱۲- از حاصل ضرب جرم ورودی به منطقه تبخیر در آنتالپی مخصوص تبخیر، نرخ انتقال حرارت در این منطقه به صورت زیر بدست می‌آید:

$$\dot{Q} = \dot{M}_{evap} h_{fg} \quad (22)$$

۱۳- با استفاده از α_x (ضریب فیلم منطقه تبخیر)، ضریب انتقال حرارت متوسط کلی در منطقه تبخیر عبارت است از:

$$U = \frac{U' \alpha}{U' + \alpha} \quad (23)$$

۱۴- اختلاف دمای متوسط مؤثر (θ_{eff}) در منطقه تبخیر همانند مرحله ۱۰ محاسبه می‌شود.

۱۵- طول لازم در منطقه تبخیر به صورت زیر بدست می‌آید:

$$L_{evap} = \frac{\dot{Q}}{\pi D U \theta_{eff}} \quad (24)$$

۴-۳- بررسی جوشش هسته‌ای در ناحیه تبخیر

۱۶- با انجام موازنه انرژی در المان لوله شکل (۲)، اختلاف دما در فیلم مایع به صورت زیر به دست می‌آید:

$$(T_w - T_b) = \frac{U' - U}{U'} (T_h - T_b), \quad (25)$$

که در آن،

U = ضریب انتقال حرارت کلی

U' = ضریب انتقال حرارت مرکب که عبارت است از مجموع

ضرایب انتقال حرارت آب‌کنده‌س محیط گرم‌کننده و دیواره لوله

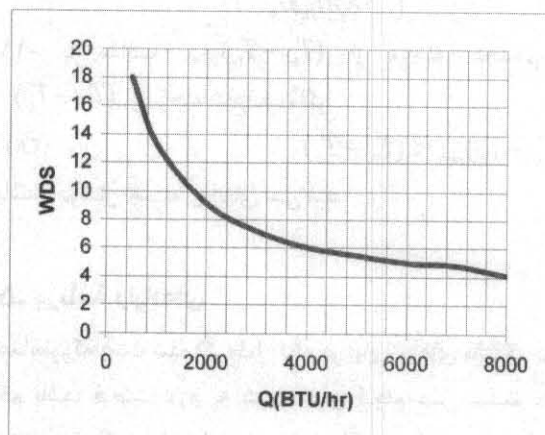
T_h = درجه حرارت محیط گرم

T_b = درجه حرارت جوشش.

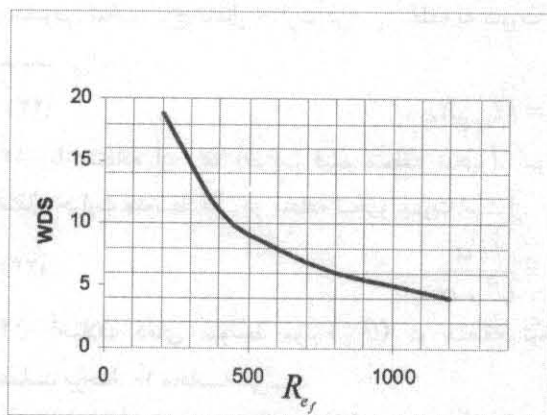
۲-۵- خروجی برنامه

طول لوله بدست آمده از برنامه که مجموع طول در منطقه مادون سرد و منطقه تبخیر است (با شرط تبخیر زیر منطقه جوشش هسته‌ای) برابر ۱۰ متر است که با نتایج تجربی بدست آمده در کارخانه قند جوین و استانداردهای موجود (BMA) مطابقت خوبی دارد. برای بررسی صحت برنامه، علاوه بر محاسبه طول، تعدادی نمودار گرفته شده که در شکل‌های (۴) تا (۷) ارائه شده است.

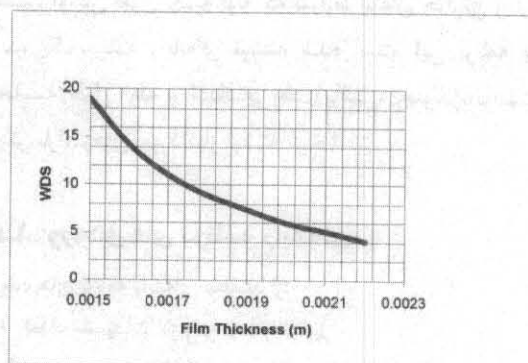
نسبت به ضخامت فیلم در طول لوله که با این نرم‌افزار محاسبه شده است را نشان می‌دهد. همانطور که انتظار می‌رود، در ابتدای لوله که ضخامت فیلم زیاد است درصد ماده خشک موجود در شربت کم بوده و با کاهش ضخامت فیلم درصد ماده خشک افزایش می‌یابد. همانطور که در شکل (۶) ملاحظه می‌شود، عدد رینولدز که معرف سرعت حرکت شربت است با درصد ماده خشک نسبت عکس دارد. به عبارت دیگر، در ابتدای لوله که سرعت بالاست درصد ماده خشک پایین است و بالعکس. شکل (۷) تغییرات درصد ماده خشک سیال در طول لوله بر حسب تغییرات عدد ناسلت را نشان می‌دهد. با توجه به رابطه (۱۱) عدد رینولدز با عدد ناسلت عکس دارد، که با مقایسه نمودارهای (۶) و (۷) نیز این نتیجه حاصل شده و صحت کار برنامه نوشته شده تأیید می‌شود.



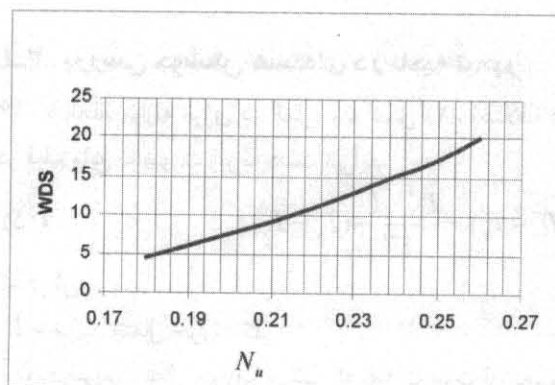
شکل ۴- تغییرات درصد ماده خشک سیال در طول لوله بر حسب تغییرات نرخ انتقال حرارت.



شکل ۶- تغییرات درصد ماده خشک سیال در طول لوله بر حسب عدد رینولدز.



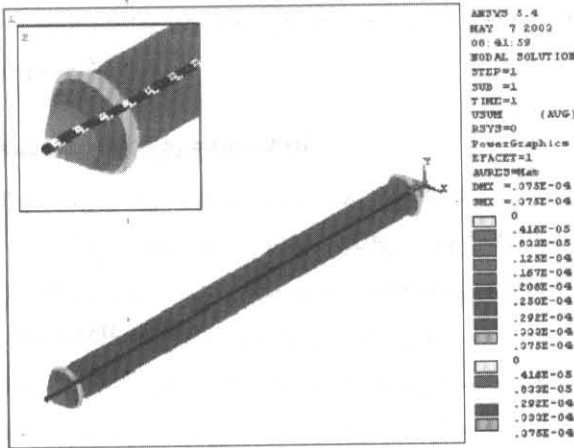
شکل ۵- تغییرات درصد ماده خشک سیال در طول لوله بر حسب ضخامت فیلم سیال.



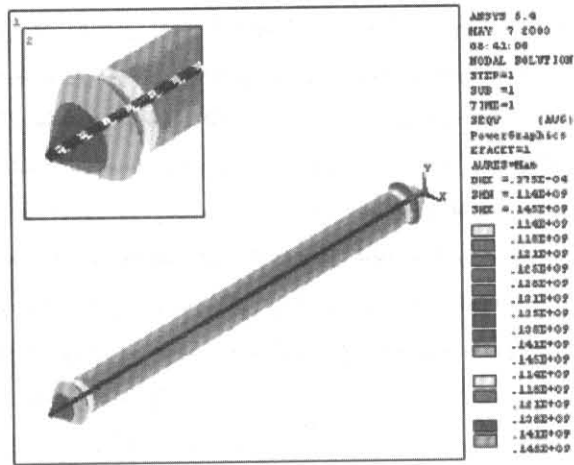
شکل ۷- تغییرات درصد ماده خشک سیال در طول لوله بر حسب تغییرات عدد ناسلت.

شکل (۴) تغییرات درصد ماده خشک سیال در طول لوله را نسبت به نرخ انتقال حرارت نشان می‌دهد. همانطور که ملاحظه می‌شود، هرچه درصد ماده خشک در طول لوله افزایش می‌یابد، به علت افزایش مقاومت حرارتی سیال، نرخ انتقال حرارت کاهش می‌یابد. شکل (۵) تغییرات درصد ماده خشک سیال

۶- تحلیل استاتیکی



شکل ۸- تغییر مکان در لوله اوپراتور.



شکل ۹- تنش‌های حرارتی فون میسر در لوله اوپراتور.

همان‌طور که در شکل (۹) مشاهده می‌شود، حداکثر تنش‌های حرارتی در محل‌های اتصال لوله به بدنه است. حداکثر این تنش‌ها با وجود بحرانی‌ترین بارگذاری حرارتی، یعنی برای اختلاف درجه حرارت در ۱۷۰ درجه سانتی‌گراد، 145 MPa است. با توجه به جنس لوله‌ها که از فولاد معمولی با قابلیت تنش تسلیم 370 MPa در نظر گرفته شده، تنش ایجاد شده قابل توجه نیست. لذا لوله‌های اوپراتور از لحاظ تنش حرارتی کاملاً مطمئن بوده و جای هیچگونه نگرانی وجود ندارد.

همان‌طور که در شکل (۸) مشاهده می‌شود، حداکثر خیز به میزان $10^{-4} \times 0.375$ است، که مقدار آن بسیار کم بوده و اثر آن قابل چشم‌پوشی است.

علت مخروطی بودن نقاط ابتدایی و انتهایی لوله، آنست که در نقاط مرزی چسبیده به تکیه‌گاه‌ها به علت ثابت بودن، افزایش

چون دو سر لوله‌های اوپراتور، ثابت بوده و طی فرآیند انتقال حرارت، از دمای محیط به دمای خود (حدود ۱۷۰ درجه کلون) می‌رسند، یک سری تنش‌های حرارتی در لوله‌ها ایجاد می‌شوند، که می‌توانند کماتش را در لوله به وجود آورند. حداکثر میزان خیز ناشی از کماتش، در وسط لوله است. هرچه طول لوله بیشتر باشد، میزان این خیز نیز بیشتر خواهد بود. برای بررسی ارضای شرایط خیز مجاز در کماتش، مسئله در نرم‌افزار ANSYS مورد تحلیل استاتیکی قرار گرفته است. مدل هندسی موردنظر از یک لوله دوسرگیردار تحت تنش‌های حرارتی تشکیل شده که با استفاده از المان Shell63 مش‌بندی شده است. این المان یک المان پوسته الاستیک است که دارای چهار گره و شش درجه آزادی ($u_x, u_y, u_z, \text{rot}_x, \text{rot}_y, \text{rot}_z$) می‌باشد و قابلیت اعمال بارگذاری حرارتی را دارد. شرایط مسئله به شرح ذیل است:

مشخصات هندسی

مشخصات هندسی لوله به صورت زیر است:

طول لوله ۱۰ متر، ضخامت لوله $1/5 \text{ mm}$ ، قطر خارجی لوله

33 mm و قطر داخلی لوله 30 mm است.

بارگذاری: دمای محیط، 30.3 درجه کلون، دمای نهایی

(شرایط آزمایش) 473 درجه کلون است.

شرایط مرزی: ابتدا و انتهای لوله ثابت است.

خواسته‌ها: تغییرات تنش فون میسر و تغییر مکان حداکثر است.

تحلیل: حل مسئله، شامل سه مرحله پیش‌پردازش، پردازش و

پس‌پردازش است. در مرحله پیش‌پردازش، نوع المان و خواص

مواد تعریف شده، سپس مدل‌سازی هندسی انجام می‌گیرد و

آنگاه مش‌بندی می‌شود. در مرحله پردازش، شرایط مرزی و

بارگذاری اعمال شده و حل استاتیکی انجام می‌گیرد. در مرحله

پس‌پردازش نیز خروجی‌ها از قبیل تنش‌های حرارتی و تغییر

مکان‌ها به صورت کانتور یا نمودار یا لیست و غیره، نمایش داده

می‌شوند.

اشکال (۸) و (۹) به ترتیب تغییر مکان و تنش‌های حرارتی

فون میسر ناشی از تغییرات دمایی در طول لوله‌ای که از تحلیل

انتقال حرارتی برنامه رایانه‌ای بدست آمده است، به طور

اغراق‌آمیز نشان می‌دهند.

۲- روشهای افزایش راندمان ایستگاه اواپراسیون با افزایش میزان انتقال حرارت، استفاده از جنس لوله‌هایی با حداکثر ضریب هدایت حرارتی و راههای کاهش مقاومت‌های حرارتی (خصوصاً رسوبات) بررسی شود.

قدردانی

از جناب آقای دکتر نداف اسکویی و همچنین از شرکت کشت و صنعت جوین که مقدمه و امکانات این تحقیق را فراهم آوردند، خصوصاً از جناب آقای مهندس سید محمدحسینی، مدیر عامل محترم این شرکت، تشکر و قدردانی به عمل می‌آید.

مراجع

- [1] Vanderpoel, P.W., Schwick, H., and Schwartz, T. "Sugar Technology, Beet and Cane Sugar Manufacture", Bartens K.G. Pub., pp. 603-640, 1998.
- [2] Chung, G.C. "Handbook of Sugar Refining" John Wiley, pp.169-186, 2000.
- [3] "Technical Documentation for Improvement and Modernization of Heat Economy to Apply for Beet Campaign", Private Document, Jovain Sugar Industry, Esfarayen, I.R. Iran, 2002.
- [4] Seban, R.A. "Transport to Falling Film Heat Transfer", Int. J. Heat and Mass Transfer, Vol. 6, pp. 417-428, 1978.
- [5] "Heat Exchangers for the Beet Sugar Industry", Private Document, Report No. IB 67161E-9503, Alfalaval Co., 2002.
- [6] ریاحی، الف. و سجادی، الف. "رساله قندسازی از چغندر"، سندیکای کارخانجات قند و شکر ایران، جلد دوم، شماره ۳۲، صص ۹۷-۱۱۷.
- [7] "Heat Exchangers for the Beet Sugar Industry", Private Document, Alfalaval Co., Germany, 2002.
- [8] "Technology for The Sugar Industry", GFG.E.A. Wiegand Handbook, Sch & M Pub., pp. 200-208, 2002.
- [9] Brandt, C. and Stephan, P. "Advanced Capillary Structures in Grooved Heat Pipe Evaporators, Theoretical and Experimental Investigations", The 12th Int. Heat Transfer Conf., Grenoble, 2002.
- [10] Gambaryan, T., Roisman, P., and Stephan. "Heat Transfer Analysis of Falling Film Evaporation on Structured Surfaces", the 12th Int. Heat Transfer Conf., Grenoble, 2002.

طول در راستای شعاعی لوله وجود ندارد. ولی با دور شدن از این نقاط افزایش حجم، زیاد شده و لذا نقاط مرزی، شکل مخروطی به خود می‌گیرند.

بحث، نتیجه‌گیری و توصیه‌ها

نتایج حاصل از حل معادلات و برنامه نشان می‌دهد که:

- ۱- طول کلی بدست آمده از برنامه رایانه‌ای در صورتی که تمام پارامترهای ورودی نیز تغییر داده شوند با نتایج تجربی استاندارد شرکت BMA تطابق بسیار نزدیکی را نشان می‌دهد.
 - ۲- شرط $5^{\circ}\text{C} \leq \Delta T \leq 30^{\circ}\text{C}$ ، برای اینکه جوشش هسته‌ای اتفاق نیفتد، شرط لازم و کافی است. این مورد در برنامه به وضوح مشاهده می‌شود.
 - ۳- با تغییرات تعداد منطقه در محاسبه طول لوله مشاهده می‌شود که طول تغییر کمتری کرده و مقداری دقیق‌تر شده و تغییرات پارامترهای بی‌بعد در ورودی و خروجی خیلی کم است.
 - ۴- مشاهده می‌شود که با افزایش دبی ورودی، طول لوله بیشتری به دست آمده است، درحالی‌که تغییرات در پارامترهای بی‌بعد خیلی کم است و این نشان می‌دهد که با افزایش میزان تبخیر در شرایط مساوی، نیاز به طول لوله بیشتری است. این موضوع در عمل نقش به‌سزایی در طراحی این تبخیرکننده‌ها دارد.
 - ۵- در صورتی که جوشش هسته‌ای اتفاق بیفتد باید تا کاهش داد تا طول لوله افزایش یابد.
- در بررسی و آنالیز تنش‌های حرارتی توسط نرم‌افزار ANSYS در لوله‌های فالینگ فیلم مشخص شد که بیشترین تنش، ناشی از تنش حرارتی است. بحرانی‌ترین نقطه آن نیز در محل‌های اتصال لوله به بدنه در دو سمت آن است. بنابراین، نتایج این تحلیل به صورت زیر است:
- ۶- بیشترین تنش ناشی از حرارت در لوله‌های اواپراتورهاست.
 - ۷- بحرانی‌ترین تنش در محل‌های اتصال این لوله به بدنه هستند.
 - ۸- بحرانی‌ترین نقطه از نظر کمانش در وسط لوله است.
 - ۹- اگرچه در تئوری ضرایب انتقال حرارت اجناس مختلف با هم بسیار متفاوتند، اما در عمل اثر آنها خیلی کم است.
- با توجه به تحقیق به عمل آمده و موارد بحث شده و به منظور راهیابی در تحقیقات آینده توصیه می‌شود:
- ۱- راهکارهای افزایش سرعت تبخیر (مثلاً امکان استفاده از کاتالیزورهای افزایش‌دهنده سرعت تبخیر)، روشهای افزایش سطح تبخیر، استفاده از مبدل‌های حرارتی فشرده، بهینه‌سازی مصرف انرژی در تبخیرکننده‌های فالینگ فیلم بررسی شود.