

تحلیل عددی تاثیر شیب بر تقطیر جریان لایه‌ای درون لوله شیبدار

حمید صفاری^{۱*} و علی شهروزیان^۲

^۱استادیار دانشکده مهندسی مکانیک - دانشگاه علم و صنعت ایران

^۲دانش‌آموخته کارشناسی ارشد مهندسی مکانیک - دانشگاه علم و صنعت ایران

(تاریخ دریافت ۸۸/۶/۳۰، تاریخ دریافت روایت اصلاح شده ۸۹/۸/۲۳، تاریخ تصویب ۹۰/۹/۱۰)

چکیده

در این مقاله، تاثیر شیب لوله بر هیدرودینامیک و انتقال حرارت در جریان لایه‌ای درون لوله، در حین تقطیر و در حالت هم جهت بصورت عددی تحلیل شده است. با احتساب گرادیان فشار محوری و تنش برشی میان فازی و تفکیک جریان به سه ناحیه مجزا و بکمک معادلات بقاء و تقریب لایه نازک، معادله دیفرانسیلی غیرخطی و پاره‌ای ضخامت لایه تقطیر استخراج شده است. نتایج به کارگیری یک روش حل عددی تکراری تلفیقی، نشانگر تطابق نتایج با داده‌های آزمایشگاهی است. برای جریان بخار اشباع ورودی با اعداد رینولدز بین ۲۰۰۰۰ تا ۳۰۰۰۰ و دمای اشباع ورودی ۷۰ تا ۱۰۰ درجه سانتی‌گراد، اختلاف دمای جداره و بخار اشباع، طول و قطر لوله و نیز نرخ‌های گرمی متفاوت بخار ورودی، تاثیر شیب لوله بر ضرایب انتقال حرارت در طول لوله محاسبه شده، که بیانگر تاثیر قابل توجه زاویه شیب بر کاهش میزان انتقال حرارت به میزان بیش از بیست درصد می‌باشد.

واژه‌های کلیدی: تقطیر، جریان لایه‌ای، لوله شیبدار، مدل‌سازی تئوری، تحلیل عددی

مقدمه

رافر و کروز [۵] با وارد کردن اثرات ممنوم بر روی جریان لایه‌ای مایع، اعتبار مطالعات را برای نرخ‌های گرمی بالاتر بخار گسترش دادند. جاستر و کوزکی [۶] تقطیر بخار درون لوله را به منظور یافتن یک معیار معتبر برای انتقال جریان از حالت حلقوی به حالت لایه‌ای، بررسی کردند. آنها یک معادله نوع نوسلت با صرف نظر کردن از انتقال حرارت جریان تقطیر شده در کف به دست آوردند. در تمام مطالعات ذکر شده از اثرات تنش برشی میان فازی صرف نظر شده است. کونل و همکاران [۷] با در نظر گرفتن هر دو اثر تنش برشی و نیروی گرانش، تحلیلی برای تقطیر لایه آرام با شرایط جریان موجی - لایه‌ای ارائه دادند. آنها ضخامت لایه محلی تقطیر را از حل عددی معادله دیفرانسیلی که از ترکیب معادلات پیوستگی و انرژی ایجاد شده بود، به دست آوردند. اگرچه آنها با در نظر گرفتن اثر تنش برشی، ضریب انتقال حرارت محلی را تعیین کردند، اما نتوانستند ضریب انتقال حرارت میانگین، که تغییرات انتقال حرارت را در دو جهت محوری و محیطی به حساب می‌آورد، را به دست آورند. چن و کوکا مصطفی اوگولاری [۸] انتقال حرارت تقطیر را درون لوله افقی برای یک جریان دوفازی هم جهت، لایه‌ای مایع - بخار مورد بررسی قرار دادند. آنها با صرف نظر از اثرات

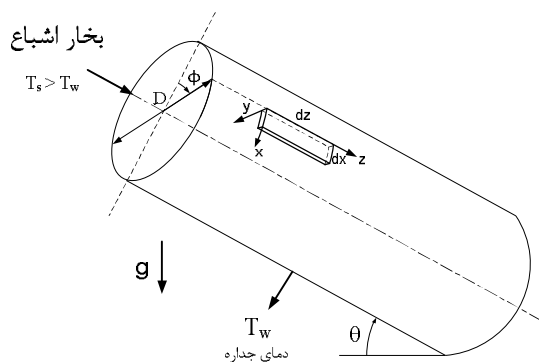
فرآیند تقطیر در لوله‌های افقی و عمودی تحت شرایط جابجایی آزاد و اجباری از جمله مسائل بسیار مهم در انتقال حرارت و مکانیک سیالات می‌باشد که کاربرد وسیعی در صنایع شیمیایی و نیروگاهی، طراحی بویلر، دستگاه‌های تقطیر، تبخیرکننده‌ها و مبادله‌گرهای حرارتی دارند.

نوسلت [۱] نخستین کسی بود که تقطیر لایه آرام بر روی یک صفحه تخت قائم و بر روی یک لوله افقی را تحلیل کرد. او در تحلیل خود از افت فشار و تنش برشی میان فازی صرف نظر کرد. ژاکوب [۲] با صرف نظر کردن از تقطیر انباشته شده در کف لوله، حل نوسلت را به منظور تحلیل فرآیند تقطیر درون لوله بکار برد. تقطیر با جریان لایه‌ای درون یک لوله افقی اولین بار توسط چادوک [۳] ارائه شد. او از تحلیل نوسلت جهت تعیین انتقال حرارت در عرض لایه نازک تقطیر شده بر روی جداره استفاده کرد. او با آرام در نظر گرفتن جریان لایه انباشته شده، از انتقال حرارت این لایه برای مایعات معمولی صرف نظر کرد. چاتو [۴] نیز از الگوئی مشابه چادوک استفاده کرد و روشی به منظور محاسبه ضریب انتقال حرارت و زاویه لایه مایع انباشته در کف لوله افقی ارائه داد. در تحلیل‌های چادوک و چاتو، بخار ساکن فرض شده.

تبیین مدل و استخراج معادلات حاکم

توصیف مدل

شکل (۱) لوله‌ای شیبدار با زاویه شیب θ نسبت به افق، قطر داخلی D ، طول L و دمای جداره $T_w < T_{si}$ (که در طول فرآیند تقطیر ثابت است را به صورت شماتیک نشان می‌دهد. بخار اشباع در T_{si} در $Z = 0$ وارد لوله شده و در جهت محور لوله جریان می‌یابد و همزمان بر سطح داخلی لوله تقطیر می‌گردد. با فرض تعادل ترمودینامیکی، بخار در دمای اشباع محلی متناظر با افت فشار محوری قرار دارد $T_s = T_s(Z)$. شکل (۱) همچنین حجم دیفرانسیلی کوچک از لایه تقطیر شده را در قسمت بالایی لوله نمایش می‌دهد که تحت تأثیر نیروی گرانش و تنش برشی میان‌فازی در دو جهت محیطی و محوری لوله حرکت می‌کند، لذا جریان لایه تقطیر شده کاملاً محیطی در نظر گرفته نمی‌شود.



شکل ۱: شکل شماتیک لوله شیبدار.

مایع تقطیر شده در نهایت در پایین‌ترین قسمت لوله جمع می‌شود و تحت تأثیر نیروی ثقل و تنش برشی میان‌فازی در جهت Z حرکت می‌کند. ارتفاع این لایه تقطیر شده توسط زاویه ϕ_m ، تعیین می‌شود. در نتیجه سه میدان جریان مجزا وجود خواهد داشت که عبارتند از: جریان آرام لایه تقطیر شده بر روی جداره، جریان آرام لایه انباشته شده در کف و جریان آرام یا آشفته بخار در مرکز لوله. شکل (۲) مبین نحوه قرارگیری این سه ناحیه و مدل فیزیکی تحلیل حاضر می‌باشد. هیدرودینامیک این سه ناحیه مجزا مکانیزم انتقال حرارت درون لوله را تعیین می‌کند؛ بنابراین حل همزمان معادلات بقاء نواحی مذکور به منظور تعیین ضرایب انتقال حرارت مورد نیاز هستند.

انحاء داخل لوله، جریان را لایه‌ای و آرام در نظر گرفته و با لحاظ اثرات افت فشار، تنش برشی میان‌فازی، دمای اشباع، اختلاف دمای بین دیواره و ورودی لوله و رشد زاویه لایه-ای مرتبط با لایه انباشته شده در کف لوله، تحلیل خود را انجام دادند. سپس با استفاده از یک الگوی عددی تکرار به محاسبه ضرایب انتقال حرارت پرداختند. نتایج تئوری به دست آمده از تحلیل آنها با داده‌های آزمایشگاهی موجود تطابق قابل قبولی داشت. الانصاری و اون [۹] با استفاده از مدل فوق‌الذکر [۸]، هیدرودینامیک و انتقال حرارت جریان بخار در حال تقطیر و تبخیر داخل یک لوله را تحلیل کردند. معلم و سیدمن [۱۰] با فرض لوله با شیب کم، تقطیر درون لوله را در حالت هم‌جهت و مختلف-الجهت بررسی کرده‌اند. فورست [۱۱] همانند فیگ و روتزل [۱۲] مدلی بمنظور محاسبه تقطیر درون لوله شیبدار با مقطع بیضی، گسترش داد. در مدل فیگ و روتزل فرض شده بود که تقطیر به صورت لایه‌ای آرام بر روی لوله جریان می‌یابد و سپس در پایین‌ترین قسمت لوله جمع می‌شود و به صورت آرام جریان می‌یابد. محاسبات در نواحی مختلفی که با استفاده از این فرض ایجاد شده، بصورت مجزا انجام می‌شود. این نواحی توسط شرایط مرزی موجود به یکدیگر مرتبط می‌شوند. فیگ [۱۳] همچنین یک راه حل تحلیلی برای تعیین ضخامت محلی لایه در خارج لوله شیبدار بیضی شکل برای تقطیر نوع نوسلت ارائه کرد. در این مدل به اثرات کشش سطحی توجه شده‌است. فیدلر و آراچر [۱۴] ضرایب انتقال حرارت و ضخامت لایه تقطیر را در طی فرآیند برگشتی مبرد R134a در یک لوله شیبدار به قطر کم بصورت آزمایشگاهی مورد بررسی قرار دادند. همچنین آنها یک مدل فیزیکی برای تقطیر برگشتی آرام بخار اشباع خالص در یک لوله شیبدار با قطر خیلی کوچک ارائه دادند. نتایج حاصله ضمن تطبیق منطقی با نتایج آزمایشگاهی، بیانگر تاثیر زیاد زاویه شیب بر ضرایب انتقال حرارت است.

لازم به ذکر است که در مدل‌های بررسی شده فوق‌الذکر لوله افقی است و شیب در نظر گرفته نشده و یا از اثر گرادیان فشار محوری و تنش برشی میان‌فازی مطابق فرضیات نوسلت، صرف‌نظر شده است. لکن در مقاله حاضر با در نظر گرفتن هر سه اثر در فرآیند تقطیر به محاسبه ضرایب انتقال می‌پردازیم.

داشت:

$$\frac{2g\Delta\rho\cos\theta}{\mu D}\left[\delta^3\sin\phi\frac{\partial\delta}{\partial\phi}+\frac{\delta^4}{3}\cos\phi\right]+$$

$$\frac{\rho\delta^2}{\mu}\left[\tau_i-\delta\left(\frac{dP}{dz}-g\Delta\rho\cos\theta\right)\right]\frac{\partial\delta}{\partial z}-$$

$$\frac{\rho\delta^4}{3\mu}\frac{\partial}{\partial z}\left(\frac{dP}{dz}-g\Delta\rho\sin\theta\right)+\frac{\rho\delta^3}{2\mu}\frac{\partial\tau_i}{\partial z}-\frac{k\Delta T}{h_{fg}}=0$$
(۱۰)

معادله (۱۰) یک معادله غیر خطی با مشتقات جزئی بر حسب $\delta = \delta(Z, \phi)$ می باشد که به روش عددی قابل حل می باشد. حل این معادله مستلزم اطلاع از میزان افت فشار اصطکاکی و تنش برشی میان فازی می باشند که بصورت زیر بیان می شوند [۱۵]:

$$\frac{dP}{dz} = -\frac{4\tau_i}{d_h} - \rho_g j_g \frac{d}{dz} \left(\frac{j_g}{\alpha} \right)$$
(۱۱)

$$d_h = \frac{4A_g}{D[\phi_m + \sin(\pi - \phi_m)]}$$
(۱۲)

$$A_g = \frac{D^2}{8}(2\phi_m - \sin 2\phi_m)$$
(۱۳)

$$\alpha = \frac{A_g}{A} = \frac{2\phi_m - \sin 2\phi_m}{2\pi}$$
(۱۴)

$$\tau_i = \frac{1}{2} f_i \rho_g w_g^2$$
(۱۵)

$$f_i = c Re_g^{-m}$$
(۱۶)

$$w_g = j_g / \alpha$$
(۱۷)

$$Re_g = w_g d_h / \nu_g$$
(۱۸)

که در رابطه (۱۶) مقادیر c و m به ترتیب برابر ۱۶ و ۱ و برای جریان آرام و برابر ۰/۴۶ و ۰/۲ برای جریان مغشوش می باشند.

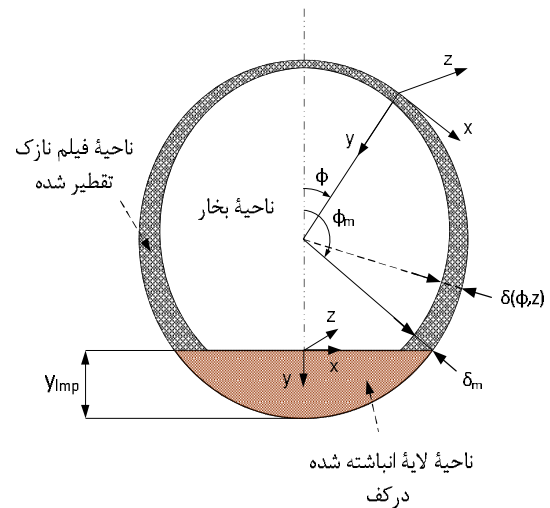
تحلیل جریان لایه انباشته شده در کف

با توجه به مختصات در نظر گرفته شده برای لایه انباشته شده در شکل (۲) و فرض آرام بودن جریان در لایه مذکور و استفاده از ساده سازی ها و تقریبات لایه نازک، داریم:

$$\mu \left(\frac{\partial^2 w}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 w}{\partial y^2} \right) - \frac{dP}{dz} + g\Delta\rho \sin\theta = 0$$
(۱۹)

از بکار بردن اصل بقاء جرم برای حجم کنترل نشان داده شده در شکل (۳) به طول Δz :

$$\frac{\dot{m}_{c,\Delta z}}{\Delta z} = \dot{m}_{c1} + \dot{m}_{c2}$$
(۲۰)



شکل ۲: مدل فیزیکی و محورهای مختصات در نواحی سه گانه.

جریان لایه تقطیر شده بر محیط لوله

جریان لایه تقطیر شده آرام و ضخامت آن در قیاس با قطر لوله خیلی کوچک فرض می شود، لذا از اثر انحنا می توان صرف نظر کرد. از اعمال معادلات بقاء بر یک المان دیفرانسیلی در این لایه و استفاده از تقریبات لایه نازک [۸] خواهیم داشت:

$$\frac{\partial u}{\partial x} + \frac{\partial v}{\partial y} + \frac{\partial w}{\partial z} = 0$$
(۱)

$$\mu \frac{\partial^2 u}{\partial y^2} + g\Delta\rho \cos\theta \sin\phi = 0$$
(۲)

$$\mu \frac{\partial^2 w}{\partial y^2} - \left(\frac{dP}{dz} - g\Delta\rho \cos\theta \right) = 0$$
(۳)

$$\frac{\partial^2 T}{\partial^2 y} = 0$$
(۴)

در شرایط مرزی زیر:

$$y=0 \Rightarrow u=w=0, T=T_w$$
(۵)

$$y=\delta \Rightarrow \partial u/\partial y=0, \mu(\partial w/\partial y)=\tau_i$$
(۶)

$$T=T_s, \dot{m}_i'' h_{fg} = -k(\partial T/\partial y)$$
(۷)

\dot{m}_i'' نرخ تقطیر میان فازی بر واحد سطح لایه تقطیر شده می باشد که برابر است با:

$$\dot{m}_i'' = \rho(v-u) \frac{\partial\delta}{\partial x} - w \frac{\partial\delta}{\partial z} \Big|_{y=\delta}$$
(۸)

اعمال معادله بقاء جرم برای یک المان دیفرانسیلی کوچک در لایه تقطیر نتیجه زیر را در بر خواهد داشت [۹]:

$$\frac{\partial}{\partial x} \int_0^\delta u dy + \frac{\partial}{\partial x} \int_0^\delta w dy = \frac{k}{\rho h_{fg}} \left(\frac{\partial T}{\partial y} \right)_{y=\delta}$$
(۹)

با به دست آوردن پروفیل های سرعت و دما به کمک معادلات (۲) تا (۸) و جایگزینی آنها در رابطه (۹) خواهیم

می‌شود. در یک نمو طولی خواص هندسی سیال ثابت فرض می‌شوند. لذا الگوی حل با استفاده از شبکهٔ اختلاف دارای مراحل زیر است:

مرحله یک - حل نوسلت

ضخامت لایه تقطیر در ورودی لوله بر مبنای فرضیات نوسلت به طور تقریبی به صورت زیر محاسبه می‌شود [۲۰]:

$$\delta(\phi) = \left(\frac{2D\mu K\Delta T}{g\rho\Delta p h_{fg} \cos\theta} \right)^{0.25} \times \quad (25)$$

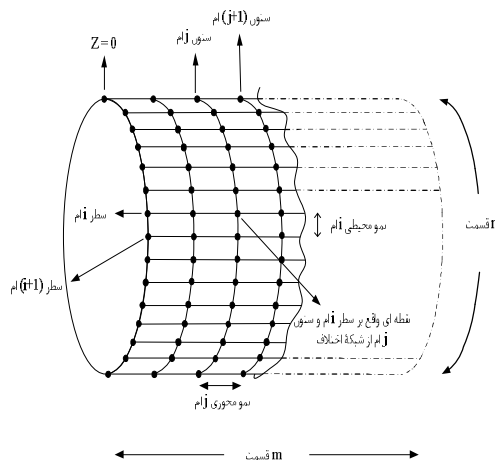
$$(\sin\phi)^{-1/3} \times \left[\int_0^\phi (\sin\phi)^{1/3} \right]^{0.25}$$

از رابطه (۲۵) ضخامت تمام نقاط واقع بر ستون اول از شبکهٔ اختلاف به دست می‌آید. در نهایت حل نوسلت مسئله، منجر به تعیین مقادیر خواص جریان مثل کیفیت بخار (X) شار حجمی جریان بخار (\dot{J}_g) و مایع (\dot{J}_m) و ... در اولین نمو طولی از شبکهٔ اختلاف می‌گردد.

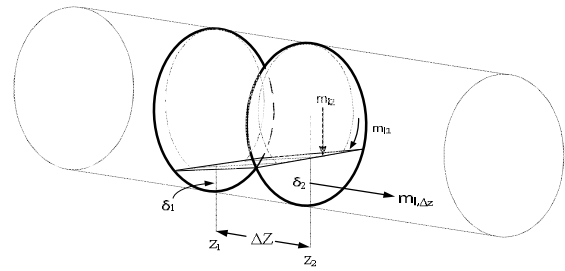
مرحله دو - تعیین مقدار زاویهٔ لایه‌ای در \dot{J} امین نمو

طولی $\Phi_m(j)$

تحلیل ضرایب انتقال در دومین نمو طولی شروع می‌شود. حل معادله (۱۰) به منظور دستیابی به ضخامت نقاط واقع بر ستون‌های دوم به بعد از الگوی یکسانی پیروی می‌کند. حل معادله مستلزم آگاهی داشتن از خواص مایع و محدودهٔ انتگرال‌گیری در دومین (\dot{J} امین) نمو می‌باشد. بر اساس شرایط ورودی و یا موقعیت قبلی محوری در شبکهٔ اختلاف، مقداری برای Φ_m از حل معادله (۲۱) به دست می‌آید.



شکل ۴: شبکهٔ اختلاف محدود.



شکل ۳: تعادل جرمی برای یک المان در لایهٔ انباشته شده.

و جایگزین کردن مقادیر معادل ترم‌های موجود در رابطه (۲۰) و مرتب کردن آنها بر حسب نرخ حجمی، برای شار حجمی لایهٔ انباشته شده در کف خواهیم داشت:

$$j_{g,z}(z) = \frac{D^2}{48\mu} \left(-\frac{dP}{dz} \right) \{ 2\zeta^3\eta - 15\zeta\eta + (3+12\eta^2)(\pi - \phi_m) \} + \frac{D\tau_i}{12\mu\pi} \{ 6\zeta - 2\zeta^3 - 6\eta(\pi - \phi_m) \} \quad (21)$$

که در آن:

$$\eta = \cos(\pi - \phi_m) \quad (22)$$

$$\zeta = \sin(\pi - \phi_m) \quad (23)$$

تحلیل جریان بخار اشباع

همان‌طور که قبلاً بیان شد جریان بخار با حرکت در جهت محوری به طور پیوسته با کاهش جرم روبرو است. اعمال معادلهٔ بقاء برای یک المان کوچک به طول ΔZ در ناحیهٔ بخار و حل آن نرخ حجمی بخار در حال تقطیر را می‌دهد [۱۵]:

$$\frac{dj_g}{dz} = 4h(z)(T_s - T_w) / (\rho_g d_h h_{fg}) \quad (24)$$

ارائه روش عددی حل معادلات حاکم

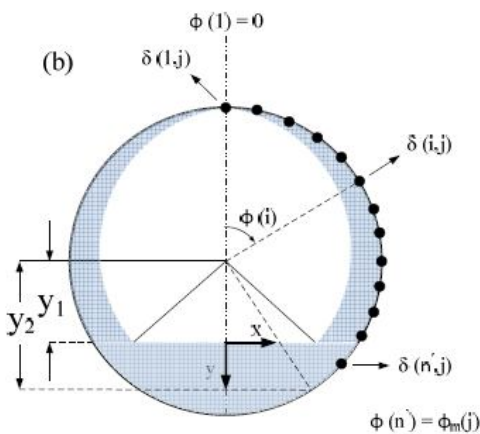
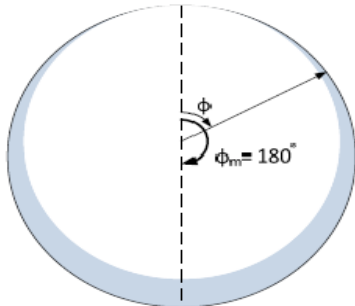
به منظور حل عددی معادلهٔ توزیع ضخامت و تعیین ضرایب انتقال از وجود یک شبکهٔ اختلاف محدود مطابق شکل (۴) بهره می‌بریم. در حقیقت به کمک معرفی این شبکه قادر خواهیم بود فرم اختلاف محدود پسرو را برای ترم‌های dP/dz ، $d\tau/dz$ و $d\phi/dz$ به کار ببریم.

در شکل (۴)، $\delta(i,j)$ مبین ضخامت لایه در مکانی واقع بر جدارهٔ لوله و m و n نیز با توجه به شکل (۵) به ترتیب با تعداد تقسیمات در جهت طولی و محیطی (بر روی جدارهٔ لوله) برابرند. خواص سیال در \dot{J} امین نمو از شبکهٔ اختلاف، برابر خواص در \dot{J} امین ستون در نظر گرفته

$$j_{\beta}(j+1) = j_{\beta}(j) + \frac{dj_{\beta}}{dz}(j)\Delta z \quad (29)$$

$$j_g(j+1) = j_g(j) - \frac{dj_g}{dz}(j)\Delta z \quad (30)$$

(a)



شکل ۵: سطح مقطعی از لوله واقع در اولین (a)، ز امین (b) ستون شبکه اختلاف محدود.

مقدار $\frac{dj_{\beta}}{dz}(j)$ از رابطه زیر بدست می آید: [۲۰]

$$\frac{dj_{\beta}}{dz}(j) = \frac{8g\rho\Delta\rho\delta_m^3 \sin\phi_m}{3\pi D^2\mu} + \frac{4h_l \sin(\pi - \phi_m)(T_s - T_w)}{\rho\pi Dh_{fg}} \quad (31)$$

مرحله شش

با تکرار مراحل ۲ تا ۵ در شبکه اختلاف، مقادیر ضخامت و ضرایب انتقال حرارت در نموهای محوری بعدی محاسبه و سپس پروسه حل در موقعیت بعدی محور تکرار می شود.

مرحله هفت

روش محاسباتی مذکور تا جایی که $j_g \approx 0, T_s \leq T_w$ و یا انتهای لوله تمام شود، ادامه می یابد.

مقادیر افت فشار، تنش برشی و خواص جدید سیال به کمک روابط (۱۱) تا (۱۸) با در دست داشتن ϕ_m قابل محاسبه خواهند بود. مقادیر جدید dP/dz ، τ_i و خواص سیال مجدداً برای تعیین زاویه ϕ_m بکار می روند. به همین ترتیب یک پروسه تکراری تا حصول یک دقت معین برای ϕ_m اجرا خواهد شد (شکل ۵-ب). لازم به ذکر است که در اولین نمو محوری انباشتگی در کف صفر در نظر گرفته می شود. (شکل ۵-الف)

مرحله سه - تعیین $\delta(1,j)$

تعیین مشخصات کامل جریان در دومین (Z امین) ستون، نیازمند تعیین $\delta(1,j)$ به عنوان یک مقدار اولیه برای میدان جریان مایع محیطی می باشد که با جایگذاری $\phi = 0$ در معادله (۱۰) و حل جبری معادله حاصله و اعمال روش اختلاف محدود پسر و به دست می آید. در شکل (۶-الف) مشاهده می شود که برای محاسبه $\delta(1,j)$ در هر مرحله، از وجود نقطه معلوم $\delta(i,j-1)$ که در مرحله قبل به دست آمده، استفاده شده است.

مرحله چهار - محاسبه ضخامت نقاط واقع بر Z امین ستون

با داشتن $\delta(1,j)$ ، معادله (۱۰) در فاصله $0 \leq \phi \leq \phi_m$ و بکمک روش رانگ- کوتای مرتبه ۴ قابل حل می باشد. در شکل (۶-الف) نشان داده شده است که برای محاسبه $\delta(i,j)$ از وجود نقاط معلوم $\delta(i-1,j)$ و $\delta(i,j-1)$ در شبکه اختلاف استفاده می شود. در نهایت ضخامت لایه مایع بر روی جداره در دومین (Z امین) نمو به دست می آید. ترتیب محاسبه ضخامت نقاط مختلف شبکه اختلاف به صورت شماتیک در شکل (۶-ب) آمده است. اکنون مقادیر ضریب انتقال حرارت $h_c(j)$ ، $h_l(j)$ و $h(j)$ به کمک روابط زیر قابل محاسبه خواهند بود:

$$h_c(j) = \frac{k}{\phi_m} \int_0^{\phi_m} [1/\delta(\phi, z)] d\phi \quad (26)$$

$$h_l(j) = \frac{\Phi_l (k/D) (8 \text{Re}_{sl})^{0.5}}{5 + 5[\ln(5 \text{Pr} + 1)] \text{Pr}^{-1}} \quad (27)$$

$$h(j) = \frac{h_c(j)\phi_m + h_l(j)(\pi - \phi_m)}{\pi} \quad (28)$$

مرحله پنج

مقدار تقطیر شده انباشته شده در کف لوله و شار بخار در انتهای هر گام به صورت زیر به دست می آید:

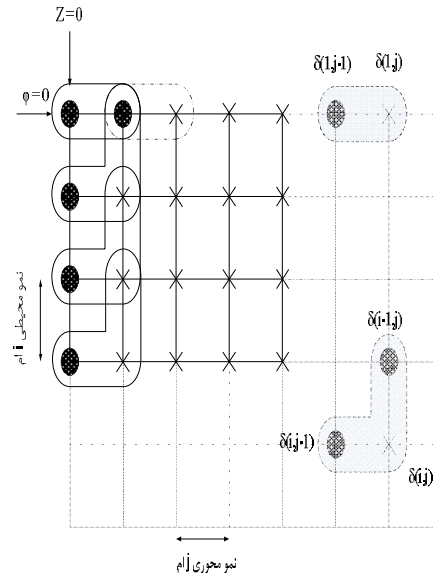
ضریب انتقال حرارت کل برابر است با:

$$\bar{h}(z) = \frac{1}{l} \int_0^l h_i(z) dz \quad (32)$$

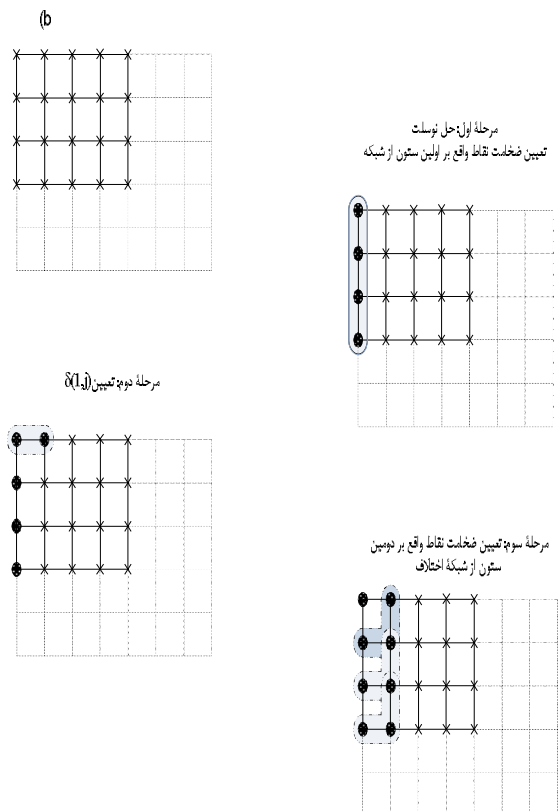
$$h_i(z) = \frac{\Delta T(z)}{T_s - T_w} h(z) \quad (33)$$

نتایج

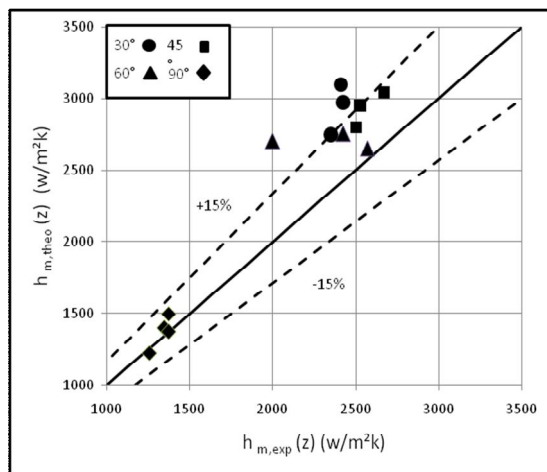
ابتدا به منظور بررسی صحت اعتبار تحلیل، داده‌های آزمایشگاهی فیدلر و آراچر [۱۴] که برای مبرد R134a تحت شرایط: فشار ۷/۲ مگاپاسکال برای بخار اشباع ورودی درون لوله‌ای به قطر ۷ میلی‌متر، طول ۵۰۰ میلی‌متر و اختلاف دمای ۶/۵ کلوین بین دیواره داخلی لوله و بخار اشباع ورودی به دست آمده است را با نتایج تحلیل عددی در شرایط مشابه مقایسه می‌کنیم. نتایج حاصله از این مقایسه در شکل (۷) ارائه شده است که در تطابق منطقی با داده‌های آزمایشگاهی بنظر می‌رسد. سپس به منظور محاسبه ضرایب انتقال حرارت کلی و ضخامت لایه تقطیر، برای زوایای مختلف لوله، نرخ‌های مختلف جریان بخار، دماهای اشباع اولیه متفاوت، اختلاف دماهای متفاوت و طول‌های مختلف به ارائه نتایج تحت شرایط طول ۳ متر، قطر داخلی ۲/۵۴ سانتی‌متر، دمای اشباع ورودی ۱۰۰ و اختلاف دمای ۲ درجه سلسیوس و عدد رینولدز ۳۰۰۰۰ برای نرخ‌های مختلف جریان بخار آب می‌پردازیم تا امکان مقایسه با نتایج تحلیل مرجع [۱۳] فراهم باشد. در شکل (۸) این مقایسه ترسیم شده است. اختلاف مشاهده شده بین نتایج، ناشی از این امر است که در مرجع [۸] شرایط ورود بر اساس حل نوسلت، بر روی یک دیوار تخت عمودی می‌باشد، در صورتی که در تحلیل حاضر شرایط ورودی بر اساس شرایط نوسلت بر روی دیواره داخلی لوله، مرتبط با زاویه محیطی است.



(a) نمو محوری آم



شکل ۶ الف و ب : توصیف شماتیک مراحل سه و چهار از الگوی حل به صورت شماتیک.



شکل ۷: مقایسه مقادیر آزمایشگاهی و عددی ضرایب انتقال حرارت میانگین در شیب‌های مختلف لوله

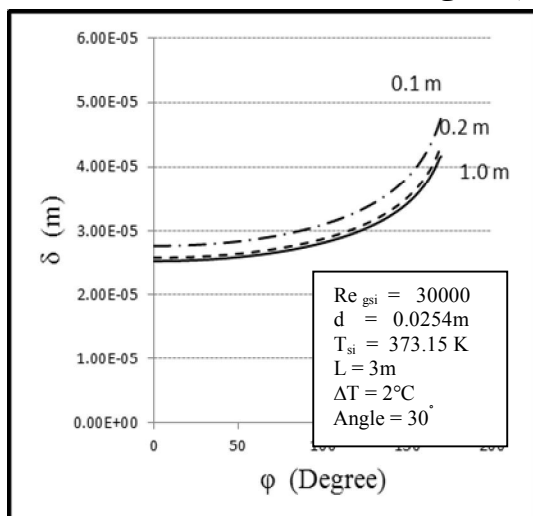
در شکل (۹) اثر تغییر شیب لوله بر روی گرادیان فشار محوری به تصویر کشیده شده است. مشاهده می‌شود با

گرانش، مقدار بیشتری از تقطیر تولید شده در مرحله قبل، به مرحله بعدی اضافه خواهد شد.

اشکال (۱۲) و (۱۳) اثر زاویه شیب لوله را به ترتیب بر روی زاویه لایه‌ای، Φ_{mi} ، و ارتفاع لایه انباشته شده در کف لوله نشان می‌دهند. افزایش شیب لوله باعث کاهش ارتفاع لایه انباشته شده و در نتیجه افزایش Φ_{mi} خواهد شد. شکل (۱۴) ضریب انتقال حرارت محلی را در طول محیط لوله، $h_c(\phi, z)$ ، در زاویه‌های ۰، ۳۰ و ۶۰ درجه در فاصله ۰/۱ متری از ابتدای لوله نمایش می‌دهد. با توجه به منحنی‌های ترسیم شده می‌توان گفت:

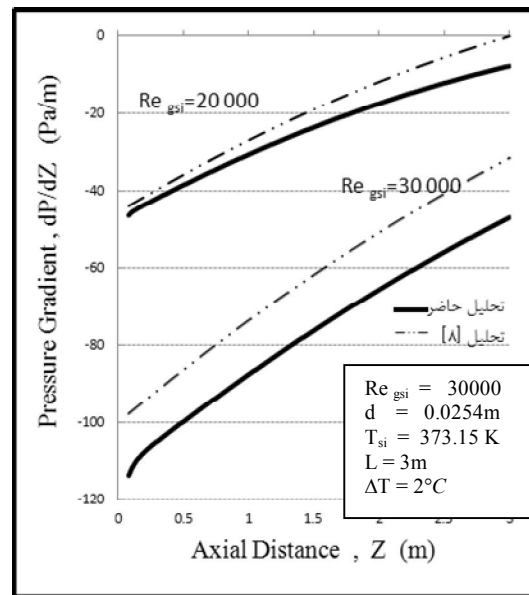
الف) برای مقادیر مشخص Re ، ΔT_i ، T_{si} و θ ، ضرایب انتقال حرارت محلی به طور پیوسته در طول محیط کاهش می‌یابند، تا زمانیکه زاویه محیطی به ماکزیمم مقدار خود، Φ_{mi} ، برسد. در این زاویه مقدار ضریب انتقال حرارت محلی به مقدار ضریب انتقال حرارت لایه انباشته شده در کف لوله افت می‌کند. علت افت ناگهانی $h_c(\phi, z)$ به $h_f(z)$ این است که در مدل تحلیلی دو ناحیه مجزا برای محاسبات در نظر گرفته شده است. یکی برای $\Phi_{mi} \leq \Phi \leq \pi$ و دیگری برای $0 \leq \Phi \leq \Phi_{mi}$. مدل تحلیلی حاضر، محاسبات محیطی محلی را برای ناحیه اول و یک محاسبه میانگین را برای ناحیه دوم اجازه می‌دهد.

ب) در زاویه‌های شیب پایین‌تر، ضرایب انتقال حرارت بالاتری مشاهده می‌شود. زیرا در Φ_{mi} کوچکتر (لایه انباشته شده ضخیم‌تر) سطوح انتقال برای لایه تقطیر شده کوچکتر می‌باشند.

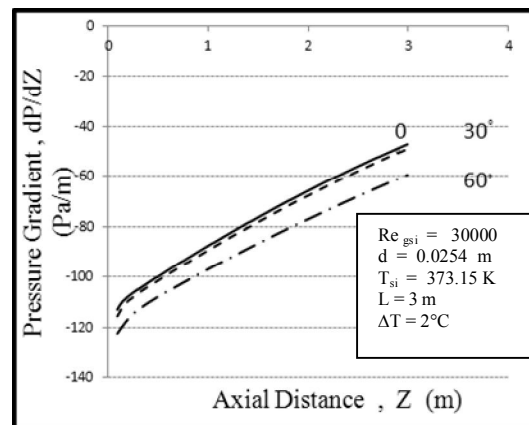


شکل ۱۰: تغییرات ضخامت لایه مایع در طول محیط لوله در فواصل ۰/۱، ۰/۲ و ۱ متری از ورودی لوله در زاویه شیب ۳۰°.

افزایش شیب، گرادین فشار محوری افزایش می‌یابد. شکل (۱۰) ضخامت لایه مایع در طول محیط لوله، در فواصل محوری مختلف، با زاویه شیب ۳۰ درجه نمایش می‌دهد. مشاهده می‌شود که با دور شدن از ابتدای لوله مقادیر منحنی ضخامت در طول لوله کاهش می‌یابد. کم شدن مقدار بخار موجود در لوله در جهت محوری در اثر تقطیر، باعث به وجود آمدن این پدیده خواهد شد.



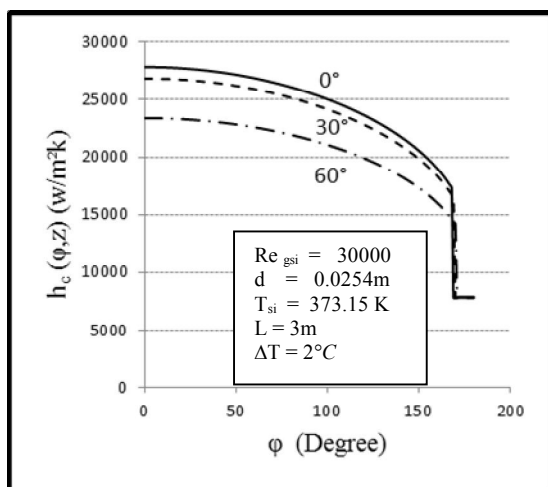
شکل ۸: مقایسه مقادیر افت فشار محلی به دست آمده از تحلیل حاضر با تحلیل انجام شده در مرجع [۸].



شکل ۹: تغییرات گرادین فشار محوری در طول لوله در زوایای شیب متفاوت برای جریان بخار - آب

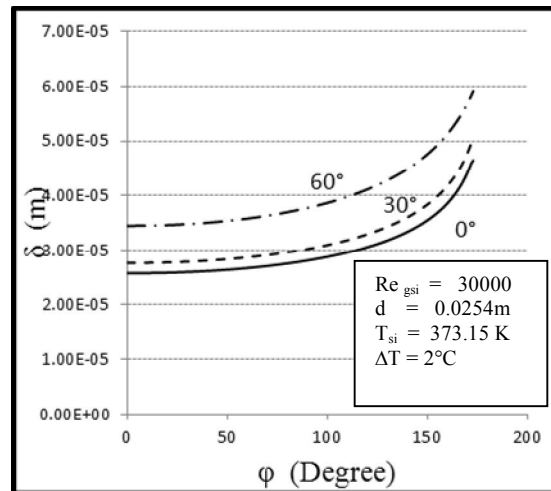
شکل (۱۱) به بررسی اثر تغییرات شیب بر روی ضخامت لایه در طول محیط در موقعیت محوری $z = 0.1 m$ ، می‌پردازد. مشاهده می‌شود ضخامت لایه مایع با افزایش شیب لوله، افزایش می‌یابد. در حقیقت با افزایش شیب و در نتیجه افزایش مؤلفه محوری نیروی

با توجه به معادله (۲۵) و منحنی‌های ترسیم شده در شکل (۱۲) بدیهی است که با افزایش موقعیت محوری لوله، ضریب انتقال حرارت میانگین لایه تقطیر شده نیز افزایش می‌یابد. منحنی‌های ترسیم شده در شکل (۱۵) صحت این پیش‌بینی را نشان می‌دهند. با توجه به اینکه در شیب‌های بالاتر با ضخامت‌های تقطیر شده بزرگتری روبرو هستیم، مقدار $h_c(z)$ با افزایش شیب کاهش می‌یابد. شکل (۱۶) چگونگی اثر تغییر شیب را بر $h_c(z)$ مورد بررسی قرار می‌دهد. همان‌طور که در شکل (۹) نشان داده شده با افزایش شیب با افت فشار بزرگتری روبرو خواهیم بود، در نتیجه مقدار Φ افزایش خواهد یافت. با مراجعه به معادله ۲۶ کاملاً بدیهی به نظر می‌سد که با افزایش شیب $h_c(z)$ نیز افزایش خواهد یافت. با توجه به معادله (۲۶) کاملاً بدیهی به نظر می‌سد که با افزایش شیب ضرایب انتقال حرارت میانگین لایه انباشته شده در کف نیز افزایش خواهد یافت. به دلیل اثرات متقابل دمای اشباع اولیه، اختلاف دمای اولیه، افت فشار و زاویه لایه‌ای تعبیر رفتار کلی ضریب انتقال حرارت میانگین، $h_c(z)$ ، غیر ممکن است.

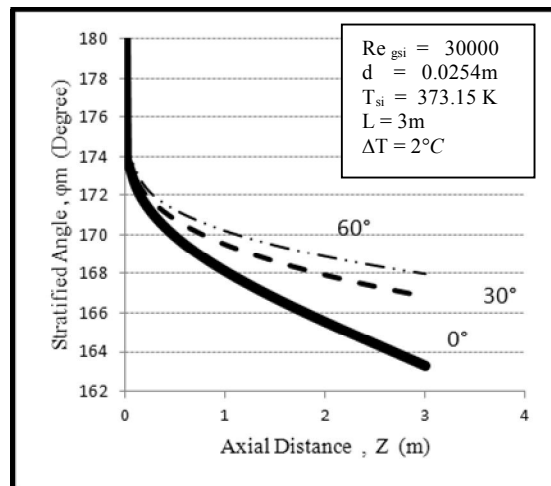


شکل ۱۴: تغییرات ضریب انتقال حرارت محلی، $h_c(\phi, z)$ ، بر روی جداره در زوایای شیب مختلف.

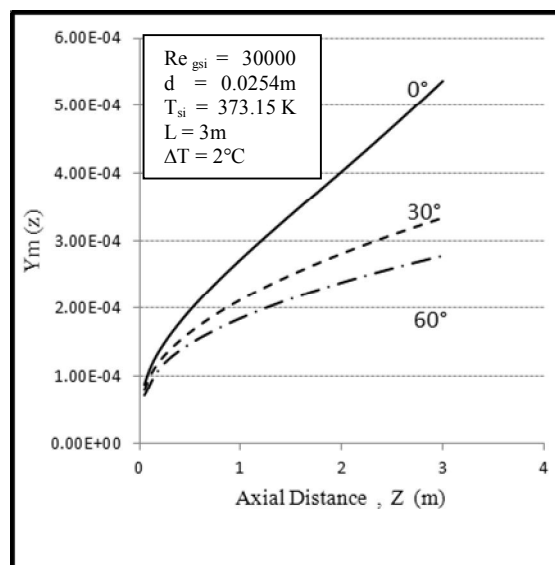
مطابق مرجع [۱۳] رفتار $h_c(z)$ را می‌توان به دمای محلی نسبت داد. در نتیجه چنین می‌توان برداشت کرد که در دماهای بالاتر و در موقعیت‌های محوری مشابه با انتقال حرارت بالاتری روبرو هستیم. طبیعی است که با افزایش شیب و کاهش دما، با کاهش ضریب انتقال حرارت میانگین روبرو خواهیم شد. شکل (۱۷) این رفتار را توصیف می‌کند.



شکل ۱۱: اثر تغییرات شیب بر ضخامت لایه مایع در موقعیت محوری ۰/۱ متر از ابتدای لوله در زوایای شیب متفاوت

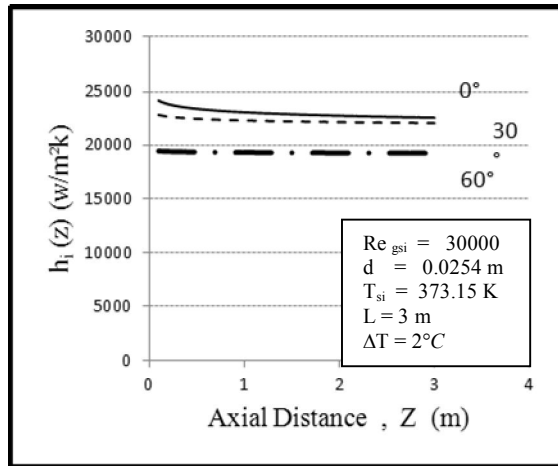


شکل ۱۲: تغییرات زاویه لایه‌ای در طول لوله در زوایای شیب مختلف برای جریان بخار - آب



شکل ۱۳: تغییرات عمق لایه انباشته شده در طول لوله در زوایای شیب مختلف برای جریان بخار - آب.

با افزایش شیب، ضریب انتقال حرارت روندی نزولی طی خواهد کرد. علاوه بر این کاهش $h_c(z)$ در جهت محوری را می‌توان به افت فشار، کاهش نرخ جریان بخار و کاهش زاویه لایه‌ای در جهت محوری نسبت داد.



شکل ۱۸: تغییرات ضریب انتقال حرارت کلی در طول لوله در اثر تغییر شیب.

نتیجه‌گیری

تحلیل ارائه شده در این مقاله به منظور بررسی انتقال حرارت و افت فشار در لوله‌ای شیبدار با جریان بخار در حالت تقطیر درون لوله انجام شده است. نتایج به دست آمده از تحلیل حاضر با داده‌های تحلیلی مرجع [۹] برای جریان دوفازی بخار-آب در حالت لوله افقی و با داده‌های آزمایشگاهی مرجع [۱۴] برای میبرد R134a در حالت لوله شیبدار مقایسه شده‌اند. نشان داده شده است زاویه شیب اثر مهمی بر ضرایب انتقال حرارت دارد. نتایج به دست آمده از تحلیل حاضر برای ضرایب انتقال حرارت و ضخامت لایه تقطیر در یک تطابق منطقی با داده‌های آزمایشگاهی موجود قرار دارند.

فهرست علائم

A_g : مساحت سطح مقطع فاز بخار، m^2

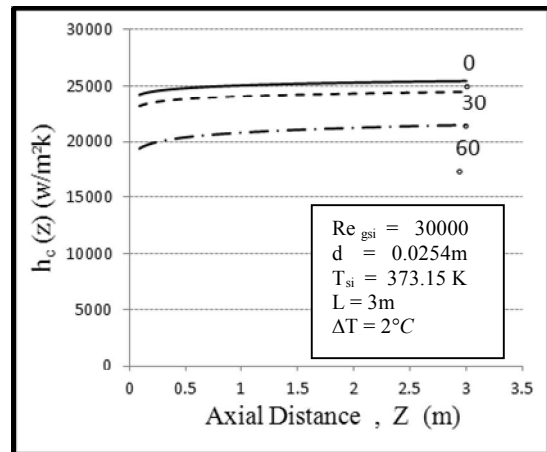
A_f : مساحت سطح مقطع فاز مایع، m^2

d_h : قطر هیدرولیکی لوله، m

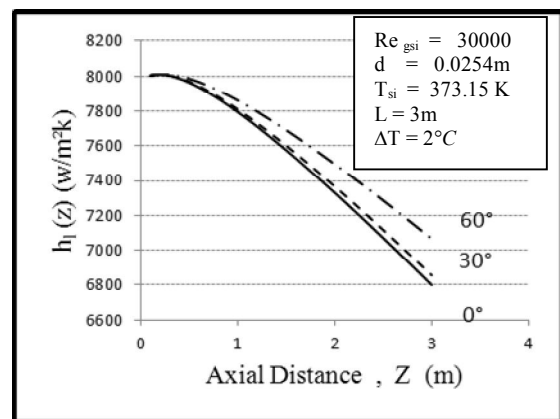
h_c : ضریب انتقال حرارت برای فیلم در حال تقطیر، W/m^2K

h_i : ضریب انتقال حرارت برای لایه انباشته شده، W/m^2K

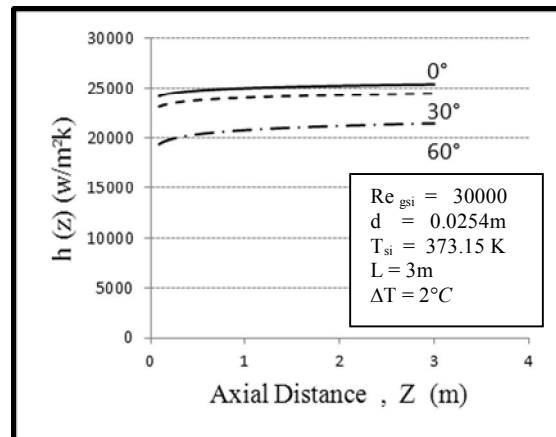
h : ضریب انتقال حرارت کلی، W/m^2K



شکل ۱۵: تغییرات محوری $h_c(z)$ در زاویه‌های شیب متفاوت



شکل ۱۶: تغییرات محوری $h_i(z)$ در زاویه‌های شیب مختلف برای جریان بخار-آب.



شکل ۱۷: اثر تغییر شیب بر ضریب انتقال حرارت میانگین لوله.

شکل (۱۸) نحوه تغییرات ضریب انتقال حرارت کلی لوله را تحت تأثیر شیب‌های متفاوت ارائه می‌دهد. مشاهده می‌شود با افزایش شیب ضریب کلی انتقال حرارت کاهش می‌یابد. با توجه به اینکه با افزایش دما ضریب انتقال حرارت کلی نیز افزایش می‌یابد و در شیب‌های بالاتر با افت دمای بیشتری روبرو هستیم، اینگونه انتظار می‌رود که

افزاینده اصطکاکی جریان دوفاز : Φ	شار حجمی سطحی برای فاز مایع، m/s : j_f
شیب لوله نسبت به افق، deg. : θ	شار حجمی سطحی برای لایه تقطیرشده، m/s : j_{fl}
زاویه محیطی، deg. : φ	شار حجمی سطحی برای فاز گاز، m/s : j_g
زاویه محیطی لایه تقطیرشده، deg. : φ_m	عدد رینولدز سطحی برای فاز مایع : Re_{sl}
دانسیته kg/m^3 : ρ	درجه حرارت اشباع، K : T_s
	درجه حرارت اشباع در ورود به لوله، K : T_{sl}
	درجه حرارت جداره لوله، K : T_w
	اختلاف دما، K : ΔT
	متوسط سطحی کسر حجمی بخار : α
	ضخامت فیلم تقطیرشده بر جداره، m : δ
	محیط لوله، m : ξ
	کشش سطحی، N/m : σ
	تنش برشی، N/m^2 : τ

زیرنویس

فاز مایع : f	
فاز گاز : g	
مقدار اولیه در بدو ورود به لوله : i	
لایه تقطیرشده : l	

مراجع

- 1 - Nusselt, W. (1916). *Surface condensation of water vapor*, Z.verdt. Ing. Vol. 60, PP. 541-546 and PP. 569-575.
- 2 - Jacob, M. (1949). *Heat Transfer*, John Wiley and Sons, Inc., New York, New York, 670.
- 3 - Chaddock, J. B. (1957). "Film condensation of vapor in horizontal tubes." *Refrigerating Engineering* Vol. 65, PP. 36-41 and PP. 90-95.
- 4 - Chato, J. C. (1962). "Laminar condensation inside horizontal tube and inclined tubes." *ASHRAE*, Vol. 4, No. 2, PP. 52-60.
- 5 - Rufer, C. E. and Kezios, S. O. (1965). "Analysis of two-phase one component stratified flow with condensation." *J. Heat Transfer*, Vol 88c, PP. 256-275.
- 6 - Jaster, H. and Kosky, P. G. (1976). "Condensation heat transfer in a mixed flow regime." *Intrenational J. heat mass transfer*, Vol. 19, PP. 95-99.
- 7 - Connell, M. P., Beckingham, M. and Wood, D. C. (1974). *Condensation inside horizontal tube*, in Multi-phase flow systems, London, J. chem. Engineering Symposium series, No. 38, Paper D2.
- 8 - Chen, I. Y. and Kocamostfaogullari, (1987). "Condensation heat transfer studies for stratified, concurrent two-phase flow in horizontal tubes." *Int .J. Heat Mass Transfer* , Vol. 30, No.6, PP. 1133-1148.
- 9 - Al-Ansari, A. D. and Owen. I. (1999). "Thermal and hydrodynamic analysis of the condensation and evaporation processes in horizontal tube desalination plant." *International Journal of Heat and Mass Transfer*, Vol. 31, PP. 1633-1644.
- 10 - Moalem, M. and Sideman, S. (1982). "Condensation inside near horizontal tubes in co-current and counter-current flow." *Int. J. Heat Mass Transfer*, Vol. 25, No. 9, PP. 1439-1444.
- 11 - Furst, J. (1989). *Kondensation in geneigten ovalen Rohren*, Fortschr.-Ber, VDI, Reihe 19, Nr. 36, VDI-Verlag, Dusseldorf.
- 12 - Fieg, G.P. and Roetzel, W. (1994). "Calculation of laminar film condensation in/on inclined elliptical tubes." *Int. J. Heat Mass Transfer*, Vol. 37, PP. 619-624.
- 13 - Fieg, G.P. (1986). *Laminare Filmkondensation an geneigten elliptischen Rohren unter dem Einfluss von*

Schwerkraft und Oberflächenspannung, Fortschr.-Ber. VDI, Reihe 19 (7), VDI- Verlag, Dusseldorf.

14 - Fiedler, S. and Auracher, H. (2004). "Experimental and theoretical investigation of reflux condensation in an inclined small diameter tube." *International Journal of Heat and Mass Transfer*, Vol. 47, PP. 4031–4043.

۱۵ - شهروزیان، ع. (۱۳۸۸)، "تحلیل هیدرودینامیکی و حرارتی تقطیر جریان بخار اشباع در حین عبور از درون لوله شیبدار." پایان نامه کارشناسی ارشد، دانشکده مهندسی مکانیک، دانشگاه علم و صنعت ایران.
