

تعیین تجربی ضریب انتقال حرارت و ضخامت فیلم در فرآیند تغلیظ آب سیب توسط تبخیرکننده با فیلم ریزان

طاهره کاغذچی^۲

دانشکده مهندسی شیمی، دانشگاه صنعتی امیر کبیر

مجتبی سمنانی رهبر^۱

گروه مهندسی شیمی، دانشکده فنی، دانشگاه امام حسین (ع)

چکیده

وجود ویتامین‌ها، پروتئین‌ها و مواد آلی دیگر سبب گردیده که تبخیر آب سیب فرآیندی کاملاً حساس بوده و به همین دلیل این عمل باید در تجهیزاتی صورت گیرد که حداکثر راندمان در انتقال حرارت و حداقل زمان اقامت را داشته باشند. در این تحقیق، آب سیب بدست آمده از منطقه ارومیه، در یک تبخیرکننده نیمه‌صنعتی با فیلم ریزان تغلیظ شده و غلظت آن به $40^{\circ}BX$ رسیده و همچنین تغییرات عدد ناسلت فیلم مایع و ضخامت آن برحسب عدد رینولدز مورد بررسی قرار گرفته است. با توجه به نتایج می‌توان دید که جریان فیلم مایع در محدوده جریان مغشوش قرار دارد. مقایسه نتایج بدست آمده در تبخیر آب سیب با نتایج تحقیقات قبلی نشان می‌دهد که عدد ناسلت فیلم مایع در این فرآیند مطابق با عدد ناسلت بدست آمده توسط چان - سبان، گارین - کیلی بوده و کاملاً نزدیک به نتایج پیش بینی شده توسط ماداور - المصری است. در عین اینکه، ضخامت فیلم مایع کمتر از ضخامت پیش‌بینی شده توسط بروئر، فیند و تاکاهاما است. بر این اساس می‌توان گفت که ضریب انتقال حرارت فیلم مایع در تبخیر آب سیب بیشتر از ضریب انتقال فیلم مایع در تبخیر آب معمولی است.

واژه‌های کلیدی: تبخیر، آب‌سیب، ضخامت، فیلم ریزان، ضریب انتقال حرارت

Experimental Determination of Heat Transfer Coefficient and Liquid Film Thickness in Concentration of Apple Juice, Using Falling Film Evaporator

M.S. Rahbar

Chem. Eng. Gorp, Eng. Department
Imam Hossein Univ.

T. Kaghazchi

Chem. Eng. Department,
Amirkabir Univ. of Tech.

ABSTRACT

Apple juice is a heat sensitive material. Vitamins, proteins, and other organic materials present in apple juice may be easily decomposed during heat processing. Therefore, evaporators with minimum residence time and maximum efficiency should be used for concentrating this material. Thus, long tubular type of falling film evaporator is a suitable device. In this work, the concentration of apple juice obtained from Uroumieh (North West region of Iran) up to $40^{\circ}BX$ in a pilot-plant with single effect of falling film evaporator has been investigated. The results show that liquid film of apple juice flows down in turbulent regime. Also, variations of the Nusselt number and thickness of liquid film versus Reynolds number have been presented. Comparison of obtained results with the results of Chun-Seban, Garwin-Kelly and Mudawware-El Masri, show that Nusselt numbers in this case are very close to their results and the film thickness is less than the results of Brauer, Feind, and Takahama. These results mean that the heat transfer coefficients of the liquid film in evaporation of apple juice are greater than the evaporation of regular water.

Key Words: Evaporation, Apple Juice, Falling Film, Heat Transfer Coefficient

مقدمه

تولید تجاری آبمیوه از ابتدای قرن بیستم آغاز شد ولی تولید آبمیوه تغلیظی (کنسانتره) در سال‌های پس از جنگ دوم جهانی (دهه پنجاه میلادی) توسعه یافت. تغلیظ آبمیوه‌ها به منظور دستیابی به اهداف زیر انجام می‌شود:

الف - امکان تولید محصول با کیفیت یکنواخت در فواصل

زمانی (فصول) مختلف با توجه به فصلی بودن تولید

آبمیوه تازه

ب - کم کردن نوسان قیمت به دلیل فصلی بودن تولید

آبمیوه تازه

ج - افزایش ظرفیت تولید

د - کاستن از بار فرآیند خشک کردن که گاهی در صنایع

آبمیوه‌سازی برای تولید محصولات پودری مورد

استفاده قرار می‌گیرد.

ه - صرفه‌جویی در سرمایه‌گذاری با توجه به اینکه

تجهیزات مربوط به تغلیظ آبمیوه‌ها نسبت به سیستم

ذخیره‌سازی و انبار کردن و نگهداری آبمیوه تازه هزینه

کمتری دارد.

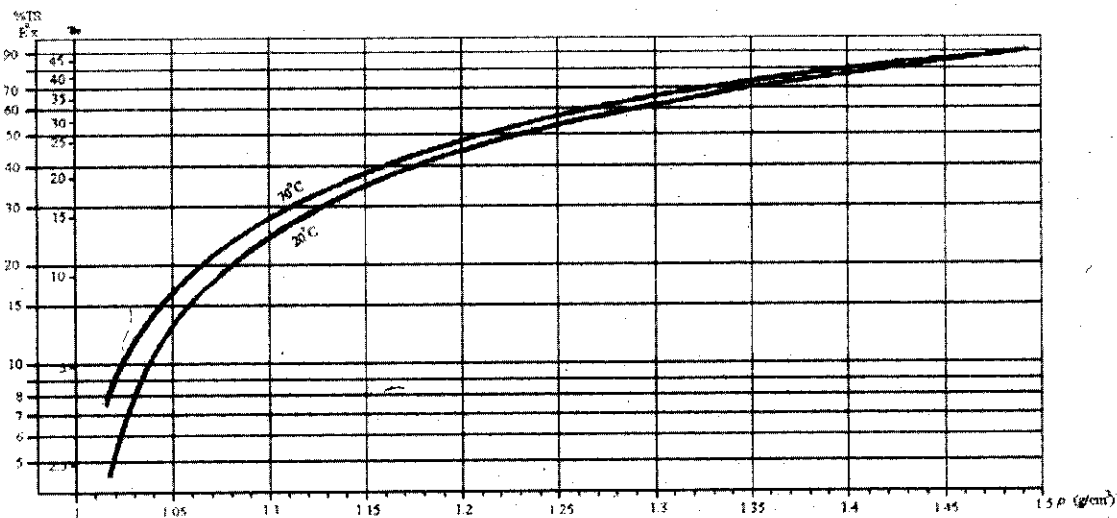
و - کاهش مخارج حمل و نقل زیرا کمیت مواد به طور

چشمگیری کاهش می‌یابد [۱].

از آنجا که آبمیوه‌ها دارای درصد بالای آب به مقدار حداقل ۷۸ درصد وزنی هستند، افزایش غلظت اجزای جامد درون آنها توسط جداسازی آب صورت می‌پذیرد. مقدار جامدات موجود در آبمیوه می‌تواند سبب افزایش نقطه جوش آن شود که میزان این افزایش با تغلیظ آبمیوه تغییر می‌کند. میزان افزایش نقطه جوش با غلظت آبمیوه را می‌توان با رابطه (۱) بیان کرد.

$$\text{B.P.E} = \frac{^{\circ}\text{Bx}}{100 - ^{\circ}\text{Bx}} \quad (1)$$

معیار وجود اجزای جامد در آبمیوه‌ها درجه بریکس $^{\circ}\text{Bx}$ یا درصد وزنی مواد جامد در آبمیوه است. از آنجا که مقدار اعظم جامدات درون آبمیوه را شکر به فرم‌های مختلف تشکیل می‌دهد گاهی درجه بریکس را به صورت درصد وزنی شکر موجود در آبمیوه تعریف می‌کنند. با تغلیظ آبمیوه درجه بریکس آن افزایش می‌یابد. شکل (۱) ارتباط بین درجه بریکس، درجه بومه و دانسیته آبمیوه را ارائه می‌کند [۲].



شکل ۱- ارتباط بین درجه بریکس، درجه بومه و دانسیته آبمیوه [۲].

اسیدمالئیک باز می‌گردد و مقدار آن نیز از تیتراسیون آبمیوه با سود بدست می‌آید. غلظت مطلوب برای آب سیب کنسانتره حدود ۴۵ درجه بریکس است [۳].

نسبت $^{\circ}\text{Bx}$ که نسبت غلظت آبمیوه به اسیدیته آن [acid]

است نیز یکی از پارامترهای مهم در تغلیظ آبمیوه‌هاست. بر طبق استاندارد کشور آمریکا این نسبت ۱۶-۱۷ و در کشورهای دیگر ۱۳-۱۴ است. اسیدیته آب سیب به

عدد رینولدز را می‌توان برحسب شدت جریان فیلم ریزان و محیط تر شده به صورت زیر نیز بیان کرد:

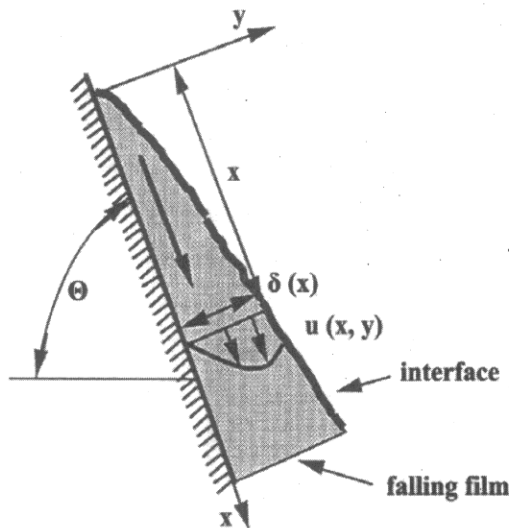
$$Re = \frac{4m_f}{\mu\omega_p} = \frac{4\Gamma}{\mu} \quad (3)$$

که m_f شدت جریان جرمی و ω_p محیط تر شده است. شکل (۲) شمای حرکت سیال بر روی سطحی شیب‌دار را ارائه می‌کند. مطالعات نشان می‌دهد که رژیم جریان حرکت سیال بر روی سطح شیب‌دار را می‌توان به سه دسته آرام، آرام موج‌دار، و مغشوش تقسیم‌بندی کرد:

جریان آرام $Re \leq 5$,
جریان آرام موج‌دار $5 < Re \leq 400$,
جریان مغشوش $Re > 400$.

از آنجا که فیلم ریزان نوعی از حرکت سیال بر روی سطح شیب‌دار است برای بررسی چگونگی حرکت فیلم ریزان، می‌توان حرکت سیال بر روی سطح شیب‌دار را مورد مطالعه قرار داد. برای سطح شیب‌دار ارائه شده در شکل (۲) با توجه به معادله ناویر - استوک می‌توان نوشت:

$$\rho \frac{\partial u}{\partial t} = -\nabla p + \rho g \sin \theta + \mu \nabla^2 u \quad (4)$$



شکل ۲- نمونه‌ای از حرکت سیال بر روی سطح شیب‌دار.

می‌توان معادله (۴) را با فرضیات زیر ساده کرد:

الف - سیال نیوتنی است.

ب - جریان آرام است.

ج - نیروی فشار قابل ملاحظه نیست یا $\nabla p = 0$

آب سیب، حاوی بسیاری از اجزای اصلی سیب مانند شکرها، اسیدها، مواد معدنی، و کربوهیدراتهاست. مقدار آب موجود در میوه‌ها بر روی ترکیب و کیفیت آب سیب حاصل تأثیر می‌گذارد، زیرا بر روی درصد جامدات محلول یا وزن مخصوص آن اثر خواهد گذاشت. پکتین یا اجزای شبیه آن بر روی لزجت آب سیب اثر می‌گذارند. آب سیب دارای شکر به صورت لولور و مقادیر کمتری ساکاروز و گلوکز است که در میوه رسیده مقدار فروکتوز ۸/۲۴-۴/۳۴ درصد، گلوکز ۱/۳۴-۱/۹۵ درصد و ساکاروز ۴/۱۸-۱/۷۲ درصد است. ماکزیمم شکر موجود در سیب ۱۵/۹ درصد و حداقل آن ۶/۶ درصد و به‌طور میانگین ۱۱/۱ درصد است.

صرف‌نظر از روش آگیری از میوه‌ها، آب‌میوه‌هایی که بدست می‌آیند با روش‌هایی از قبیل تبخیر، تغلیظ، انجمادی و روش اسمزی تغلیظ می‌شوند که روش تبخیر به دلیل امکان دستیابی به غلظت‌های بالاتر، ظرفیت تولید بیشتر و اقتصادی بودن به روش‌های دیگر برتری دارد.

روش اسمز معکوس، به‌دلیل تأثیرگذاری و اتلاف مواد معطر و استفاده از فشار بالا و محدودیت میزان تغلیظ کاربرد وسیعی ندارد. تغلیظ انجمادی، نیز به‌دلیل ظرفیت پایین و هزینه عملیاتی سنگین و با وجود سیستم تبرید هنوز نتوانسته است در صنعت جایگاه مناسبی پیدا کند [۴].

به دلیل حساسیت مواد موجود در آب‌میوه نسبت به حرارت معمولاً تبخیر در خلأ صورت می‌گیرد. چگونگی تغلیظ آب‌میوه و به‌ویژه اثر رسوبات و غلظت مایع در ضرایب انتقال حرارت قبلاً توسط چندین محقق بررسی شده است. این تحقیقات عمدتاً در جهت تغلیظ آب مرکبات و رسیدن به $BX = 40$ بوده است [۵ و ۶].

مرور مبانی تئوری و داده‌های پیشین

جریان فیلم ریزان، تحت تأثیر نیروی لزجت، ثقل و کشش سطحی صورت می‌پذیرد و رژیم جریان آن مانند تمام جریان‌های سیال برحسب عدد رینولدز و به شکل زیر داده می‌شود:

$$Re = \frac{4\rho\delta u}{\mu} = \frac{4u\delta}{\nu} \quad (2)$$

عدد رینولدز بیشتر از جریان آرام و کمتر از جریان مغشوش) انجام گرفت [۱۳]. آزمایش‌های مختلفی نیز، آلکسینکوه و همکارانش، برای بررسی رژیم جریان مخلوط آب - گلیسرین و آب - الکل با رینولدزهای کم تا متوسط انجام دادند. آنها نشان دادند که امواج پایدار در حرکت فیلم مایع می‌توانند تا فواصل طولانی از ورودی مایع، ضخامت ثابتی برای فیلم ایجاد کنند [۱۴]. کاراپاتسیوس و همکارانش، آزمایش‌هایی را در لوله‌ای عمودی و در عدد رینولدز متوسط تا زیاد انجام دادند. تحقیقات آنها چگونگی تغییرات فیلم مایع را در فاصله‌های مختلف از محل ورود مایع به لوله و در جهت عمودی در برمی‌گیرد [۱۵]. مطالعات آدومیت و رنز نشان می‌دهد که ویژگی‌های سه‌بعدی ساختمان امواج در فیلم مایع کاملاً تحت تأثیر کنش‌های موجود در امواج است [۱۶]. هیدرودینامیک تشکیل امواج در چند مرحله را چانگ مطالعه کرد. وی سعی کرد که با استفاده از معادله کوراماتو و سیواشینسکی و همچنین معادله مربوط به امواج بلند، چگونگی رفتار فیلم مایع را در محدوده عدد رینولدز بسیار کم و عدد کاپیتزا زیاد توجیه کند. او همچنین روابط ریاضی‌ای بین ضخامت فیلم مایع، سرعت امواج، و خواص مایع ارائه کرد [۱۷]. یو و همکارانش مدلی برای تشریح دینامیک امواج بلند موجود در فیلم مایع ارائه دادند [۱۸]. نوگوین و بالاکوتایه این مطالعات را ادامه دادند و مدل ساده‌تری برای حرکت فیلم مایعی با عدد رینولدز کم و در محدوده‌های مختلف از عدد کاپیتزا ارائه کردند [۱۹]. موزا و همکارانش، چگونگی جریان فیلم ریزان برای نفت سفید و آب را به صورت جریان متقابل، با وجود هوا، به عنوان سیال گازی مطالعه کردند و تأثیر ابعاد لوله بر رسیدن به حالت طغیان در فیلم مایع را نیز مورد بررسی قرار دادند [۲۰]. موران و همکارانش نیز با عکسبرداری از هیدرودینامیک حرکت روغن سیلیکون به شکل فیلم ریزان در سطحی شیب‌دار و در حالت جریان آرام را بررسی کردند و نشان دادند که حداکثر سرعت سیال از پیش‌بینی معادله ناسلت بیشتر ولی ضخامت فیلم کمتر است [۲۱]. این محققان تأثیر خواص سیال بر روی ایجاد حالت طغیان در فیلم ریزان را با اندازه‌گیری ضخامت فیلم مایع در

د- جریان یک‌بعدی و روبه پایین است و از حرکت در جهات X و Z صرف‌نظر می‌شود یا

$$\frac{\partial^2 u}{\partial x^2} = \frac{\partial^2 u}{\partial z^2} = 0$$

در نهایت می‌توان داشت:

$$pg \sin \theta = \mu \frac{\partial^2 u}{\partial y^2} \quad (5)$$

معادله دیفرانسیلی درجه دوم فوق را می‌توان با در نظر گرفتن شرایط مرزی زیر حل کرد:

$$\begin{aligned} z = 0 & \quad u = 0, \\ y = 0 & \quad u = 0, \\ y = \delta & \quad \frac{\delta u}{\delta y} = 0. \end{aligned}$$

که در نهایت:

$$u = \frac{\rho g \delta^2 \sin \theta}{3\mu} \quad (6)$$

با در نظر گرفتن عدد رینولدز از معادله (۲) و برای جریان آرام و با قراردادن آن در معادله (۶) می‌توان داشت:

$$\delta = \left(\frac{12\nu}{g \sin \theta} \right)^{1/3} Re^{1/3} \quad (7)$$

محققان زیادی چگونگی جریان سیال بر روی سطح شیب‌دار را به صورت تئوری و عملی بررسی کرده‌اند.

کاپیتزا، اولین کسی بود که بر روی ناپایداری جریان فیلم مایع مطالعه کرد [۷]. بنجامین و یاه با استفاده از معادله اوسومرفلد تحلیلی ریاضی از حرکت فیلم مایع بر روی سطح صاف ارائه کردند بررسی‌های آنها در محدوده‌های کوچک از عدد رینولدز مایع صورت پذیرفت [۸]. نتایج تحلیلی که آنها بدست آوردند با نتایج حاصل از تحلیل عددی توسط آنشوس و گورن و همچنین کرانتز و گورن تأیید شد [۹]. آنشوس، پیروسون و ویتاکر تحلیل خطی حرکت فیلم مایع را در عدد رینولدزهای بیشتر بررسی کردند [۱۰]. تیل‌بای، پورتالسکی و کلگ، محدوده رژیم جریان و چگونگی تشکیل اولین موج‌ها را در جریان فیلم مایع مطالعه کردند. در این بررسی آب و چندین مایع دیگر در محدوده‌های رینولدز متوسط تا زیاد مورد استفاده قرار گرفتند [۱۱]. چو و داکلر نیز به صورت آماری چگونگی جریان فیلم مایع را در فواصل مختلفی از ورودی لوله و در جریان‌های شبه آرام و مغشوش بررسی کردند [۱۲]. این مطالعات توسط تاکاهاما و کاتو برای حالت گذر

قرار دادند [۲۸]. استراو، اشمرلر، و ماداواری، تبخیر فیلم ریزان در سطح خارجی لوله‌های عمودی را مطالعه کردند که در آن از المان الکتریکی به‌عنوان محیط گرماده استفاده شد، ولی دنگ‌هونگ و لین‌زای‌کی، از بخار آب که درون لوله جریان می‌یافت به‌عنوان محیط گرماده استفاده کردند [۲۹-۳۲]. سارما و جوپوری، به صورت تئوری، حرکت فیلم ریزان به صورت آرام و بدون موج را بررسی کردند در حالی که موداوار و المصری مدلی ریاضی برای حرکت در رژیم مغشوش ارائه کردند [۳۳ و ۳۴]. در همه این حالات عدد ناسلت به صورت $Nu = aRe^bPr^c$ ارائه شد که محدوده تغییرات برای a در حدود (۱/۸ تا ۰/۰۰۶) برای b ، (۰/۸ تا -۰/۳۳) و برای c ، (۰/۹۵ تا ۰/۳۳) بوده است. برخی از پژوهشگران نیز به بررسی چگونگی استفاده از فیلم ریزان در کاربردهای مختلف پرداختند. چن و گاو، مدلی ریاضی برای بازیابی پساب خروجی از کارخانجات کاغذسازی با تبخیرکننده فیلم ریزان ارائه کردند [۳۵]. پروترتون نیز مدلی برای چگونگی جداسازی اجزای فرار، به ویژه الکل، از پساب‌ها با استفاده از تبخیرکننده با فیلم ریزان ارائه داده است [۳۶]. دروسوس و همکارانش نیز، چگونگی جریان فیلم مایع ریزان با عدد رینولدز متوسط و با عدد کاپیتزای بالا را بررسی کردند. آنها از آب و محلول‌های ۱/۵ و ۲/۵ درصد متانول استفاده کردند و نشان دادند که در عدد رینولدز حدود ۲۰۰، ساختمان موج‌های تشکیل شده کاملاً وابسته به عدد رینولدز است [۳۷]. جدول (۲) تعدادی از معادلات در این مورد را نشان می‌دهد [۳۸-۴۰]. پروست و همکارانش، معادلات جدیدی برای ضریب انتقال حرارت در یک تبخیرکننده با فیلم ریزان ارائه کردند و نتایج حاصل را با معادلات دیگر محققان مقایسه کردند. محدوده عدد رینولدز در آزمایش‌های آنان در محدوده جریان آرام و آرام موجدار بوده است [۴۱]. در این تحقیق، تغلیظ آب سیب در تبخیرکننده‌ای با فیلم ریزان تک‌مرحله‌ای بررسی شد و تغییرات ضخامت فیلم مایع و عدد ناسلت به صورت تجربی تعیین و با معادلات تجربی دیگری که قبلاً بدست آمده‌اند مقایسه شدند.

حالت‌های مختلف را بررسی و معادلات جدیدی برای تخمین حالت طغیان ارائه کردند [۲۲]. رابطه کلی به‌صورت معادله پایه برای تعیین ضخامت فیلم مایع ریزان از سطح شیب‌دار به شکل زیر است:

$$\delta = a \left(\frac{v^2}{g \sin \theta} \right)^{1/3} \left(\frac{4\Gamma}{\mu} \right)^b \quad (۸)$$

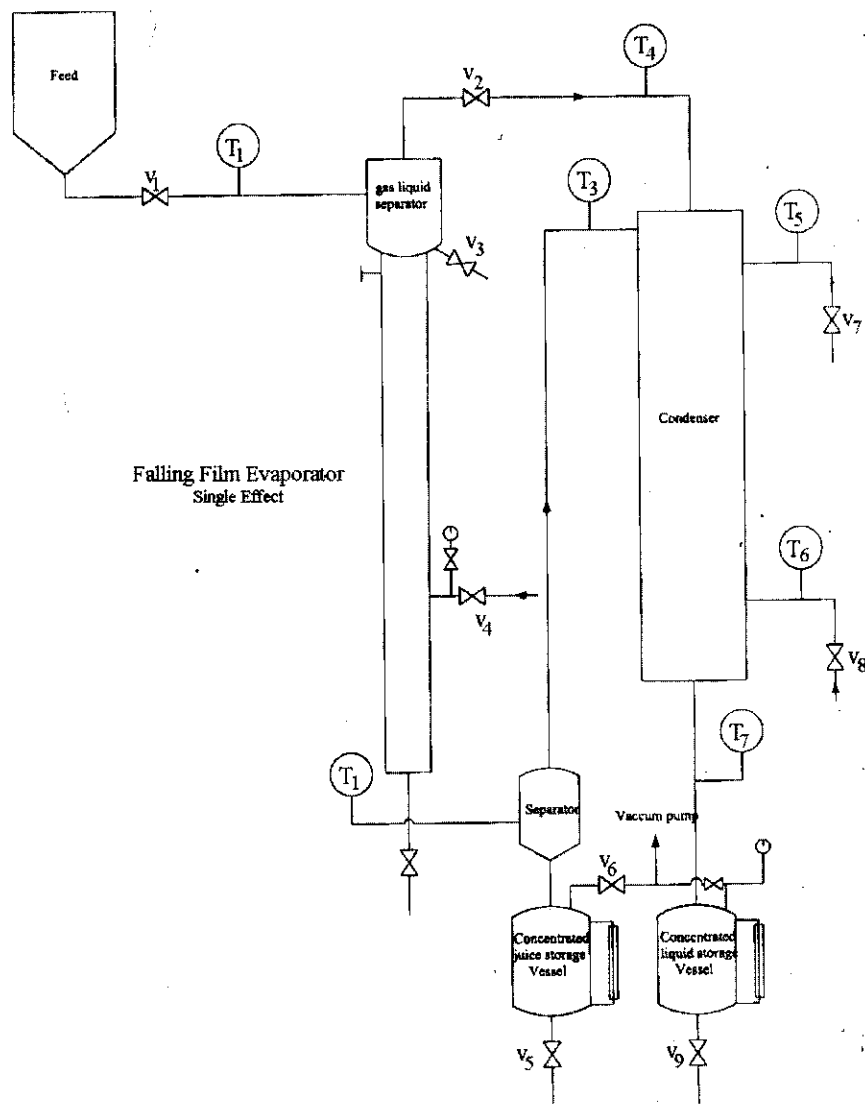
مقادیر a و b ثوابتی هستند که به رژیم جریان بستگی دارند. جدول (۱) معادلات مورد نظر برای تخمین ضخامت فیلم ریزان در لوله‌های عمودی را نشان می‌دهد [۲۳-۲۶].

جدول ۱- برخی از معادلات ارائه شده برای تخمین ضخامت فیلم ریزان براساس $\delta = a(v^2/g)^{1/3}(4\Gamma/\mu)^b$.

محققان	نوع تحقیق	رژیم جریان	a	b
Nusselt	تئوری	آرام	۰/۹۱	۱/۳
Kapitza	تئوری	آرام موج‌دار	۰/۸۴۳۴	۱/۳
Lukach et al.	تجربی	آرام موج‌دار	۰/۸۰۵	۰/۳۶۸
Brotz	تجربی	مغشوش	۰/۰۶۸۲	۲/۳
Brauer	تجربی	مغشوش	۰/۲۰۷۷	۸/۱۵
Feind	تجربی	مغشوش	۰/۲۶۶	۱/۲
Zhivaikin	تجربی	مغشوش	۰/۱۴۱	۷/۱۲
Ganchev et al.	تئوری	مغشوش	۰/۱۳۷۳	۷/۱۲
Kosky	تجربی	مغشوش	۰/۱۳۶۴	۷/۱۲
Takahama	تجربی	مغشوش	۰/۲۲۸۱	۰/۵۲۶
mostofizadeh	تئوری	مغشوش	۰/۱۷۲۱	۰/۵۲۶

ضرایب انتقال حرارت فیلم‌ریزان در حالت تبخیر را محققان بسیاری مطالعه کردند که در آنها عمدتاً آب، سیال، مورد آزمایش است. چن و سبان تبخیر آب در لوله‌های عمودی را با فیلم ریزان بررسی کردند. نتیجه آنکه گرمای لازم با المان الکتریکی تأمین می‌شد.

چن و سبان محدوده‌های مختلفی را براساس عدد کاپیتزا برای رژیم‌های جریان ارائه و روابطی برای عدد ناسلت در این محدوده‌ها پیشنهاد کردند [۲۷]. فوجیتا و اودا، انتقال حرارت برای تبخیر بدون جوشش هسته‌ای را مورد بررسی



شکل ۳- دستگاه نیمه صنعتی تبخیرکننده با فیلم ریزان.

جدول ۲- برخی از معادلات ارائه شده برای ضریب انتقال حرارت فیلم ریزان مایع در حالت تبخیر [۲۷-۳۴].

محدوده اعتبار رابطه	روابط	نوع تحقیق	محققان
$Re < Re_{crit}$ $Re_{crit} < Re$ $Re_{crit} = 0.0536Ka^{-\frac{1}{3}}$	$Nu = 0.822 Re^{0.22}$ $Nu = 6.616 \times 10^{-3} Re^{0.4} Pr^{0.65}$	تجربی	CHUN and SEBAN
$Re \leq 2.44 Ka^{-\frac{1}{11}}$ (جریان آرام) $2.44 Ka^{-\frac{1}{11}} < Re \leq 0.2152 Ka^{-\frac{1}{3}}$ $Re > 0.2152 Ka^{-\frac{1}{3}}$ (جریان مغشوش)	$Nu = 0.435 Re^{-\frac{1}{3}}$ $Nu = 0.447 Re^{-0.22}$ $Nu = 1.15 \times 10^{-2} Re^{0.4} Pr^{0.65}$	تجربی	CHUN and SEBAN
$Re < 400$ $Re > 3200$ $400 < Re < 3200$ $(Pr \leq 7.0)$	$Nu_{lam} = 0.435 Re^{-\frac{1}{3}}$ $Nu_{tur} = 0.01083 Re^{0.4} Pr^{0.65}$ $Nu = \sqrt{Nu_{lam} + Nu_{tur}}$	تجربی	SCHNABLE and SCHLUNDER
$Re < 3200$ $Re \geq 3200$	$Nu = 0.48 Re^{-0.282}$ $Nu = 0.025 Re^{0.41}$	تجربی	FUHITA and UEDA
جریان آرام، $1600 < Re < 1200$ جریان مغشوش	$Nu = 0.48 Re^{-0.282}$ $Nu = 0.025 Re^{0.41}$	تجربی	STRUVE
$4992 < Re < 37600$ $1.75 < Pr < 5.42$	$Nu = 0.0101 Re^{0.35} Pr^{0.95}$	تجربی	SHMERLER and MUDAWWAR
جریان مغشوش، $2900 < Re < 12800$ $Pr \geq 1.0$	$Nu = 0.0302 Re^{\frac{1}{3}} Pr^{\frac{1}{3}}$	تجربی	GARWIN and KELLY
$3500 < Re_v < 20\ 000$ $2300 < Re_L < 10\ 000$ $Re_v = \frac{4m_v}{\pi d \mu_v}$	$Nu = 9.02 \times 10^{-3} Re_L^{0.22} Re_v^{0.164} Pr^{\frac{1}{3}}$	تجربی	DENG HONG and LIN ZAI QI
جریان مغشوش، $Pr \geq 1.0$	$Nu = 0.0311 Pr^{\frac{1}{3}} Re^{\frac{1}{3}}$	تئوری	MURTHY and SARMA
جریان آرام، $Pr \geq 1.0$	$Nu = 2.85 Re^{0.31}$	تئوری	SARMA, JUBOURI and MURTHY
جریان مغشوش	$Nu = 0.0673 Re^{0.17} Pr^{0.53}$	تئوری	MUDAWWAR and EL-MASRI

جدول ۳- مشخصات لوله تبخیرکننده با فیلم ریزان مورد استفاده در آزمایش‌ها.

قطر اسمی (in.)	تعداد لوله	قطر داخلی (in.)	قطر خارجی (in.)	ضخامت (in.)	طول لوله (cm)	ضریب هدایت حرارتی لوله، K BTU/hr.ft.F
$\frac{3}{4}$	یک عدد	۰/۸۲۴	۱/۰۵۰	۰/۱۱۳	۱۶۳	۱۱

جدول ۴- مشخصات آب سیب سبزرنگ مورد استفاده در آزمایش‌ها.

ظرفیت حرارتی، kJ/kg°C	هدایت حرارتی، W/m°C	دانسیته، kg/m ³	دما، °C	درصد وزنی آب موجود
۳/۸۶	۰/۵۵۹	۱۰۰۰	۲۰	۸۷

جدول ۵- اطلاعات مربوط به تغلیظ آب سیب با فیلم ریزان.

مرحله	شدت جریان خوراک، cc/min	غلظت اولیه، °BX	غلظت نهایی، °BX	فشار بخار جداره، Pisg
۱	۵۸۰	۲۰/۳	۲۱/۲	۴
۲	۵۸۰	۲۱/۱	۲۴/۵	۴
۳	۵۸۰	۲۴/۵	۲۹	۴
۴	۵۸۰	۲۹	۳۶	۴
۵	۵۸۰	۳۶	۳۸/۵	۴
۶	۵۸۰	۳۸/۵	۴۰/۷	۴

جدول ۶- اطلاعات مربوط به تغلیظ آب سیب توسط فیلم ریزان.

مرحله	غلظت اولیه، °BX	غلظت نهایی، °BX	اسیدیته، g/cc۱۰۰	$\frac{°BX}{acid}$
۱	۲۰/۳	۴۰/۷	۲/۹۲	۱۳/۹

جدول ۷- تغییرات خواص فیلم مایع در طی تغلیظ آب سیب.

خاصیت غلظت (°BX)	هدایت حرارتی، W/m°C	ظرفیت حرارتی، kJ/kg°C	ویسکوزیته، cp	عدد پرانتل	دانسیته kg/m ³
۲۰	۰/۵۵۹	۳/۶۳۷	۰/۷۵	۴/۸۸۰	۱۰۰۰
۴۰	۰/۵۱۰	۳/۲۰	۱/۱۰	۶/۹۰۲	۱۱۱۵

روش انجام آزمایش‌ها و محاسبه‌ها

آزمایش‌ها در واحدی نیمه صنعتی متشکل از یک تبخیرکننده تک مرحله‌ای با فیلم ریزان (شکل ۳) اجرا می‌شود که مشخصات آن در جدول (۳) آماده است. این واحد نیمه صنعتی متشکل از یک لوله عمودی است که آب سیب توسط توزیع‌کننده از بالای لوله به صورت فیلمی نازک بر روی جداره داخلی آن جریان می‌یافت. ترموکوپل‌های موجود در نقاط مختلف این واحد در حین عملیات تعیین دما را در نواحی مختلف امکان پذیر می‌کردند. بخار درون جداره (ژاکت) محیط گرماده لازم را فراهم می‌سازد که بخار مورد استفاده در آزمایش‌ها دارای فشار ۳-۶ psig و دمای ۲۱۵-۲۲۵ °F باشد. با توجه به حساسیت آب سیب به دما، آزمایش‌ها در خلأ صورت گرفت. سیستم خلأ این واحد می‌توانست، خلأ پایداری به مقدار ۲۱ inHg تولید کند. به منظور تحقیق بر روی تغییرات نقطه جوش آب سیب، تغییرات نقطه جوش آن در فشارهای پائین‌تر از اتمسفر نیز مورد بررسی قرار گرفت (شکل ۴). آب سیب مورد استفاده برای تغلیظ، آب سیب سبزرنگ بود که در کارخانه پاکدیس ارومیه آگیری شده بود. جدول (۴) مشخصات آب سیب مذکور را ارائه می‌کند. با توجه به اینکه از یک لوله به عنوان تبخیرکننده استفاده شده است، بنابراین تغلیظ در چندین مرحله برای رسیدن به غلظت مورد نظر انجام گرفت که در هر مرحله، از محصول مرحله قبل، به عنوان خوراک استفاده و سعی شد که برای حداکثر استفاده از طول لوله، خوراک در نقطه جوش خود وارد تبخیرکننده شود.

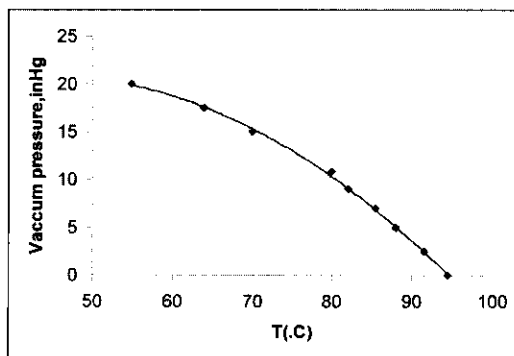
قبل از انجام هر آزمایش، ابتدا، غلظت آب‌میوه ورودی (درجه °BX) با دستگاه رفاکتومتر اندازه‌گیری می‌شد و سپس با استفاده از شیر و فلومتر (دبی‌سنج) مقدار جریان ورودی به لوله فیلم ریزان تعیین می‌شد. دمای خوراک ورودی در نقطه جوش خود قرار داشت (با توجه به غلظت و خلأ اعمال شده در دستگاه) که این امر با استفاده از ترموکوپل T₁ کنترل می‌شد. دمای مایع خروجی از لوله به وسیله ترموکوپل T₂ اندازه‌گیری و مقدار آن

با استفاده از آب‌نمای مخزن جمع‌آوری، تعیین می‌شد. با توجه به اینکه ممکن بود مقداری بخار همراه مایع از پائین لوله خارج شود، از جداکننده‌ای که دمای بخار جدا شده از مایع بوسیله ترموکوپل T₃ را اندازه‌گیری می‌کرد، برای جداسازی دو فاز استفاده شد تا در صورتی که مقداری مایع (آبمیوه) همراه آن باشد بتوان آن را اندازه‌گیری در محاسبات جرم منظور کرد. برای انجام محاسبات موازنه جرم و انرژی، بخار تولید شده در تبخیرکننده، در کندانسور میعان می‌شد و مقدار آن بدست می‌آمد. برای تنظیم میزان تبرید در کندانسور از دمای T₄ و T₅ و مقدار گرمای نهان آب استفاده شد. ضخامت فیلم با استفاده از مدل فیلم با ضخامت ثابت و شدت جریان مایع مطابق معادله زیر محاسبه شده است [۲۵]:

$$\Gamma = \frac{\rho g \delta^3}{3\mu} \left[1 + \frac{2\delta}{d} + \frac{3}{5} \left(\frac{\delta}{d} \right)^2 \right],$$

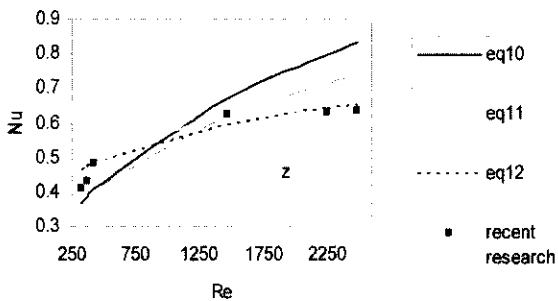
که در آن، d قطر لوله است.

ضریب انتقال حرارت فیلم مایع به روش کلاسیک و با فرض سری بودن مقاومت‌های حرارتی و یکسان بودن شار حرارتی از محیط گرماده تا فیلم ریزان و عدد ناسلت با توجه به رابطه $Nu = \frac{h\delta}{k}$ محاسبه شده‌اند که در آن h ضریب انتقال حرارت فیلم مایع، δ ضخامت و k ضریب هدایت حرارتی آن است [۴۱]. زمان اقامت فیلم مایع در هر مرحله با توجه به شدت حجمی خوراک و ضخامت فیلم مایع ریزان محاسبه شده است.



شکل ۴- تغییرات نقطه جوش آب سیب بر حسب فشار.

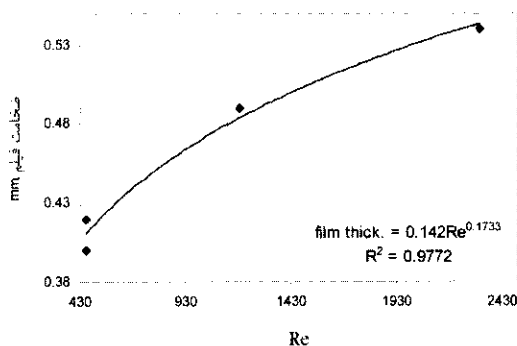
می‌دهد که تغییرات عدد ناسلت فیلم مایع در تغلیظ آب سیب بر حسب عدد رینولدز مطابق با داده‌های محققان قبلی است. این تطابق در معادله ارائه شده توسط ماداوار - المصری، که با استفاده از تحلیل ریاضی و ارتباط بین داده‌های تجربی بدست آمده، بسیار زیاد است. در مقایسه نتایج آزمایشگاهی با معادلات جان - سبان و گاروین - کیلی نیز می‌توان گفت که در گستره وسیعی از عدد رینولدز، عدد ناسلت بدست آمده از آزمایش‌ها کمتر از نتایج پیش‌بینی شده محققان مذکور است.



شکل ۶- مقایسه نتایج آزمایش‌ها با معادلات پیشین درباره ارتباط اعداد بی‌بعد ناسلت و رینولدز.

شکل (۷) تغییرات ضخامت فیلم مایع بر حسب عدد رینولدز را نشان می‌دهد. معادله (۱۳) ارتباط ریاضی ضخامت فیلم مایع با عدد رینولدز را با استفاده از شکل (۷) نشان می‌دهد.

$$\delta_{(mm)} = 0.142 Re^{0.1733} \quad (13)$$



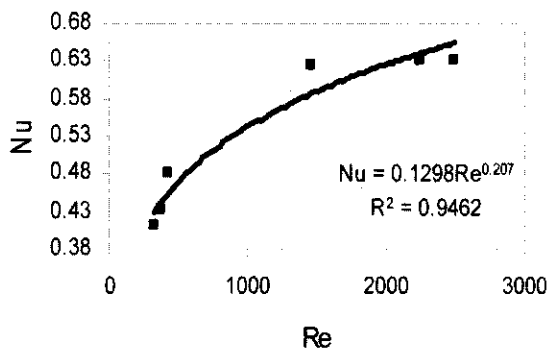
شکل ۷- تغییرات ضخامت فیلم ریزان بر حسب عدد رینولدز.

معادلات بروئر، فیند و تاکاهاما را با توجه به داده‌های مربوط به آب سیب (جدول ۷) می‌توان به صورت زیر نوشت:

نتایج و بحث

نتایج آزمایش‌هایی که بر روی آب سیب انجام شده است در جدول‌های (۵ و ۶) آمده است. با استفاده از این اطلاعات می‌توان دید که غلظت مناسب برای آب سیب کنسانتره با انجام شش مرحله تغلیظ بدست می‌آید که در طی این مراحل غلظت آب میوه اولیه دوبرابر می‌شود و نسبت مطلوب $\frac{0}{acid} BX$ نیز حاصل می‌شود. شکل (۵) تغییرات عدد ناسلت فیلم مایع را بر حسب عدد Re ارائه می‌دهد. نتایج حاکی از آن است که جریان در فیلم ریزان مورد آزمایش به صورت مغشوش است. با استفاده از داده‌های بدست آمده در واحد نیمه صنعتی (شکل ۳)، می‌توان رابطه زیر را بین اعداد بی‌بعد ناسلت و رینولدز برای فیلم ریزان بدست آورد (شکل ۵):

$$Nu = 0.1298 Re^{0.207} \quad (9)$$



شکل ۵- تغییرات عدد ناسلت بر حسب عدد رینولدز فیلم مایع.

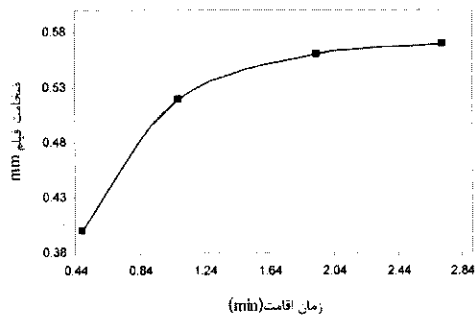
معادلات جان - سبان، گاروین - کیلی و ماداوار - المصری را با در نظر گرفتن متوسط عدد پرانتل در طی عملیات تغلیظ (مطابق با جدول ۷) می‌توان به شکل زیر نوشت:

$$Nu = 0.0264 Re^{0.4} \quad (10)$$

$$Nu = 0.0544 Re^{0.333} \quad (11)$$

$$Nu = 0.1172 Re^{0.17} \quad (12)$$

شکل (۶) معادلات فوق را با نتایج بدست آمده در طی آزمایش مقایسه کرده است. این شکل نشان



شکل ۸- تغییرات ضخامت فیلم مایع بر حسب زمان اقامت.

شکل (۸) تغییرات ضخامت فیلم بر حسب زمان اقامت مایع را نشان می‌دهد. می‌توان دید که با افزایش زمان اقامت و با ثابت ماندن شدت جریان، بر ضخامت فیلم مایع افزوده می‌شود که این امر در عین حال به کاهش ضریب انتقال حرارت آن منجر خواهد شد.

نتیجه‌گیری

آزمایش‌ها و نتایج نشان می‌دهند که وجود جامدات در آب سیب، چه به صورت شکر و چه اجزای دیگر، سبب می‌گردند به دلیل افزایش سریع لزجت مایع ریزان، از ضخامت فیلم ایجاد شده کاسته شود که این امر خود سبب افزایش ضریب انتقال حرارت فیلم مایع می‌شود. تأثیر وجود این اجزاء در کاهش ضخامت فیلم مایع نشان می‌دهد که تغلیظ آب سیب با تبخیرکننده فیلم ریزان می‌تواند یکی از روش‌های مفید در تولید نیمه‌صنعتی این ماده با حفظ تمام خواص و ویژگی‌های فیزیکی، شیمیایی و غذایی آن باشد.

مراجع

1. Sizer, E.C. "Maintaining Flavor and Nutrient Quality of Aseptic Orange Juice", Food Tech. J., 1988.
2. Heldman, K.D. "Food Process Engineering", 2nd Ed., Ellis Horwood LTD., New York, 1981.
3. Constenla, T.D. "Thermo Physical Properties of Clarified Apple Juice as a Function of Concentration and

$$\delta_{(mm)} = 0.1885 Re^{-0.523} \quad (14)$$

$$\delta_{(mm)} = 1/13 Re^{-0.5} \quad (15)$$

$$\delta_{(mm)} = 0.1972 Re^{-0.526} \quad (16)$$

مقایسه معادله (۱۳) با معادلات (۱۴ تا ۱۶) نشان می‌دهد که ضخامت فیلم مایع در آزمایش‌های بسیار کمتر از ضخامت فیلم مایع در نتایج ارائه شده محققان پیشین است. از آنجا که عدد ناسلت برای فیلم ریزان را می‌توان به شکل زیر نشان داد:

$$Nu = \frac{h\delta}{k}$$

که در آن، h ضریب انتقال حرارت فیلم مایع است. از یکسان بودن عدد ناسلت فیلم مایع (به طور نسبی و با توجه به شکل ۶) و پائین‌تر بودن ضخامت آن، می‌توان نتیجه گرفت که ضریب انتقال حرارت فیلم مایع در تغلیظ آب سیب بیشتر از ضریب انتقال حرارت فیلم مایع در تبخیر آب (ارائه شده توسط چان - سبان، گاروین - کیلی و ماداوار - المصری) است. این افزایش به این دلیل است که با تبخیر آب موجود در آب سیب بر مقدار جامدات آن افزوده می‌شود و مایع غلیظ شده به دلیل افزایش زیاد لزجت، نزدیکی بیشتری به جداره لوله پیدا می‌کند که این امر سبب نازک‌شدن ضخامت فیلم و افزایش ضریب انتقال حرارت در آن است. از طرف دیگر وجود لایه زیرین ویسکوز سبب ایجاد گردابه‌ها در حرکت فیلم مایع جدید می‌شود که این امر سبب افزایش تلاطم (توربولانس) و به سهم خود سبب افزایش ضریب انتقال حرارت می‌شود.

یکی دیگر از دلایل اختلاف نتایج آزمایش‌های انجام شده با نتایج چان - سبان و گاروین - کیلی آن است که آزمایش‌های آنان بر روی جریان فیلم مایع در سطح خارجی لوله و یک سطح صاف عمودی انجام پذیرفت و از المان الکتریکی نیز به عنوان منبع گرماده استفاده شد. با توجه به محدودیت جریان بخار - مایع درون لوله و تأثیر بیشتر اغتشاش در این حالت، می‌توان گفت که تبخیر در فیلم ریزان و درون لوله سبب افزایش انتقال حرارت و راندمان عمل تغلیظ خواهد شد به علاوه اینکه استفاده از بخار به عنوان محیط گرماده می‌تواند علت دیگری برای انتقال حرارت مطلوب‌تر باشد.

15. Karapantsios, T.D. and Karabelas, A.J. "Longitudinal Characteristics of Wavy Falling Films", *Int. J. Multiphase Flow*, Vol. 21, pp. 119-127, 1995.
16. Adomeit, P. and Renz, U. "Hydrodynamics of Three-Dimensional Waves in Laminar Falling Films", *Int. J. Multiphase Flow*, Vol. 26, pp. 1183-1208, 2000.
17. Chang, H.C. "Wave Evolution on a Falling Film", *Annu. Rev. Fluid Mech.*, Vol. 26, pp. 103-136, 1994.
18. Yu, L.Q., Wasden, F.K., Dukler, A.E., and Balakotaiah, V., "Non-linear Evolution of Waves on Falling Films at High Reynolds Numbers", *Phys. Fluids*, Vol 7, pp. 1886-1902, 1995.
19. Nguyen, L.T. and Balakotaiah, V. "Modeling and Experimental Studies of Wave Evolution on Free Falling Films", *Phys. Fluids*, Vol. 12, pp. 2236-2256, 2000.
20. Mouza, A.A., Paras, V.S., and Karabelas, J.A. "The Influence of Small Tube Diameter on Falling Film and Flooding Phenomena", *Int. J. of Multiphase Flow*, Vol. 28, pp. 1311-1331, 2002.
21. Moran, K., Inumaru, J., and Kawaji M. "Instantaneous Hydrodynamics of a Laminar Wavy Liquid Film", *Int. J. of Multiphase Flow*, Vol. 28, pp. 731-755, 2002.
22. Mouza, A.A., Pantzali, N.M., and Pars, V.S. "Falling Film and Flooding Phenomena in Small Diameter Vertical Tubes: The Influence of Liquid Properties", *Chem. Eng. Sci.*, Vol. 60, pp. 4081-4991, 2005.
23. Brotz, W., *Chemical Engineering Technology*, Vol. 26, McGraw Hill, New York, pp. 470-478, 1954.
24. Brauer, H. "Stromung and Warneubergang an Rieselfilme", *VDI-Forschungsheft*, No. 457, Dusseldorf, 1956.
25. Feind, K. "Stromungsuntersuchungen bei Gegenstrom von Rieselfilmen und Gas in lotrechten Rohren", *VDI-Forschungsheft*, No. 481, Dusseldorf, 1960.
26. Ganchev, G.B., Kozlov, M.V., and Lozoverskiy, V.V. "A Study of Heat Transfer to a Falling Film at a Vertical Temperature", *J. Food. Sci.*, Vol. 54, No. 3, 1989.
4. Rao, A.M. "Flow Properties of Concentrated Juices at Low Temperature", *Food Tech. J.*, 1984.
5. Kim, H.B., Tadimi, C.C., and Singh, R.K. "Heat Transfer in a Plate Exchanger During Pasteurization of Orange Juice", *J. Food Eng.*, Vol. 42, No. 2, pp. 79-84, 1999.
6. Ribeiro, C.P. and Cano, M.H.A. "Heat Transfer Model for the Steady-State Simulation of Climbing-Falling-Film Plate Evaporators", *J. Food Eng.*, Vol. 54, pp. 309-320, 2002.
7. Kapitza, P.L. "Wave Flow of Thin Layers of a Viscous Fluid", *Collected Papers of P.L. Kapitza*, Macmillan, NY, 1964.
8. Yih, C.S. "Stability of Liquid Flow-Down An Inclined Plane", *Phys. Fluids.*, Vol. 6, pp. 321-334, 1963.
9. Krantz, W.B. and Goren, S.L. "Stability of Thin Liquid Films Flowing Down a Plane", *Ind. Eng. Chem. Fund.*, Vol. 10, pp. 91-101, 1971.
10. Pierson, F.W. and Whitaker, S. "Some Theoretical and Experimental Observations of the Wave Structure of Falling Liquid Films", *Ind. Eng. Chem. Fund.*, Vol. 18, pp. 401-408, 1977.
11. Portalski, S., Clegg, A.J. "An Experimental Study of Wave Inception on Falling Liquid Films", *Chem. Eng. Sci.*, Vol. 27, pp. 1257-1265, 1972.
12. Chu, K.J. and Dukler, A.E. "Statistical Characteristics of Thin Wavy Films: Part 11. Studies of the Substrate and Its Wave Structure", *AIChE J.*, Vol. 20, pp. 695-706, 1974.
13. Takahama, H. and Kato, S. "Longitudinal Flow Characteristics of Vertically Falling Liquid Films without Countercurrent Gas Flow", *Int. J. Multiphase Flow*, Vol. 6, pp. 203-215, 1980.
14. Alekseenko, S.V. Nakoryakov, V.E., and Pokusaev, B.G. "Wave Formation on Vertical Falling Liquid Films", *Int. J. Multiphase Flow*, Vol. 11, pp. 607-627, 1985.

38. Garwin, L. and Kelly, W.E. "Inclined Falling Films", *Ind. and Eng. Chemistry*, Vol. 47, No. 3, 1955.
39. Murthy, N.V. and Sarma, K.P. "A Note on Thin Film Evaporation-Prediction of Heat Transfer Rates", *J. Chem. Eng. of Japan*, Vol. 6, No. 5, 1973.
40. Murthy, N.V. and Sarma, K.P., "Falling Film Evaporators-A Design Equation for Heat Transfer Rates", *Canadian J. Chem. Eng.*, Vol. 55, 1977.
41. Prost, S.J., Gonzalea, T.M., and Urbicain, J.M. "Determination and Correlation of Heat Transfer Coefficients in a Falling Film Evaporator", *J. Food Eng.*, Vol. 62, pp. 1420-14227, 2005.
27. Chun, R.K. and Seban, A.R. "Performance Prediction of Falling Film Evaporators", *J. Heat Transfer*, 1972.
28. Fujita, T. and Ueda, T. "Heat Transfer to Falling Liquid Films and Breakdown, Saturated Liquid Films with Nucleate Boiling", *Int. J. Heat Mass Transfer*, Vol. 21, pp. 109-118, 1978.
29. Struve, H. "Der Wärmeübergang an Einem Verdampfenden Rieselfilm", *VDI-Forschungsheft*, 1969.
30. Shmerler, A.J. and Mudawwar, I. "Local Heat Transfer Coefficient in Wavy Free-Falling Turbulent Liquid Films Uniform Sensible Heating", *Int. J. Heat and Mass Transfer*, Vol. 31, No. 1, pp. 67-77, 1988.
31. Shmerler, A.J. "Local Evaporation Heat Transfer Coefficient in Turbulent Free Falling Liquid Films", *Int. J. Heat and Mass Transfer*, 1971.
32. Deng, H. and Lin Z.Q., "Calculation of Heat Transfer Coefficient for Falling Film Evaporation in Vertical Tube", *Water Treatment*, Vol. 3, pp. 159-170, 1988.
33. Sarma, K.P., Al-Jubouri, S.A., and Murthy, N.V. "Evaporation from Acceleration of Turbulent Liquid Films", *The Canadian J. Chem. Eng.*, Vol. 56, 1978.
34. Mudawwar, A.I. and El-Masri, A.M. "Momentum and Heat Transfer Across Freely Falling Turbulent Films", *Int. J. of Multiphase Flow*, Vol. 12, No. 5, pp. 771-79, 1986.
35. Chen, C.F. and Gao, Z. "An Analysis of Black Falling Film Evaporator", *Int. J. Heat and Mass Transfer*, No. 47, pp. 1657-1671, 2004.
36. Brotherton, F. "Alcohol Recovery in Falling Film Evaporators", *Appl. Therm. Eng.*, No. 22, pp. 855-860, 2002.
37. Drosos, P.I.E. "Characteristics of Developing Free Falling Films at Intermediate Reynolds and High Kapitza Numbers", No. 30, pp. 853-876, 2004.