



بهینه سازی مبدل حرارتی پوسته و لوله برای استفاده در عملیات تولید رب گوجه فرنگی

محمد مزیدی^۱، فرهاد گراوند^۱، امین طاهری گراوند^۲، سید مهدی جعفری^۳

۱-باشگاه پژوهشگران جوان-دانشگاه آزاد اسلامی واحد گرگان.

۲-دانشجوی کارشناسی ارشد مهندسی ماشین‌های کشاورزی دانشگاه تهران. ۳- استادیار گروه صنایع غذایی دانشگاه علوم

کشاورزی و منابع طبیعی گرگان

Mohammad.mazidi@gmail.com

چکیده

مبدل‌های حرارتی از جمله ماشین‌آلات خاص انتقال حرارت هستند که در صنایع مختلف به کار می‌روند. بیش از ۳۷٪ مبدل‌های حرارتی مورد استفاده در صنایع از نوع مبدل‌های حرارتی پوسته و لوله می‌باشند. برای انتقال سریعتر انرژی حرارتی و انجام اقتصادی‌تر عملیات فرآوری، لازم است که ضرایب انتقال حرارت بالاتری داشته باشیم بنابراین طراحی سامانه‌های حرارتی ضروری به نظر می‌رسد. در این پژوهش، مدل ریاضی طراحی یک مبدل در اکسل پیاده شده که شامل ۲۰ متغیر، ۱۳ معادله و درجه آزادی ۷ می‌باشد که ۳ پارامتر اصلی از ۷ پارامتر باقی مانده بعنوان متغیرهای طراحی انتخاب شدند. با استفاده از ابزار بهینه‌سازی این نرم افزار، تابع هدف (هزینه کل سالیانه) تحت بهینه‌سازی قرار گرفت. در این کار تاثیر متغیرهای طراحی بر تابع هدف بررسی شده و نتایج نشان داد که برای داشتن کمترین هزینه، باید سرعت سیال، قطر داخلی و تعداد مراحل عبور سیال به ترتیب 10 cm ، 1 m/s و ۴ دفعه باشند. در ضمن افت فشار بعنوان تاثیرگذارترین پارامتر در طراحی مبدل شناخته شد.

واژه‌های کلیدی: مبدل حرارتی پوسته و لوله، بهینه‌سازی، افت فشار، اکسل

مقدمه

مبدل‌های حرارتی از جمله ماشین‌آلات خاص انتقال حرارت هستند که در صنایع مختلف نظیر نیروگاه‌های تولید برق، پالایشگاه‌ها، صنایع غذایی، داروسازی، صنایع پتروشیمی، سردخانه‌ها و سیستم‌های گرمایش و سرمایش ساختمان‌ها و بطور کلی هر جا که مسأله تبادل انرژی مطرح باشد، مورد استفاده قرار می‌گیرند. بیش از ۳۷٪ مبدل‌های حرارتی مورد استفاده در صنایع از نوع مبدل‌های حرارتی پوسته و لوله می‌باشند که دلیل عمده این انتخاب مقاومت این نوع مبدل‌ها در مقابل دما و فشار بالا می‌باشد

Butter and Mascone, 1991; Pritiviraj and Andrews, 1996). مبدل پوسته و لوله از تعداد زیادی لوله حاوی سیال که بخش خارجی آن با سیال دیگر در تماس می باشد تشکیل یافته و عمل انتقال حرارت از طریق سطح واسط که همان بدنه یا جداره لوله است امکان می پذیرد پس باید لوله ها به گونه ای انتخاب گردد که علاوه بر استقامت، رسانای خوب گرما نیز باشد (Nikpay, 2008). برای انتقال سریعتر انرژی حرارتی و انجام اقتصادی تر عملیات فرآوری، لازم است که ضرایب انتقال حرارت بالاتری داشته باشیم بنابراین طراحی سامانه های حرارتی ضروری به نظر می رسد. مبدل های حرارتی پوسته و لوله نسبت به سایر مبدل های حرارتی مواد غذایی ارزان تر هستند به ویژه زمانی که قرار است بار حرارتی زیادی منتقل شود. علاوه بر این می توان این مبدل ها را در فشارها و دماهای بالایی (۶bar و ۱۶۰ °C) بکار برد (جعفری، ۱۳۸۸).

حسین آذرکیش و همکارانش با استفاده از الگوریتم ژنتیک اقدام به بهینه سازی مبدل حرارتی کرده اند. تابع هدفی که انتخاب شد، وزن مبدل بوده است (۱۳۸۶). همچنین محسن کهرم و ایمان حسینی نیز با استفاده از الگوریتم ژنتیک و با معیار مینیمم سطح انتقال حرارت بهترین مبدل را انتخاب کردند (۱۳۸۶). رضا طسوجی برای بهینه سازی عملکرد مبدل های پوسته و لوله از تکنولوژی بافلهای ماریچ استفاده کرد و نشان داد که استفاده از بافلهای ماریچ در مقایسه با بافلهای معمولی، راندمان حرارتی بالاتر و رسوب کمتری دارند (۱۳۸۷). محمد مهدی شانظری و فرهاد شهرکی از مدل MINLP با در نظر گرفتن افت فشار بعنوان پارامتری تاثیرگذار اقدام به بهینه سازی تابع هزینه سرمایه گذاری کردند (۱۳۸۴). موضوع مهم در رابطه با مبدل های حرارتی پوسته و لوله، نحوه طراحی و ساخت این مبدل ها می باشد که بیشتر به صورت آزمون و خطا و مبتنی بر تجارب سازندگان می باشد. در این پژوهش، سعی شده است روند طراحی به صورت کاملاً علمی و براساس معادلات موجود انجام شده و تاثیر برخی متغیرهای کلیدی مورد بررسی قرار گیرد. Chenoweth و همکارانش (۱۹۷۶)، Bell (۱۹۸۸) و Palen (۱۹۸۶) روش های طراحی به کمک کامپیوتر را برای مبدل های پوسته و لوله شرح دادند. Kuppan با استفاده از کامپیوتر یک طراحی گرمایی برای مبدل های پوسته و لوله انجام داد (۲۰۰۰).

مواد و روش ها

هدف اصلی در طراحی یک مبدل حرارتی لوله ای، تعیین سطح انتقال حرارت لازم برای یک کاربرد خاص می باشد. به این منظور از فرض های زیر استفاده می کنیم.

۱- انتقال حرارت در شرایط حالت پایدار می باشد.

۲- ضریب کلی انتقال حرارت در سراسر طول لوله ثابت است.

۳- هدایت محوری حرارت در فلز لوله وجود ندارد.

۴ - مبدل حرارتی به خوبی عایق کاری شده است و اتلاف حرارت به محیط اطراف ناچیز است

شرح فرآیند

در این مقاله یک مطالعه موردی در مورد رب گوجه فرنگی انجام شده است. رب گوجه فرنگی با شدت جریان F (kg/s) و دمای T_1 ($^{\circ}\text{C}$) وارد مبدل حرارتی شده و بعد از حرارت دیدن، دمای آن به T_2 ($^{\circ}\text{C}$) می رسد. بخار اشباع نیز با شدت جریان F_s (kg/s) و دمای T_s ($^{\circ}\text{C}$) بعنوان محیط حرارتی داغ استفاده می گردد. فرض بر این است که آب کندانس حاصله یک مایع اشباع با دما و شدت جریان یکسان با بخار می باشد. سطح کل انتقال حرارت در مبدل حرارتی برابر با A (m^2) است که از طریق آن، حرارت Q (kW) با استفاده از نیروی رانش ΔT_m ($^{\circ}\text{C}$) منتقل می شود. سطح کل انتقال حرارت A (m^2) در تعداد N لوله با قطر d (m) و طول L (m) توزیع شده و لوله ها در داخل پوسته ای با قطر D (m) و به شکل n مرحله عبور آرایش یافته اند.

مدل فرآیند

مدل ریاضی فرآیند در جدول ۱ آمده است. این مدل شامل ۱۳ معادله می باشد (جعفری، ۱۳۸۸). چهار معادله اول به ترتیب موازنه انرژی برای محصول، موازنه انرژی برای محیط حرارتی، اختلاف دمای میانگین و انتقال حرارت بین دو جریان می باشد. از معادله E05 برای محاسبه ضریب انتقال حرارت کلی (U) با توجه به ضریب انتقال حرارت سطحی در داخل (h_i) و خارج (h_o) لوله ها استفاده می گردد و در این رابطه، از مقاومت حرارتی دیواره و رسوب گذاری صرف نظر می شود. از معادله E06 برای برآورد ضریب انتقال حرارت سطح داخلی (h_i) استفاده می گردد، معمولاً بسته به نوع جریان، معادله های متفاوتی را می توان بکار برد (Levenspiel, 1986). در این مقاله از معادلات مربوط به جریان خطی استفاده شده است. از معادله E07 برای محاسبه ضریب انتقال حرارت سطحی در رابطه با کندانس شدن بخار آب در خارج لوله های عمودی (h_o) استفاده می شود. معادله E08 برای محاسبه تعداد کل لوله ها (N) بکار می رود. معادلات E09 و E10 مربوط به شکل هندسی هستند. معادله E09 برای محاسبه سطح کل انتقال حرارت (A) با در نظر گرفتن تعداد (N) و اندازه (d, L) لوله ها بوده و معادله E10 برای محاسبه قطر پوسته مورد نیاز (D) به منظور داشتن فضای لازم برای لوله ها با آرایش مثلثی و شیبی ۲۵ درصد بیشتر از قطر لوله بکار می روند (Sinnot, 1996).

این مدل ۲۰ متغیر دارد که با کم کردن ۱۳ معادله از آن درجه آزادی ۷ بدست می آید. از بین هفت متغیر باقی مانده چهار عدد آن مشخصات معلوم فرآیند می باشند (جدول ۲). درجه آزادی تعیین کننده تعداد متغیرهای طراحی فرآیند می باشد (جعفری، ۱۳۸۸). تعداد درجات آزادی یک جسم برابر است با حداقل تعداد مختصات مستقل که موقعیت آن جسم را بطور کامل تعیین می نماید. از بین متغیرهای یک سیستم باید آن دسته از متغیرها را بعنوان متغیرهای مستقل انتخاب کنیم که توسط متغیرهای دیگر بدست نیایند و در رابطه موثر با تابع هدف باشند (Maroulis and Saravacos, 2002). در اینجا تابع هدف، هزینه کل سالانه (TAC)^۱ انتخاب شده است. جهت بهینه سازی تابع هدف باید تاثیر متغیرهای طراحی (جدول ۳) بر روی این تابع بررسی شود و هر کدام از آنها مقداری بهینه داشته باشند تا در نهایت تابع هدف هم به مقداری بهینه برسد. داده های هزینه ای در جدول ۵ و معادلات مربوط به تجزیه و تحلیل هزینه ها در جدول ۶ آمده است.

سرعت سیال در داخل لوله ها (u) یکی از متغیرهای مهم طراحی است. زمانیکه سرعت بالایی انتخاب می شود، ضریب انتقال حرارت نیز بالا است اما در این حالت، افت فشار قابل توجهی رخ می دهد. بنابراین منجر به کم شدن هزینه ماشین آلات و افزایش هزینه کاری آنها خواهد شد.

قطر داخلی لوله (d) نیز یکی دیگر از متغیرهای مهم طراحی است. اگر مقدار قطر داخلی، کم انتخاب شود، ضریب انتقال حرارت افزایش خواهد یافت اما از طرف دیگر، افت فشار نیز بطور قابل توجهی افزایش می یابد. بنابراین باعث کمتر شدن هزینه ماشین آلات و بیشتر شدن هزینه کاری آنها خواهد شد.

تعداد مراحل عبور (n) باید طوری انتخاب شود که از لوله هایی با طول قابل قبول و کافی استفاده شود.

پیاده سازی مسئله در Excel

در این مرحله یک فایل جدید به نام ((Heat Exchanger.xls)) ایجاد نموده و در داخل صفحه گسترده ((فرآیند))، شش ناحیه جداگانه به شرح ذیل در نظر می گیریم (شکل ۱):

۱- داده های فنی ۲- مشخصات فرآیند ۳- متغیرهای طراحی ۴- مدل فرآیند ۵- داده های اقتصادی ۶- مدل اقتصادی

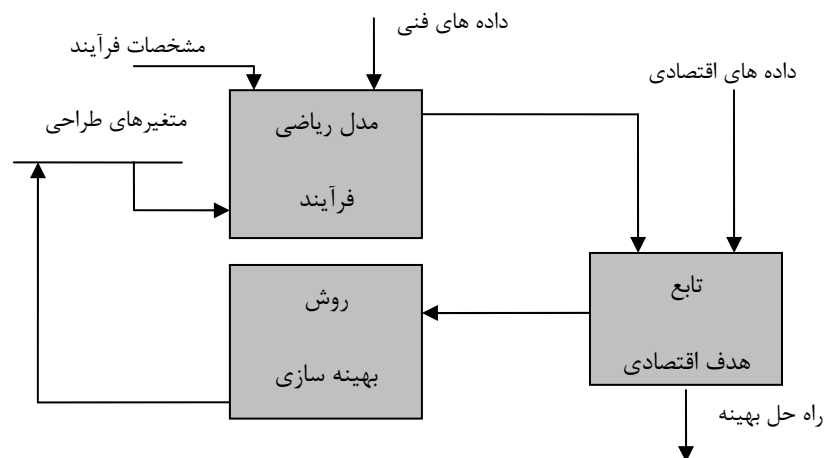
در ناحیه های مربوط به ((داده های فنی))، ((مشخصات فرآیند))، ((متغیرهای طراحی)) و ((داده های اقتصادی)) تنها یک سری داده وجود دارد. در ناحیه های ((مدل فرآیند)) و ((مدل اقتصادی)) نیز یک سری فرمول وجود دارند.

¹ Total Annual Cost

با وارد کردن داده ها و فرمول ها ، پیاده سازی مدل فرآیند تکمیل خواهد شد و صفحه گسترده حاصله یعنی صفحه ((فرآیند)) ظاهری شبیه شکل ۲ خواهد داشت. فلش های رسم شده نشانگر چگونگی جریان اطلاعات در صفحه گسترده هستند.

	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J	K	L
1												
2	داده های فنی			مدل فرآیند				داده های اقتصادی				
3	ρ	1130	kg/m ³		FS	0.079545	kg/s			C_{exc}	3000000	rial/m ²
4	C_p	3.5	kJ/kg°C		ΔT_m	39.91178	°C			n_{exc}	0.65	
5	Δ	0.55	W/mK		Q	175	kW	E01		C_s	150	rial/KWh
6	η	0.27	Pa s		Q	175	kW	E02		C_e	30	rial/KWh
7	ΔH_s	2200	kJ/kg		Q	18431.12	W	E04		t_y	1400	hr/y
8	η_w	0.25	mPas		A	9.491258	m ²			i_r	0.12	
9					E	2321.17	kW			i_f	5	y
10	مشخصات فرآیند				U	48.65493	W/m ² K			مدل اقتصادی		
11	F	1	kg/s		hi	49.14258	W/m ² K	جریان خطی		C_{eq}	12953338	rial
12	T1	50	°C		hi	30.37372	W/m ² K	جریان افتشانی		C_{op}	134239140	rial
13	T2	100	°C		ho	4903.126	W/m ² K			e	0.2774097	
14	TS	120	°C		f	0.382301		جریان خطی		TAC	137832522	rial
15					f	0.031453		جریان افتشانی				
16	متغیرهای طراحی				ΔP	2321170	pa					
17	u	1	m/s		N	45.09329						
18	d	0.01	m		L	6.7	m					
19	n	4			D	0.100899	m					

شکل ۱. صفحه فرآیند

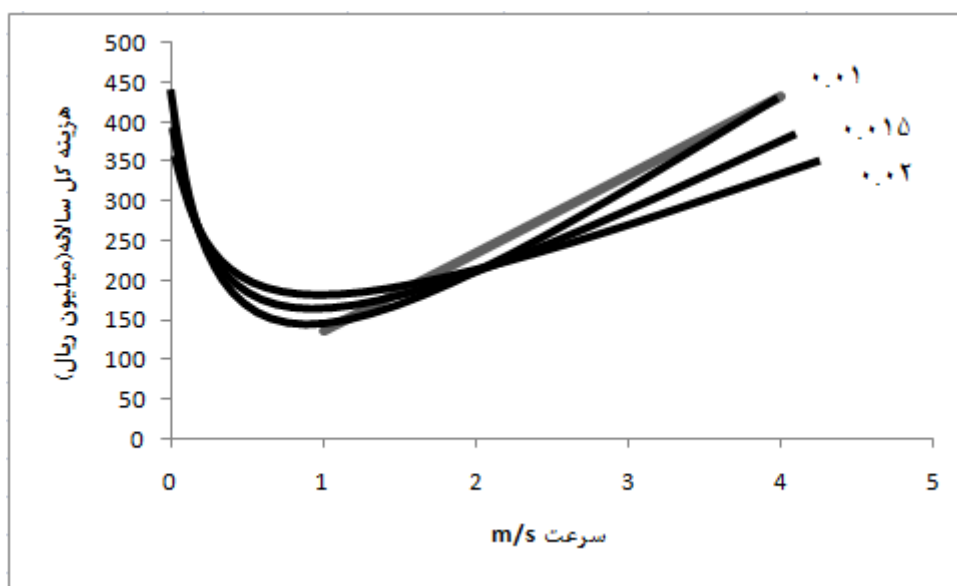


شکل ۲- نمودار جریان اطلاعات برای بهینه سازی فرآیند.

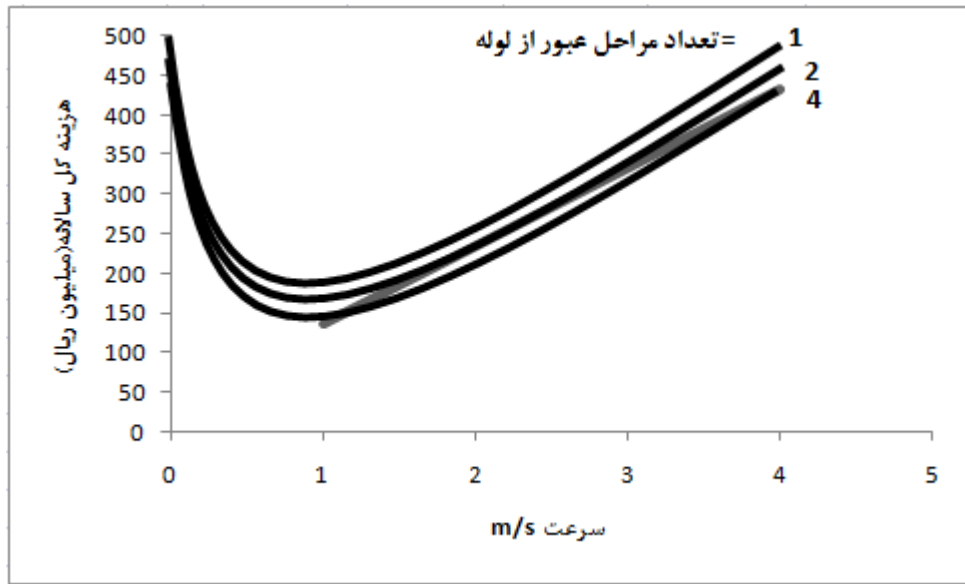
برای بدست آوردن مقدار بهینه در تابع هدف از ابزار Solver در اکسل استفاده می شود. با انتخاب تابع هدف در حالت Min به معنای کمترین مقدار برای کل هزینه سالیانه و انتخاب متغیرهای طراحی به عنوان متغیرهای Solver مقدار بهینه بدست می آید. لازم بذکر است که در ابزار Solver قسمتی برای قید ها در نظر گرفته شده است که می

توان بر متغیرهای طراحی قیدهایی را اعمال کرد. از بین سه متغیر طراحی تنها سرعت سیال در داخل لوله و قطر داخلی قید گذاری می شود و تعداد مراحل عبور بدلیل گسسته بودنش در نهایت مورد بررسی قرار می گیرد.

در شکل ۳ تاثیر سرعت سیال و قطر لوله بر هزینه کل نمایش داده شده است. بر اساس این نمودار نقطه بهینه در سرعت ۱ m/s بدست می آید. برای بررسی تعداد مراحل عبور بر تابع هدف نمودار دفعات مختلف رسم شد و هرچه تعداد دفعات عبور بیشتر شود، هزینه کل کاهش می یابد (شکل ۴). نتایج تجزیه و تحلیل داده در شکل ۱ بصورت کامل آمده است.

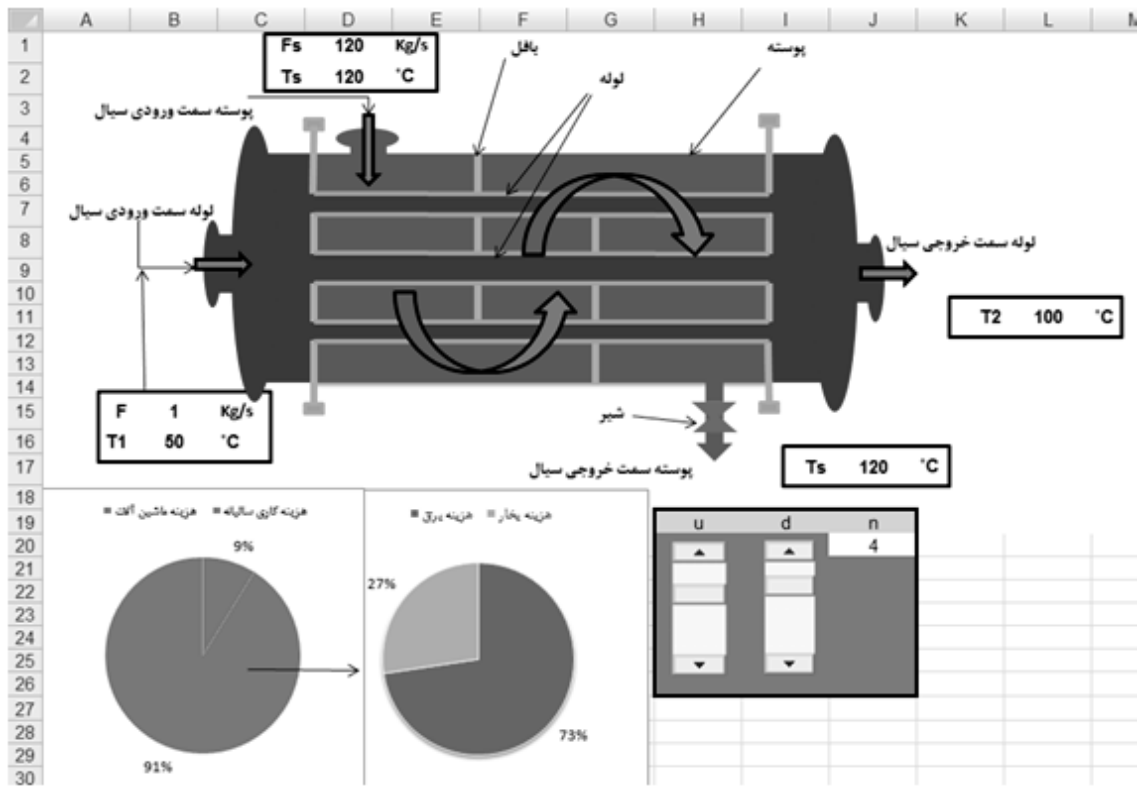


شکل ۳- تاثیر سرعت سیال و قطر لوله بر تابع هدف



شکل ۴-تاثیر تعداد مراحل عبور بر تابع هدف

صفحه گسترده اکسل این قابلیت را دارد تا بتوان در صفحه جریان فرایند با تغییر متغیرهای طراحی تاثیر آن را بر روی توابع مختلف بصورت عددی و نموداری مشاهده کرد. در شکل ۵ یک صفحه جریان از مبدل حرارتی پوسته و لوله وجود دارد که با تغییر پارامترهای مورد نظر تفکیک هزینه های تابع هدف تغییر می کند.



نتایج و بحث

با توجه به اینکه فرایند های حرارتی یکی از مراحل اصلی در تولید رب گوجه فرنگی است بهینه سازی فاکتور های موثر بر انتقال حرارت از دیدگاه اقتصادی بسیار حائز اهمیت است. نتایج حاصل از بررسی تاثیر سرعت های مختلف سیال بر هزینه سالیانه کل نشان داد که در سرعت ۱ m/s هزینه سالیانه کمترین مقدار را داشت که حدود ۱۲/۲ هزار دلار در سال می باشد. در مرحله بعد تاثیر همزمان سرعت سیال، قطر لوله و تعداد مراحل عبور از لوله بر هزینه سالیانه مورد ارزیابی قرار گرفت که در سرعت ۱ m/s، قطر ۱۰cm و تعداد مراحل عبور از لوله برابر ۴ شاهد کمترین هزینه سالیانه خواهیم بود. با افزایش سرعت سیال ضریب انتقال حرارت به صورت نزولی و افت فشار ناشی از اصطکاک به صورت صعودی افزایش یافت و در هر دو حالت نقطه بهینه سرعت سیال ۱ m/s بود. در بین معادلات، افت فشار مهمترین شاخص در طراحی مبدل حرارتی می باشد زیرا تنها معادله ای است که هر سه متغیر طراحی همزمان در آن بکار رفته شده است.

جدول ۱. مدل ریاضی فرآیند

معادله	نماد	نام معادله
	$Q = FC_P(T_2 - T_1)$ (E01)	موازنه انرژی برای محصول مورد نظر
	$Q = F_s \Delta H_s$ (E02)	موازنه انرژی برای محیط حرارتی
	$\Delta T_m = \frac{(T_s - T_1) - (T_s - T_2)}{\ln[(T_s - T_1)/(T_s - T_2)]}$ (E03)	اختلاف دمای میانگین (نیروی رانش)
	$Q = AU\Delta T_m$ (E04)	انتقال حرارت بین دو جریان
	$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_o}$ (E05)	ضریب انتقال حرارت کلی (U)
	برای جریان خطی.	
	$\left(\frac{h_i d}{\lambda}\right) = 1.86 \left(\frac{\rho du C_p \eta d}{\eta \lambda L}\right)^{1/3} \left(\frac{\eta}{\eta_w}\right)^{0.14}$ (E06)	برآورد ضریب انتقال حرارت سطح داخلی (h_i)

برای جریان متلاطم.

$$\left(\frac{h_i d}{\lambda}\right) = 0.023 \left(\frac{\rho du}{\eta}\right)^{0.8} \left(\frac{C_p \eta}{\lambda}\right)^{1/3} \left(\frac{\eta}{\eta_w}\right)^{0.14}$$

$$h_o = 2750 \left(\frac{Nd}{F_s}\right)^{1/3} \quad (\text{E07})$$

ضریب انتقال حرارت سطحی در رابطه با کندانس
شدن بخار آب در خارج لوله های عمودی (h_o)

$$u = \frac{F}{\rho \frac{N}{n} \left(\frac{\pi d^2}{4}\right)} \quad (\text{E08})$$

کل تعداد لوله ها (N)

$$A = N \pi d L \quad (\text{E09})$$

سطح کل انتقال حرارت (A) با در نظر گرفتن
تعداد (N) و اندازه لوله ها (L, d)

$$N = 0.319 \left(\frac{D}{d}\right)^{2.142} \quad (\text{E10})$$

قطر پوسته مورد نیاز (D)

$$\Delta P = n \left[4f \left(\frac{L}{d}\right) + 2.5 \right] \frac{\rho u^2}{2} \quad (\text{E11})$$

افت فشار ناشی از اصطکاک در داخل لوله

$$f = 16 \left(\frac{\rho du}{\eta}\right)^{-1} \quad (\text{E12})$$

برای جریان خطی. ضریب اصطکاک (f)

$$f = 0.08 \left(\frac{\rho du}{\eta}\right)^{-1/4} \quad (\text{E12})$$

برای جریان متلاطم.

$$E = F \Delta P \quad (\text{E13})$$

برآورد کار الکتریکی مورد نیاز پمپ

جدول ۲. مشخصات فرآیند

معادله	نماد	نام معادله
F	Kg/s	شدت جریان خوراک ورودی
T1	°C	دمای خوراک ورودی
T2	°C	دمای هدف (موردنظر)
TS	°C	دمای بخار

جدول ۳. متغیرهای طراحی

معادله	نماد	نام معادله
u	m/s	سرعت سیال در لوله ها
d	m	قطر لوله
n	-	تعداد مراحل عبور از لوله ها

جدول ۴. داده های فنی

نام معادله	نماد	معادله
دانسیتة سیال	ρ	Kg/m^3
گرمای ویژه سیال	CP	$\text{kJ/kg}^\circ\text{C}$
ضریب هدایت حرارتی سیال	λ	W/mK
ویسکوزیته ظاهری سیال	n	Pa s
گرمای نهان بخار در حال کندانس	HSA	kJ/kg
ویسکوزیته ظاهری آب داغ	nw	W/mK

جدول ۵. داده های هزینه ای

نام معادله	نماد	معادله
هزینه واحد مبدل حرارتی	C_{exc}	ریال/m^2
فاکتور مقیاس مبدل حرارتی	n_{exc}	-
هزینه بخار حرارتی	C_s	ریال/kWh
هزینه برق	C_e	ریال/kWh
زمان کاری سالیانه	t_y	سال/ساعت
نرخ بهره	i_r	-
عمر مفید	l_f	سال

جدول ۶. تجزیه و تحلیل هزینه ها

نام معادله	نماد	معادله
هزینه ماشین آلات	$C_{eq} = C_{exc} A^{n_{exc}}$	(C14)
هزینه کاری سالیانه	$C_{op} = (C_s Q + C_e E) t_y$	(C15)
کل هزینه سالیانه (تابع هدف)	$TAC = e C_{eq} + C_{op}$	(C16)
فاکتور برگشت سرمایه	$e = \frac{i_r (1 + i_r)^{l_f}}{(1 + i_r)^{l_f} - 1}$	(C17)

۱- آذرکیش، ح. حسینی سروری، س.م. احتشامی، ح. ۱۳۸۶. طراحی بهینه مبدل حرارتی پوسته و لوله با استفاده از الگوریتم ژنتیک. پانزدهمین کنفرانس سالانه (بین المللی) مهندسی مکانیک ISME2007 ایران تهران دانشگاه صنعتی امیرکبیر.

۲- شانظری، م.م. شهرکی، ف. ۱۳۸۴. طراحی مبدل های حرارتی با توجه به مساله افت فشار در آنها. دهمین کنگره ملی مهندسی شیمی ایران-دانشگاه سیستان و بلوچستان.

۳- جعفری، س.م. ۱۳۸۸. طراحی فرآیندهای صنایع غذایی. انتشارات دانشگاه علوم کشاورزی و منابع طبیعی گرگان.

۴- طسوجی آذر، ر. ۱۳۸۷. بهینه سازی عملکرد مبدلهای پوسته- لوله ای با استفاده از تکنولوژی بافلهای مارپیچ. شانزدهمین کنفرانس سالانه (بین المللی) مهندسی مکانیک ISME2008- ایران کرمان، دانشگاه شهید باهنر کرمان.

۵- کهرم.م و حسینی. ۱۳۸۶. بهینه سازی طراحی مبدل حرارتی پوسته لوله با استفاده از الگوریتم ژنتیک. پانزدهمین کنفرانس سالانه (بین المللی) مهندسی مکانیک ISME2007 ایران تهران دانشگاه صنعتی امیرکبیر.

۶- نصیرپور، و. کثیری، ن. ۱۳۸۴. توسعه یک مدل جدید به منظور ارزیابی حرارتی مبدل های پوسته و لوله. دهمین کنگره ملی مهندسی شیمی دانشگاه سیستان و بلوچستان.

7- Bell, K. J., 1988. Delaware method for shellside design, in Heat Transfer Equipment Design (R. K. Shah, E. C. Subbarao, and R. A. Mashelkar, eds.), Hemisphere, Washington, D.C., pp. 145-166.

8- Butter Worth .D and Mascone .C.F, 1991. Heat transfer heads into the 21 st century. Chemical Engineering Progress.

9- Chenoweth, J. M., and Kistler, R. S., 1976. Computer Program as a Tool for Heat Exchanger Rating and Design, ASME Paper No. 76-WA/HT-4.

10- KUPPRN.T, 2000. Heat Exchanger Design Handbook. ISBN: 0-8247-9787-6

11- Levenspiel, O., 1986. Engineering Flow and Heat Exchange. Plenum Press, New York.

12- Maroulis, Z.B, Saravacos, G.D, 2002. Modeling, simulation and design of drying processes. Keynote Lecture at the 13th International Drying Symposium, Beijing, China.

- 13- Nikpay.M,2008. Evaluation of Shell and Tube Heat Exchangers with Magnetic Leakage Method. The 2nd international Conference on Technical Inspection.Tehran
- 14- Palen, J. W.,1986. Design of process heat exchanger by computers-A short history, Heat Transfer, Eighth International Conference-San Francisco, pp. 239-248.
- 15- Pritiviraj .M and Andrews .M.J,1996. A numerical investigation of the 3-D flow in shell and tube heat exchangers. Proceedings of the ASME Heat Transfer Division, Volume 4.
- 16- Sinnott RK.1996.Chemical process design. In Chemical Engineering vol. 6. JM Coulson and JF Richardson,eds.Butterworth-Heinemann, London.

Abstract:

Heat exchangers are special types of heat transfer equipment which are used in different industries. More than 37 % of applied heat exchanger in the industry are shell and tube ones. To increase heat transfer rate and economic efficiency in processing, it is necessary to have high coefficients of heat transfer. In this study, we designed a mathematic model in Excel environment including 20 variables, 13 equations, and 7 free degree parameters. Three main parameters out of seven were selected for design variables. Optimization of the process was done with Excel software. The effects of design variables was evaluated and our results revealed that for production cost minimization, the fluid velocity, internal diameter, and number of passages should be 1m/s, 10cm, and 4 times, respectively. Pressure drop was the main factor in this study.

Keywords: Optimization, Excel, pressure drop, heat exchanger.