مدلسازی سوپرهیتر بویلر نیروگاه بخار بندرعباس

عبدالحمید انصاری نسب مینابی، عضو هیئت‌علمی گروه مکانیک دانشگاه هرمزگان
احسان اسماعیلی، شرکت مدیریت تولید برق هرمزگان
فؤاد نصوری، شرکت مدیریت تولید برق هرمزگان
رضا شهواری، عضو هیئت‌علمی دانشگاه علمی کاربردی

Archive of SID

چکیده

در این مقاله مدل محاسباتی سوپرهیتر بویلر با روش ترکیبی با تقسیم کل سیستم به قطعات کوچک و مدلسازی هر قطعه به عنوان یک مبدل با روش LMTD ارائه شده است. برتری این روش نسبت به روش‌های CFD سرعت بسیار بالای آن در تحلیل نتایج می‌باشد. بررسی‌ها نشان می‌دهد که نتایج به دست آمده از این روش سازگاری خوبی با روش CFD دارد. این روش دمای نقاط مختلف سیالات گرم و سرد و همچنین دمای فلز لوله‌های سطوح انتقال حرارت را در نقاط مختلف محاسبه می‌نماید که قدرت بسیار بالایی به این روش داده است. به عنوان نمونه از این روش برای مدلسازی سوپرهیتر بویلر نیروگاه بخار بندرعباس استفاده شده است.

واژه‌های کلیدی: شبیه‌سازی، مدلسازی، سوپرهیتر، سطوح انتقال حرارت

۱- مقدمه

روش کلاسیک برای بررسی، طراحی و محاسبات سطوح انتقال حرارت به ویلرها از جمله سوپرهیتر، ریهیتر و اکونومایزر مدلسازی آنها به عنوان مبدل حرارتی و استفاده از روش‌های کلاسیک محاسبات مبدل‌ها یعنی LMTD یا ε–NTU است. این روش از سرعت بسیار بالا و دقت مناسبی برخوردار است اما نمی‌تواند اطلاعاتی در خصوص نحوه توزیع جریان و دما در مبدل به ما بدهد. در این روش‌ها همچنین فرض شده است که خواص سیالات در مسیر جریان ثابت است و این خواص را در شرایط در دمای میانگین استخراج می‌نمایند. این مورد در شرایطی که تغییرات دما در طول مبدل زیاد است مانند سطوح انتقال حرارت بویلر می‌تواند باعث انحراف نتایج محاسبات از حالت واقعی شده و خطای زیادی ایجاد کند.

در مقابل روش کلاسیک، روش CFD است که از دقت بسیار بالایی برخوردار است و اطلاعات کاملی از شرایط و وضعیت جریان هر نقطه به ما خواهد داد. در این روش کل فضای مورد تحلیل به بخشهای بسیار کوچکی (حجم کنترل) تقسیم می‌گردد و معادلات بنیادی سیال در این بخشهای کوچک خطی سازی شده و حل می‌گردد. در این روش هر چقدر اندازه این

www.SID.ir

حجم کنترل‌ها کوچک‌تر باشد، دقت محاسبات بالاتر خواهد بود؛ اما مشکل این روش حجم بالای محاسبات در این روش است که نیاز به سخت افزار قوی داشته و حصول نتایج بسیار زمانبر است.

دیدگاه دیگر ترکیب دو روش می‌باشد که در این مقاله از آن استفاده شده است [۱]. در روش ترکیبی کل سطح انتقال حرارت را به بخشهای کوچکی تقسیم می‌کنیم اما بر خلاف روش CFD که معادلات بنیادی سیال را روی این حجم کنترل‌های کوچک حل می‌کند، در روش ترکیبی معادلات مهندسی مربوط به مبدل‌های بر روی این بخش‌ها کوچک حل می‌گردد با توجه به کوچک بودن این بخش‌ها و ثابت بودن خواص سیالات در این بخشهای کوچک دقت محاسبات بسیار بالا خواهد بود. از طرفی با توجه به عدم نیاز به گسسته سازی زیاد در این روش سرعت این روش نیز بسیار بالا است.

۲- روش LMTD

مدلسازی به روش LMTD بر پایه معادلات مهندسی و از حل معادله زیر برای محاسبه انتقال حرارت بویلر به دست می‌آید [۲]:

$$\dot{q} = UA\Delta T_{LM}$$
$$\Delta T_{LM} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln(\Delta T_1) - \ln(\Delta T_2)} \qquad (۱)$$

در این معادله $\dot{q}$ مقدار انتقال حرارت، ΔT_1 و ΔT_2 اختلاف دمای سیال سرد و گرم دو سر مبدل، A سطح انتقال حرارت مبدل و U ضریب انتقال حرارت مبدل است. چالش اصلی هم محاسبه UA در مبدل‌ها است. برای محاسبه این مقدار فرض می‌کنند که خواص سیالات گرم و سرد در طول مبدل تغییرات کمی داشته باشد و خواص را در دمای میانگین سیال محاسبه نموده و آن را ثابت می‌گیرند. برای محاسبه مقدار UA با فرض عدم وجود رسوب در مسیرهای گرم و سرد از رابطه زیر استفاده می‌شود [۲]:

$$\frac{1}{UA} = \frac{1}{h_i A_i} + \frac{\ln(D_o / D_i)}{2\pi kL} + \frac{1}{h_o A_o} \qquad (۲)$$

در رابطه بالا اندیس i مربوط به داخل لوله و اندیس o مربوط به خارج لوله است و h ضریب انتقال حرارت جابجایی، k ضریب انتقال حرارت رسانایی لوله، D قطر لوله، L طول لوله و A سطح انتقال حرارت مبدل است.

مسئله اصلی محاسبه ضرایب انتقال حرارت جابجایی داخل و خارج لوله‌هاست که با توجه به مغشوش بودن اغلب جریان‌ها صنعتی برای دسته لوله از روابط زیر استفاده می‌گردد. برای جریان داخل لوله رابطه زیر پیشنهاد شده است[۳]:

$$Nu = \frac{(f/8)\cdot(Re-1000)\cdot Pr}{1+12.7\cdot\sqrt{f/8}\cdot\left(Pr^{2/3}-1\right)}\left(1+\left(D_i/L\right)^{2/3}\right) \qquad (۳)$$
$$Nu = \frac{kL}{h}$$

در رابطه بالا Pr، Re و Nu به ترتیب اعداد بی‌بعد پرنتل، رینولدز و ناسلت هستند و مقدار ضریب اصطکاک f از رابطه زیر به دست می‌آید [۳]:

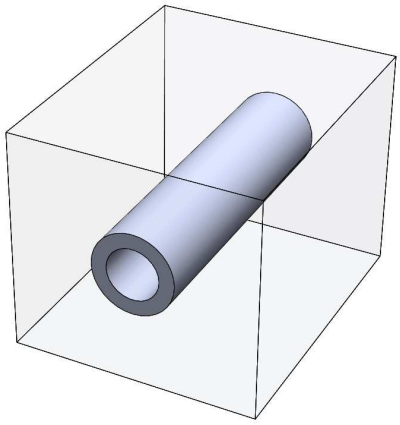
$$f = \left(1.8\cdot\log_{10}(Re)-1.5\right)^{-2} \qquad (۴)$$

برای جریان خارج دسته لوله رابطه زیر پیشنهاد شده است [۲]، در این رابطه Pr_S پرنتل در دمای لوله است و ضرایب C1، C2 و m به نوع جریان، ابعاد فیزیکی و تعداد لوله بستگی دارد، برای جزئیات بیشتر به مرجع مراجعه نمایید.

$$Nu = C_1\cdot C_2\cdot Re^m\cdot Pr^{0.36}\cdot\left(Pr/Pr_s\right)^{0.25} \qquad (۵)$$
$$C_1 = 0.7, C_2 = 0.27, m = 0.63$$

۳- روش ترکیبی و حجم کنترل‌ها

برای داشتن دقت بالاتر و همچنین کسب اطلاعات در خصوص دمای جریان در مسیر حرکت سیالات، سوپرهیتر موردنظر (سایر سطوح انتقال حرارت بویلر) را به بخش‌های کوچکی تبدیل می‌کنیم این بخش‌ها را حجم کنترل می‌نامیم.

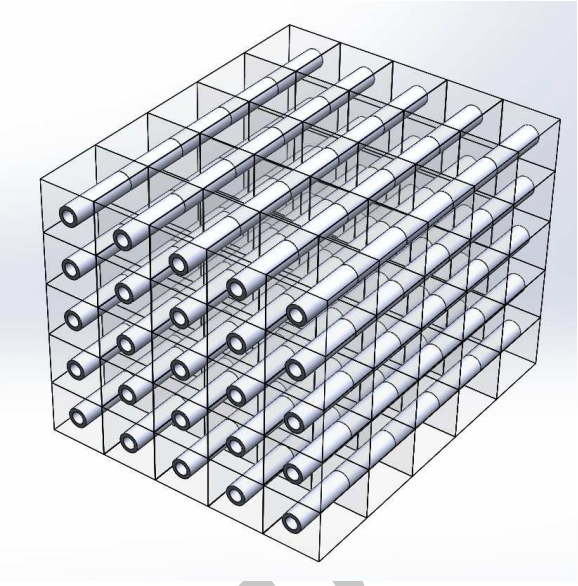


شکل ۱: یک حجم کنترل دور یک لوله

هر حجم کنترل شامل یک لوله و فضای اطراف آن است به‌نحوی‌که همه فضای سوپرهیتر به تعداد زیادی حجم کنترل متقارن تقسیم خواهد شد.

Archive of SID

www.SID.ir

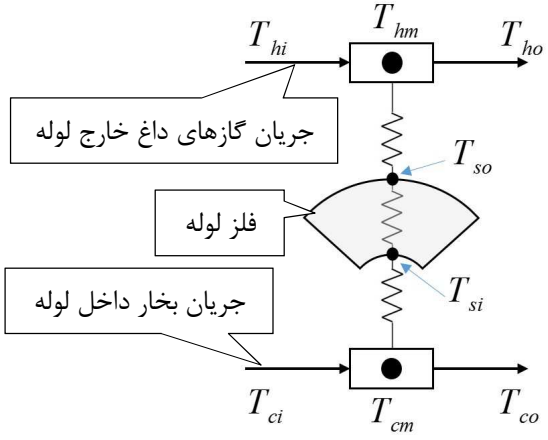


شکل ۲: نمونه حجم‌های کنترل که فضای اطراف لوله‌ها را تقسیم‌بندی نموده‌اند

معادلات LMTD را برای هر یک از حجم کنترل‌ها نوشته و با توجه به مسیر اصلی بخار و مسیر دود در سوپرهیتر، مسیر این سیالات را در این حجم کنترل‌ها به یکدیگر اتصال می‌کنیم و معادلات لازم را استخراج خواهیم کرد.

۴- استخراج معادلات

در هر حجم کنترل دو سیال وجود دارد (سیال گرم با زیرنویس h و سیال سرد با زیرنویس c) که هر یک از آنها دمای ورودی (زیرنویس i) و خروجی (زیرنویس o) متفاوت دارند. خواص ترمودینامیکی هر یک از این سیالات را در دمای میانگین سیال سرد T_{cm} و دمای میانگین سیال گرم T_{hm} محاسبه خواهیم نمود. همچنین برای در نظر گرفتن و محاسبه انتقال حرارت رسانایی لوله، دمای داخل لوله T_{si} و خارج لوله T_{so} نیز متفاوت است؛ بنابراین برای هر حجم کنترل ۸ دما وجود دارد که در شکل زیر نمایش داده شده است.



شکل ۳: شماتیک دماهای موجود در یک حجم کنترل

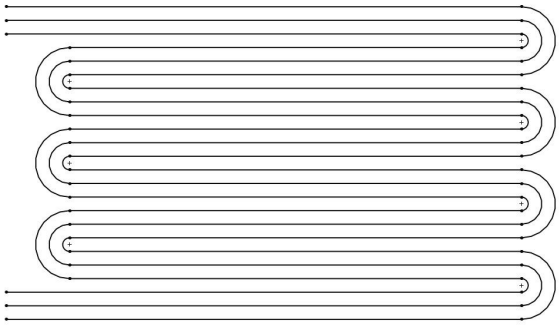
معادلات انرژی را برای این شبکه انتقال حرارت به شکل زیر می‌نویسیم.

$$\begin{aligned}
\dot{q}_c &= \dot{m}_c Cp_c (T_{co} - T_{ci}) \\
\dot{q}_c &= h_i A_i (T_{si} - T_{cm}) \\
\dot{q}_h &= \dot{m}_h Cp_h (T_{ho} - T_{hi}) \\
\dot{q}_h &= h_o A_o (T_{so} - T_{hm}) \\
\dot{q} &= UA\,\Delta T_{lm} \\
\dot{q} &= -\dot{q}_c = \dot{q}_h
\end{aligned} \qquad (۶)$$

قبلاً در خصوص نحوه محاسبه UA توضیحات لازم ارائه گردید. در این معادلات Cp ظرفیت حرارتی سیال است که با توجه به نوع سیال در دمای میانگین متناظرش از خواص سیال استخراج خواهد شد.

بنابراین از نوشتن این معادلات به همراه معادلات بین ورودی و خروجی برای همه حجم کنترل‌ها یک دستگاه حاصل معادلات حاصل خواهد شد. در بخش بعدی روش حل این دستگاه شرح داده شده است.

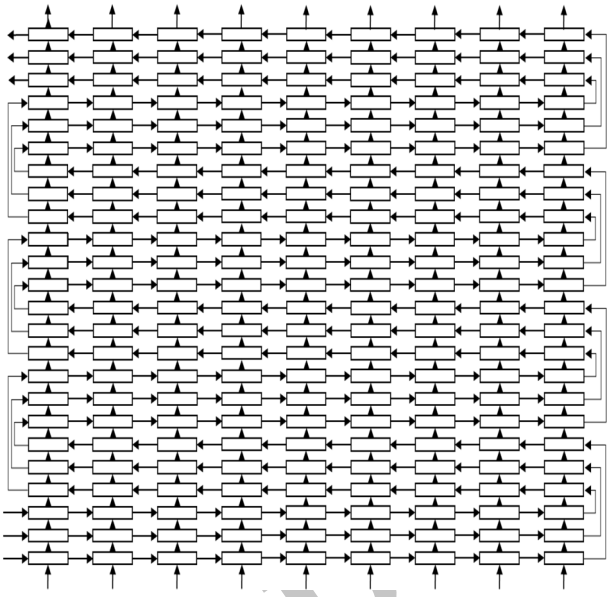
به‌عنوان‌مثال برای سوپرهیتر نهایی بویلر نیروگاه بندرعباس معادلات لازم برای اتصالات سیالات بین حجم کنترل‌ها را می‌نویسیم. شکل شماتیک زیر نمونه یکی از صد باندل موازی است که سوپرهیتر نهایی را تشکیل می‌دهند.



شکل ۴: نمای شماتیک سوپرهیتر نهایی بویلر نیروگاه بخار بندرعباس

در هر باندل تعداد لوله‌ها در مسیر جریان گازهای گرم حاصل از احتراق ۲۴ لوله است. مسیر بخار به‌صورت سه لوله موازی است که از پایین وارد شده و از بالای سوپرهیتر خارج می‌شوند. حجم کنترل‌ها را به‌صورت ۹ ستون و ۲۴ سطر در هر ستون در نظر می‌گیریم تا کاملاً لوله‌های یک باندل را پوشش دهند. به راحتی می توان معادلات اتصال بین حجم‌کنترل‌ها را با استفاده از شکل استخراج نمود.

www.SID.ir



شکل ۵: تقسیم لوله‌های سوپرهیتر نهایی به حجم کنترل‌ها

۵- حل دستگاه معادلات روش ترکیبی

برای حل این دستگاه از روش تکرار، نیاز به نوشتن معادلات به‌صورت قوی و با توانایی شروع از حدسهای اولیه دور از جواب است تا با شرایط مختلف تکرار دچار مشکل نگردد. اولین چالش محاسباتی وجود تابع LMTD است که هم تابع لگاریتم دارد و هم در مخرج است. برای رفع این چالش شرایطی که تابع LMTD دچار مشکل می‌گردد را شناسایی و رفع می‌کنیم. منبع ایجاد مشکل در حل‌کننده‌های عددی عبارت‌اند از [۴]:

۱- ضریب انتقال حرارت زیاد: اگر ضریب انتقال حرارت یا سطح انتقال حرارت زیاد باشد، اختلاف درجه حرارت مقدار کوچکی نزدیک به صفر خواهد بود. $UA \to \infty \Rightarrow \Delta T \to 0$ و حل‌کننده ممکن است مقداری منفی را برای اختلاف درجه حرارت در نظر بگیرد که ازنظر فیزیکی غیرممکن و ازنظر ریاضی تعریف‌نشده است.

۲- حدس اشتباه: حدس اولیه ممکن است تابع را در محدوده غیرمجاز قرار دهد. راه‌حل این مشکلات، ایجاد ساختار شرطی برای تابع LMTD است. بااینکه ساختار شرطی تابع را غیر پیوسته خواهد نمود اما تجربه نشان داده است که با این روش پاسخ صحیح به دست خواهد آمد.

۳- درصورتی‌که اختلاف دماهای دو سر مبدل نزدیک به هم باشند یعنی $\Delta T_1 \approx \Delta T_2$ محاسبه LMTD دچار مشکل خواهد شد. برای رفع این مشکل زمانی $|\Delta T_1 - \Delta T_2| < 0.5 \max(|\Delta T_1|, |\Delta T_2|)$ پیشنهاد می‌گردد از رابطه زیر استفاده نمایید که خطای نسبی در حد 1e-5 دارد.

$$A = \frac{(\Delta T_1 - \Delta T_2)^2}{\Delta T_1 \Delta T_2}$$
$$\Delta T_{lm} = 0.5(\Delta T_1 + \Delta T_2)\left(1 - \frac{A[1-0.5A]}{12}\right) \quad (۷)$$

برخلاف روش LMTD سنتی که خواص سیال را در طول مبدل ثابت فرض می‌کنند، با توجه به این‌که در لوله‌های سوپرهیتر بویلر اختلاف دما می‌تواند زیاد باشد لازم است خواص سیالات هر حجم کنترل با توجه به دمای متناظر سیال موجود در حجم کنترل محاسبه گردد. با توجه به این‌که دماهای حجم کنترل‌های میانی نیز مشخص نیست لازم از یک روش تکرار برای حل استفاده گردد. مقدار حدس اولیه دمای سیال سرد و گرم و دمای دیواره داخلی و خارجی لوله‌ها در همه حجم کنترل‌ها برابر دمای میانگین سیال سرد و گرم ورودی در نظر می‌گیریم. فقط دمای ورودی‌هایی که مقدارشان را داریم را وارد خواهیم نمود. مسئله بعد از چند تکرار به‌راحتی همگرا خواهد شد.

۶- ارزیابی روش ترکیبی و کد نوشته‌شده

برای ارزیابی کد از نتایج ذکر شده در [۵] استفاده‌شده است و نتایج مطابقت خوبی را نمایش می‌دهد. مقاله مذکور به مدلسازی اکونومایزر بویلر نیروگاه ۶۰۰ مگاواتی از روش مشابه پرداخته است و برای ارزیابی نتایج حاصل از روش ترکیبی را با روش CFD مقایسه نموده است. روش ترکیبی استفاده‌شده در آن بر مبنای دمای میانگین و ترکیب ضرایب انتقال حرارت است که دقت کمتری نسبت به روش LMTD ارائه‌شده در این مقاله دارد. روش LMTD می‌تواند با تعداد حجم کنترل کمتری نسب به ترکیب ضرایب انتقال حرارت و دمای میانگین می‌تواند همان دقت را ایجاد نماید. البته این دقت نیز هزینه‌ای معادل حل روابط لگاریتمی LMTD دارد که با استفاده از روش شرح داده‌شده در خصوص رفع مشکل عددی LMTD این مشکل نیز برطرف شده است.

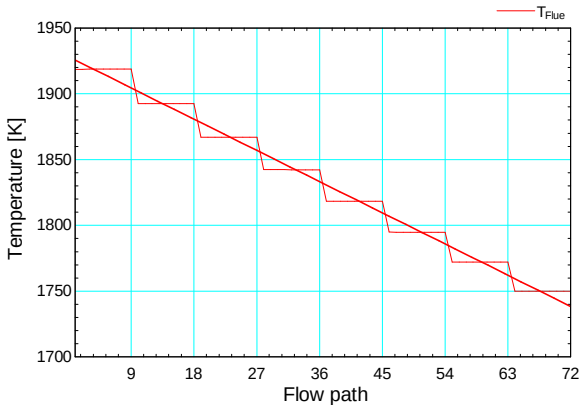
۷- نتایج

با استفاده از این روش و ابعاد و اندازه سوپرهیتر نهایی بویلر نیروگاه بخار بندرعباس و فرض دماهای گاز و بخار نتایج زیر به‌دست‌آمده است. از نتایج این تحلیل برای ارزیابی محل نصب ترموکوپل روی سوپرهیتر نیروگاه بخار بندرعباس استفاده شده

Archive of SID

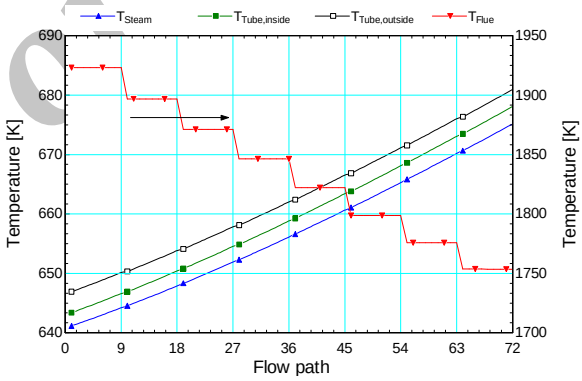
www.SID.ir

است. از بررسی نمودارهای تغییرات دما مشخص است که تغییرات دمای گاز داغ در مسیر حرکت گاز خطی است.



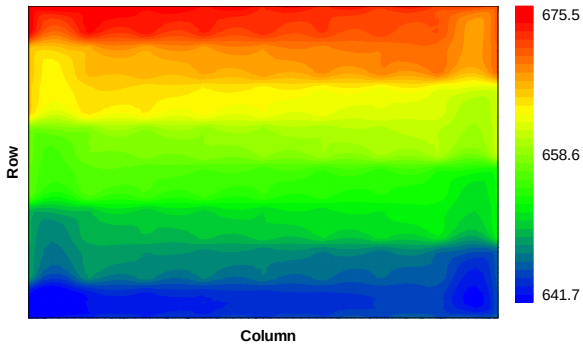
شکل ۶: تغییرات دمای گازهای حاصل از احتراق در مسیر جریان

تغییرات دمای بخار در مسیر لوله‌ها را نیز می‌توان با دقت بالایی خطی در نظر گرفت (rms=5.546e-1, bias=-3.7e-17, R^2=99.70%). دمای داخل لوله و خارج لوله‌ها نیز با اختلاف کمی تابعی از دمای بخار داخل لوله است.

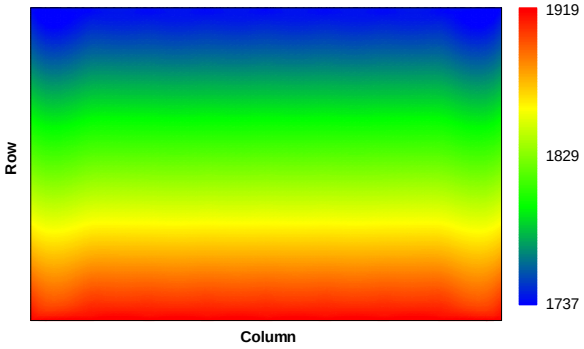


شکل ۷: تغییرات دمای بخار، سطح داخل و خارج لوله و گازهای حاصل از احتراق در خارج لوله

با استفاده از نمودار رنگی حجم‌های کنترل می‌توان بهتر تغییرات دما را درک کرد. تغییرات کمی که در گوشه‌ها دیده می‌شود به علت چرخش مسیر جریان در لوله است.



شکل ۸: نمودار رنگی تغییرات دمای بخار داخل لوله‌ها



شکل ۹: نمودار رنگی تغییرات دمای گازهای حاصل از احتراق در خارج لوله‌ها

۸- نتیجه‌گیری

در این مقاله روش محاسبه، تحلیلی و ارزیابی سطوح انتقال حرارت بویلر ارائه گردید که نسبت به روش‌های CFD از سرعت بسیار بالاتری برخوردار است. درعین‌حال با توجه به این‌که این روش همزمان اطلاعات دمای سیال‌های گرم و سرو و همچنین دمای فلز لوله‌ها در نقاط مختلف را محاسبه می‌نماید می‌تواند بسیار کارآمد بوده و برای تحلیل شرایط و وضعیت سطوح مختلف ارزیابی گردد.

مراجع

[1] W. Zima, “Mathematical Modelling of Dynamics of Boiler Surfaces Heated Convectively,” in *Heat Transfer - Engineering Applications*, V. Vikhrenko, Ed.: InTech, 2011.

[2] Y. A. Çengel, *Heat and mass transfer: A practical approach*, 3rd ed. Boston: McGraw-Hill, 2007.

[3] *VDI Heat Atlas*. Berlin, Heidelberg: Springer-Verlag Berlin Heidelberg, 2010.

[4] G. Nellis and S. A. Klein, *Heat transfer*. Cambridge, New York: Cambridge University Press, 2009.

[5] W. Jizhou, Z. Yanping, L. Yu, and H. Shuhong, “A Multizone Model of an Economizer in a 600 MW Boiler Unit,” *J. Energy Resour. Technol*, vol. 134, no. 4, p. 041601, 2012.

Archive of SID

www.SID.ir