

# شبیه‌سازی بخش جابجایی (بازیافت انرژی) در کوره‌های واحد اولفین

مجتبی صدر عاملی

دانشگاه تربیت مدرس - دانشکده فنی و مهندسی صندوق پستی ۴۸۲۸-۱۴۱۵۵ تهران

## چکیده

واحد اولفین از جمله واحدهای اساسی پتروشیمی می‌باشد. کوره‌های حرارتی قلب این واحد به شمار می‌رود که در آن هیدروکربنهای سنگین توسط واکنش شکست حرارتی به مواد اولفینی تبدیل می‌شوند. در مقاله حاضر یک مدل ریاضی برای بخش جابجایی کوره‌های شکست حرارتی که برای تولید اتیلن مورد استفاده قرار می‌گیرند، و نیز نتایج حل آن توسط یک برنامه کامپیوتری ارائه گردیده است. نتایج حاصل از برنامه شبیه‌سازی با مقادیر صنعتی مقایسه گردیده‌اند. مقایسه مورد نظر نشانگر دقت مطلوب و قابل قبول نتایج این بررسی می‌باشد.

## مقدمه

قسمت این واحد کوره‌های حرارتی می‌باشد که راکتورهای لوله‌ای شکل در داخل آن قرار گرفته است. هر کوره حرارتی از سه بخش تشعشع، جابجایی و دودکش تشکیل گردیده است. راکتورهای شکست حرارتی در داخل بخش

اتیلن از جمله محصولات اساسی در صنایع پتروشیمی بشمار می‌رود که از طریق شکست حرارتی هیدروکربنها (اتان، بوتان، پروپان، نفتا و...) در واحد اولفین تولید می‌گردد. مهمترین

تشعشع قرار گرفته و حرارت مورد نیاز واکنش شکست حرارتی توسط مشعلهای اطراف کوره تأمین می‌گردد. گازهای خروجی از بخش تشعشع دارای قابلیت زیادی جهت بازیافت انرژی می‌باشند، لذا این گازها از بخش جابجایی (بازیافت انرژی) عبور نموده و از انرژی موجود جهت پیش گرم کردن خوراک ورودی، تهیه بخار با فشار بالا و گرم کردن آب جهت دیگهای بخار استفاده می‌گردد. گازهای خروجی از این بخش در دمای حدود  $130^{\circ}\text{C}$  از دودکش خارج می‌گردند. خوراک هیدروکربن ورودی به بخش جابجایی پس از گرم شدن و اضافه شدن بخار رقیق‌کننده به آن وارد بخش تشعشع گردیده و واکنشهای شکست حرارتی در این قسمت انجام می‌گردد.

#### بخش بازیافت انرژی در کوره‌های شکست حرارتی

بخش بازیافت انرژی در یک کوره شکست حرارتی که برای خوراکیهای مایع طراحی می‌گردد معمولاً شامل قسمتهای زیر می‌باشند:

الف - مبدل انتقال حرارت شماره (۲)

A) Heat Transfer Coils II

ب و ج - مبدل‌های حرارتی تهیه بخار با فشار بالا  
B,C) H.P.S Superheaters (I,II) (۲و۱)

د - مبدل انتقال حرارت شماره (۱)

D) Heat Transfer Coils I

ه - مبدل حرارتی تهیه بخار رقیق‌کننده

E) Dilution steam Superheater

و - مبدل حرارتی تهیه خوراک آب دیگهای بخار

F) Boiler Feed Water Coils

ز - مبدل حرارتی پیش گرمکن خوراک

#### G) Feed Preheater Coils

قسمتهای مختلف فوق در شکل ۱ نشان داده شده‌اند. در کوره‌های مورد مطالعه دسته لوله‌های مبدل‌های حرارتی از بالا به پایین بترتیب E-101-A تا E-101-G نامگذاری شده‌اند. ترتیب قرارگرفتن قسمتهای مختلف یاد شده از پایین بخش جابجایی به طرف بالا ثابت بوده و فقط موقعیت مبدلهای B، C و F متغیر می‌باشند و بستگی به نوع خوراک مصرفی کوره‌های شکست حرارتی داشته و تابعی از دمای بخار تولیدی مورد نیاز توسط این قسمتها می‌باشد. خوراک ورودی به کوره در دمای  $120^{\circ}\text{C}$  -  $60^{\circ}\text{C}$  به بخش جابجایی وارد شده و در پیش گرمکن خوراک تا  $170^{\circ}\text{C}$  -  $150^{\circ}\text{C}$  گرم می‌شود. پس از تزریق بخار رقیق‌کننده به جریان خوراک مخلوط حاصل پس از گذشتن از دو مبدل حرارتی HTCI و HTCII وارد قسمت تشعشع گردیده و واکنشهای شکست صورت می‌گیرد.

#### مدل ریاضی بخش جابجایی کوره

هدف از ارائه مدل ریاضی بخش جابجایی کوره یافتن پروفیل دما، شدت حرارت انتقال یافته از گازهای احتراق به سیال داخل لوله و افت فشار جریان سیال در داخل و خارج لوله‌ها می‌باشد که برای این منظور محاسبه خواص فیزیکی و نیز مقادیر مربوط به متغیرهای انتقال حرارت ضروری می‌باشد جهت تجزیه و تحلیل نحوه تغییرات دما در این بخش آنرا به نواحی مختلف تقسیم‌بندی نموده که شمایی یکی از آنها در شکل (۲) نشان شده است. اختلاف دمای

مقادیر  $U_o$  و  $h_i$  از روابط زیر بدست می آیند.

$$U_o = \left[ \frac{D_o}{h_i D_i} + \frac{x}{k_w} \frac{2D_o}{(D_i + D_o)} + \frac{1}{(h_o + h_R)} \right]^{-1} \quad (V)$$

$$h_i = 0.0237 \frac{k_{rg}}{D_i} (Re_i^{0.8} Pr_i^{0.33}) \quad (A)$$

که در رابطه شماره (۸) توسط مقادیر تجربی بدست آمده است. [۴].

روابط استفاده شده جهت محاسبه ضریب انتقال حرارت جداره بیرونی لوله‌ها برای جریان گازی که از روی یک دسته لوله حرکت می‌کند تابع آرایش لوله‌ها به شرح زیر می‌باشد [۹]:

for  $\Delta$  pitch: (۹)

$$h_o = 0.257 Re_o^{0.635} Pr_o^{0.35} k_{fg} / D_o$$

for  $\square$  pitch: (۱۰)

$$h_o = 0.211 Re_o^{0.651} Pr_o^{0.35} k_{fg} / D_o$$

برای محاسبه  $h_R$  از روش پیشنهادی Hottel و Egbert استفاده گردیده است [6].

همچنین جهت محاسبه مقادیر ضرائب جذب و صدور که برای  $h_R$  لازم است از روابط [6] SCHACK استفاده گردیده است.

مقدار حرارت منتقل شده بین جریان گاز احتراق و جریان خوراک داخل لوله‌ها از رابطه (۱۱) محاسبه می‌شود.

$$Q = U_o A_o (F_{fg} \bar{T}_{fg} - F_{rg} \bar{T}_{rg}) \quad (۱۱)$$

همچنین انرژی جریان گاز احتراق  $Q_{fg}$ ؛ و بار

واقعی بین دو سیال با نماد  $\Delta T_{true}$  نشان داده شده است که برابر است با [۱]:

$$\Delta T_{true} = F_{fg} \bar{T}_{fg} - F_{rg} \bar{T}_{rg} \quad (۱)$$

که در این رابطه  $\bar{T}_{rg}$  و  $\bar{T}_{fg}$  مقدار متوسط دمای جریانهای گاز در دریف  $n$  و  $n+1$  بوده و فاکتور وزنی  $F$ ، بستگی به شکل مبدا داشته و جهت تصحیح دما بکار می‌رود. [۹]

با نوشتن معادلات مربوط به مقدار حرارت منتقل شده بین سیال داخل لوله و خارج و نیز موازنه انرژی بر روی جریان گازهای احتراق و خوراک شکست حرارتی، دو رابطه زیر جهت تعیین دمای گاز احتراق و سیال داخل لوله در مرحله  $n+1$  بدست می‌آیند:

$$t_{fg,n+1} = \frac{(c + F_{rg} \times a + F_{fg})}{(c + F_{rg} \times a - F_{fg})} \times t_{fg,n} \quad (۲)$$

$$- \frac{2F_{rg}}{(c + F_{rg} \times a - F_{rg})} \times T_{rg,n}$$

$$+ \frac{b}{(c + F_{rg} \times a - F_{rg})}$$

$$T_{rg,n+1} = T_{rg,n} + a (t_{fg,n+1} - t_{fg,n}) - b \quad (۳)$$

که مقادیر پارامترهای  $a$ ،  $b$  و  $c$  بترتیب برابر است با:

$$a = W_{fg} C_{p,fg} / W_{rg} \cdot C_{p,rg} \quad (۴)$$

$$b = \Delta \bar{H}_{RC} / W_{rg} \cdot C_{p,rg} \quad (۵)$$

$$c = 2W_{fg} C_{p,fg} / U_o A_o \quad (۶)$$

$$Nu_i = 0.0237 \cdot Re_i^{0.8} Pr_i^{0.33} \quad (18)$$

پس از حدس مقدار  $T_{n+1}$  و قرار دادن آن در رابطه (۱۴) و نیز محاسبه سایر پارامترها و متغیرهای انتقال حرارت مقدار کل حرارت جذب شده، از رابطه (۱۹) محاسبه می‌شود. در صورتیکه شرط ارائه شده در رابطه (۲۰) برقرار باشد دمای حدس زده شده صحیح بوده و قابل قبول است. در غیر این صورت عمل حدس و خطا تا رسیدن به دمای مورد نظر ادامه می‌یابد.

$$\phi'_w = U_{av} \cdot S_{row} \cdot LMTD \quad (19)$$

$$|(\phi_w - \phi'_w) / \phi_w| < 1\% \quad (20)$$

با استفاده از مقدار حرارت جذب شده امکان محاسبه دماهای مختلف فراهم می‌گردد. ماکزیم دمای دیواره بدون پره لوله ماکزیم دمای پایه پره و ماکزیم دمای نوک پره با استفاده از روابط (۲۱) تا (۲۲) محاسبه می‌شوند [۳].

$$t_{w,max} = t_{w,max} + \phi_w d / (S_{row} (d + 2T_f)) + \phi_w / S_{row} f_i + \phi_w \delta / T_f S_{row} / kw \quad (21)$$

$$t_{ff,max} = t_{w,max} + \phi_w T_f / (S_{row} \cdot k_f) \quad (22)$$

$$t_{ff,max} = t_{fg,n} - (t_{fg,n} - t_{ff,max}) / \text{Cosh}(EF) \quad (23)$$

روابط مورد استفاده برای محاسبه افت فشار جریان سیال داخل و خارج لوله بسیار متنوع بوده و دقت آنها نیز با هم متفاوت می‌باشد.

حرارتی ردیفهای شوک،  $Q_{shock}$ ، نیز از روابط (۱۲) و (۱۳) محاسبه می‌گردند [۶ و ۷].

$$Q_{fg} = W_{fg} \cdot C_{p,fg} (t_{fg,n+1} - t_{fg,n}) \quad (12)$$

$$Q_{shock} = FA_{cp} \sigma (((t_{eq} + 273)/100)^4 - ((t_{w,max} + 273)/100)^4) \quad (13)$$

برای دسته لوله‌هایی که در آنها از پره‌های مختلف جهت افزایش میزان انتقال حرارت استفاده شده مدل بکار رفته متفاوت می‌باشد. مقدار حرارت جذب شده در ردیف،  $n$  از رابطه (۱۴) بدست می‌آید [۲].

$$\phi_w = \phi_{mfg} (h_{fg,Tn} - h_{fg,Tn+1}) / (1 + Loss) \quad (14)$$

عبارت  $Loss$ ، در مخرج کسر برای احتساب میزان افت حرارتی بکار رفته است. روابط مورد استفاده برای محاسبه ضریب انتقال حرارت بیرونی پرها توسط روابط (۱۵) تا (۱۷) ارائه شده‌اند [۹].

$$\Delta Cut \text{ fin} ; Nu_o = 0.36 Re_o^{0.59} Pr_o^{0.33} \quad (15)$$

$$\Delta Stud \text{ fin} ; Nu_o = 0.79 Re_o^{0.55} Pr_o^{0.33} \quad (16)$$

$$\Delta Ful \text{ fin} ; Nu_o = 0.12 Re_o^{0.725} Pr_o^{0.33} \quad (17)$$

همچنین رابطه مورد استفاده برای محاسبه ضریب انتقال حرارت جداره داخلی لوله‌ها بصورت زیر می‌باشد [۴].

در مدل مورد استفاده برای محاسبه افت فشار هر دو جریان از روابط تجربی استفاده شده است که بر حسب نوع سیال (گاز، مایع، دوفازی) متفاوت می‌باشد [۹].

### نتایج مدل‌سازی و شبیه‌سازی

در شکل ۳- توزیع دمای دیواره خارجی لوله‌ها و دمای سیال داخل آن برای لوله‌های بخش پیش‌گرمکن خوراک نشان داده شده است. شکل ۴- توزیع دمای دیواره لوله‌های پرده‌دار و سیال داخل آنرا برای بخش BFW (خوراک جهت دیگهای بخار) نشان می‌دهد. متأسفانه نتایج صنعتی در این مورد در دست نمی‌باشد لذا مقایسه‌ای در این زمینه انجام نگرفته است. بطور کلی توزیع دما در تمام قسمت‌ها بصورت خطی بوده و افزایش دما از ورودی بطرف خروجی لوله‌ها می‌باشد ولی چون در بخش BFW ترتیب قرار گرفتن لوله‌ها بر خلاف قسمت‌های دیگر می‌باشد لذا توزیع دما کاهش نشان می‌دهد.

در شکل ۵- توزیع افت فشار در بخش‌های مختلف قسمت جابجایی کوره و مقایسه آن با نتایج صنعتی نشان داده شده است. در بخش‌های ابتدایی (E,F,G) تطابق نتایج با داده‌های صنعتی بسیار خوب بوده ولی در بخش‌های انتهایی (A,B,C,D) انحراف افزایش می‌یابد و در قسمت A به حداکثر آن می‌رسد. شکل‌های ۶- و ۷- توزیع دمای لوله‌های پرده‌دار (دمای لوله بدون پرده و دمای نوک پرده) و همچنین درجه حرارت گازهای داخل و خارج لوله‌ها را در قسمت HTCH و HPSS نشان می‌دهند.

### بحث و نتیجه‌گیری

مدل‌سازی و شبیه‌سازی بخش جابجایی کوره با استفاده از داده‌های گازهای خروجی از قسمت تشعشع (ورودی محفظه جابجایی) صورت گرفته است. محاسبات انجام شده با استفاده از داده‌های مربوط به گازهای خروجی از قسمت تشعشع شروع شده و تا به رسیدن به محل خروج گاز از دودکش در بالای بخش جابجایی ادامه می‌یابد. اطلاع از نحوه تغییرات دما، حرارت و فشار در کنترل شرایط عملیاتی و جلوگیری از پدیده‌های نامطلوب مانند خوردگی و یا انجام واکنش‌های ناخواسته در بخش جابجایی که سبب تشکیل کمک در راکتور می‌گردد بسیار مفید می‌باشد. همچنین پروفیل حرارت جذب‌شده توسط جریان سیال داخل لوله و نیز بررسی آن با توجه به انرژی جریان گاز احتراق، در تصمیم‌گیری مربوط به طراحی واحدهای بازیافت حرارت جذب‌شده نقش بسیار مهمی دارد. مقایسه نتایج حاصل از شبیه‌سازی با مقادیر بدست آمده صنعتی بر صحت نتایج مدل و دقت بالای آنها تأکید دارد. در اغلب موارد اختلاف بین این مقادیر کمتر از ۱٪ می‌باشد که با توجه به دقت محاسبات قابل قبول می‌باشد.

از جمله عوامل مؤثر در دقت نتایج می‌توان به میزان دقت در محاسبه پارامترهای مختلف انتقال حرارت و نیز خواص فیزیکی اشاره نمود. استفاده از روابط دقیقتر در محاسبه ضریب انتقال حرارت، ضرایب جذب و صدور و نیز خواص فیزیکی می‌تواند سبب بالا بردن دقت محاسبات گردد. جهت محاسبه دقیق طول معادل

پرده‌ها بسیار مهم بوده و اغلب روابط انتقال حرارت بر حسب این خصوصیات بیان شده‌اند. در شبیه‌سازی بخش جابجایی کوره از داده‌های مربوط به پرده‌های مورد استفاده در دسته لوله‌های موجود در کوره‌های واحد اولفین پتروشیمی اراک استفاده شده است. بطور کلی صرفنظر از دقت مدل و روش شبیه‌سازی بکار رفته، دقت نتایج حاصله ارتباط اساسی با شناخت کامل فرآیند مورد نظر و نیز داده‌های مورد استفاده دارد.

خمها باید ابعاد خمها و نیز زوایای مربوط به آنها مشخص باشند. به بیان دیگر در محاسبه افت فشار جریان سیال داخل لوله، دقت محاسبات مربوط به طول معادل در دقت نتایج نهایی بسیار مؤثر است. این نکته بخصوص در مورد اختلاف نتایج افت فشار حاصله از مدل با نتایج گرفته شده صنعتی نقش مهمی ایفا می‌کند. علاوه بر این در مورد محاسبات مربوط به دسته لوله‌های پرده‌دار باید از خصوصیات هندسی پرده‌های مورد استفاده کاملاً مطلع بود. زیرا در محاسبات مربوط به این دسته لوله‌ها مشخصات هندسی

## NOMENCLATURE :

A	Heat Transfer area	$m^2$
cp	Specific heat capacity	$KCal/kg^{\circ}c$
$\eta$	Fin efficiency	
E	Fin efficiency coefficient	
EF	Correction factor	
h	Heat Transfer coefficient	$W/m^2^{\circ}c$
$\Delta H$	Enthalpy	$KCal/kg^{\circ}c$
k	Thermal Conductivity	$W/m^2^{\circ}c$
LMTD	Log Mean Temperature difference	$c$
N,n	Row number	
Nu	Nusselt number	
Pr	Prandtl number	
Q	Heat Transfer rate	$KCal/hr$
Re	Reynolds number	
S	Area	$m^2$
T,t	Temperature	$^{\circ}C$
U	Overall heat Transfer coefficient	$KCal/m^2hr^{\circ}c$
W	Stream flowrate	$kg/hr$
X	Wall thickness	$m$
$\delta$	Tube thickness	$m$
$\sigma$	Stefan Boltzmann constant	$KCal/hrm^2^{\circ}c$
$\Phi$	Absorbed heat flowrate	$KCal/hr$

## SUBSCRIPT :

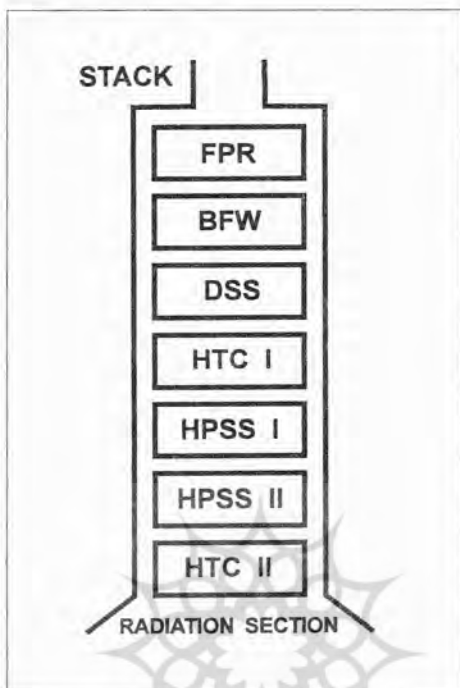
---

av	Average
b	Area
cp	Based on diameter
d	Effective
eq	Equilibrium
f	fin
ff	Fin base
fg	Flue gas
i	Inside
in	Input
m	mean
M	Inside fluid
o	outside
out	outlet
R	Radiation
rg	Reacting gas
w	Wall

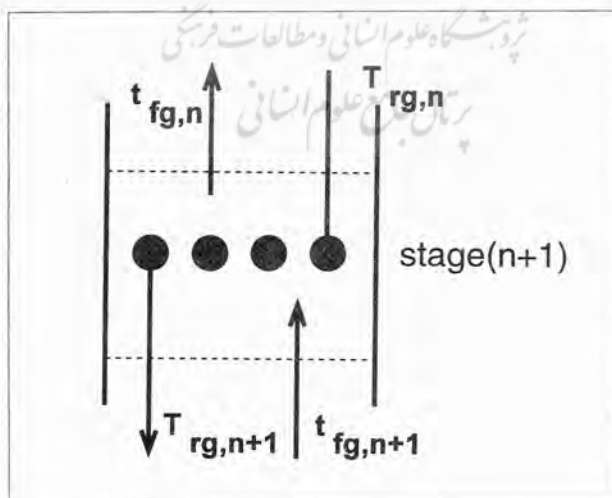
## REFERENCES :

---

1. Albright/ L. F./ Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev./ 17, (3). pp. 377/ 1978.
2. Petryschuk/ W.F./ Johnson/ A.I./Can. J Chem. Eng./ 46/ pp. 172 - 181/ 1968.
3. Kern/ D.Q./Kraus/ A.D./ "Extended Surface Heat Transfer"/McGraw - Hill Co./ NewYork/1972.
4. Kern/ D.Q./ "Process Heat Transfer"/ McGraw - Hill Co./ NewYork / 1965
5. Froment, G. F., et al., Chem. Eng. Sci., 43, pp. 1223-1229,
6. Hottel, H. C., Sarofim, A. F., Int. J. Heat and Mass Transfer, 8, pp. 1153-1169, 1985.
7. Kolenda, Z. et al., Can. J. Chem. Eng., 61, pp. 210, 1983.
8. Albright, L. F., et al., "Pyrolysis Theory and Industrial Practice", Academic Press , New York, 1983.
9. Ardjmand, M., "Modeling and Simulation of the Convection Section in the Thermal Cracking Furnace"/ Diss for M.Sc./Islamic Azad University/ Tehran/ Iran/1993.

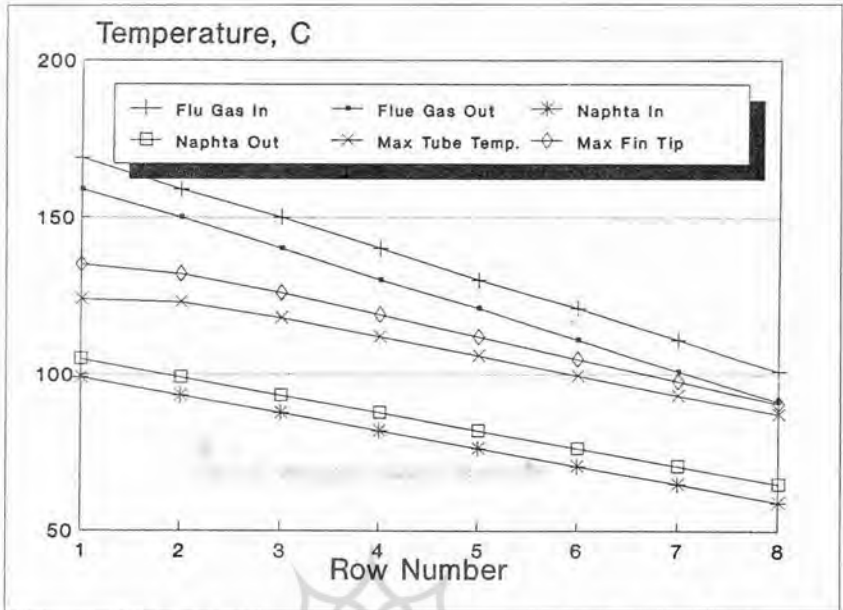


شکل ۱ - قسمت‌های مختلف بخش بازیافت انرژی در کوره‌ها

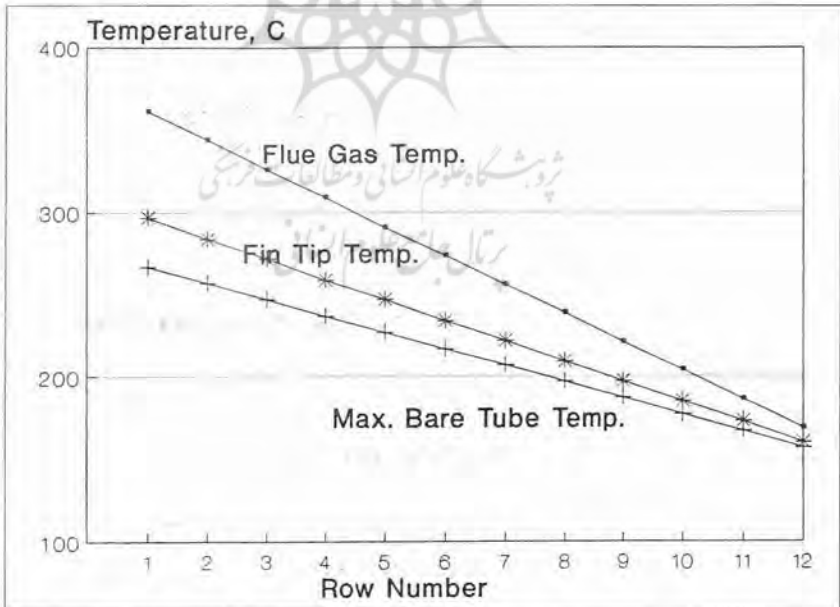


شکل ۲ - یکی از نواحی تقسیم‌بندی شده جهت موازنه انرژی

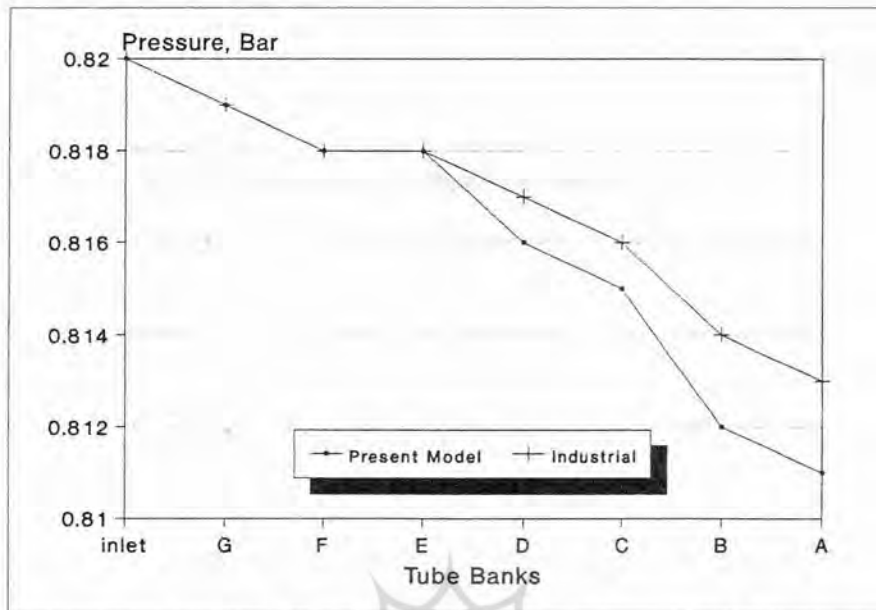




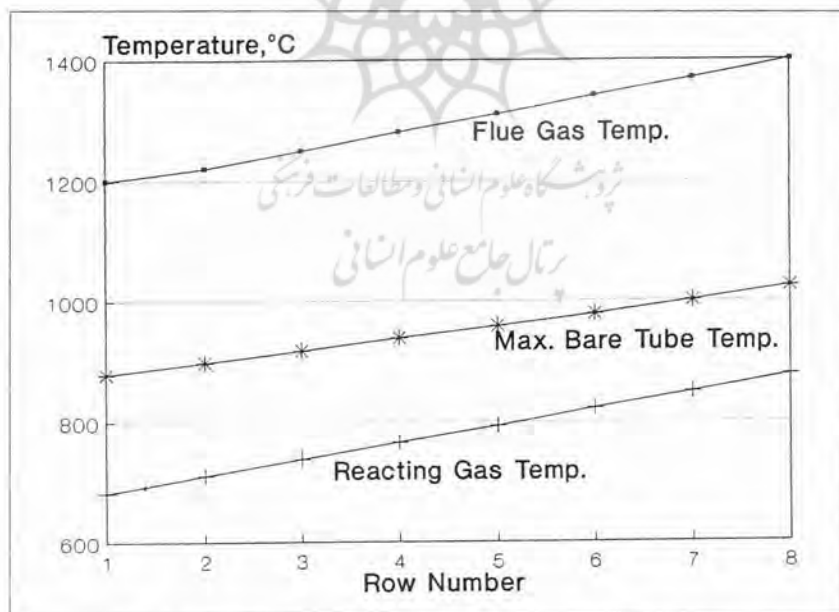
شکل ۳- توزیع دمای دیوار لوله‌ها و سیال در بخش پیش‌گرمن خوراک



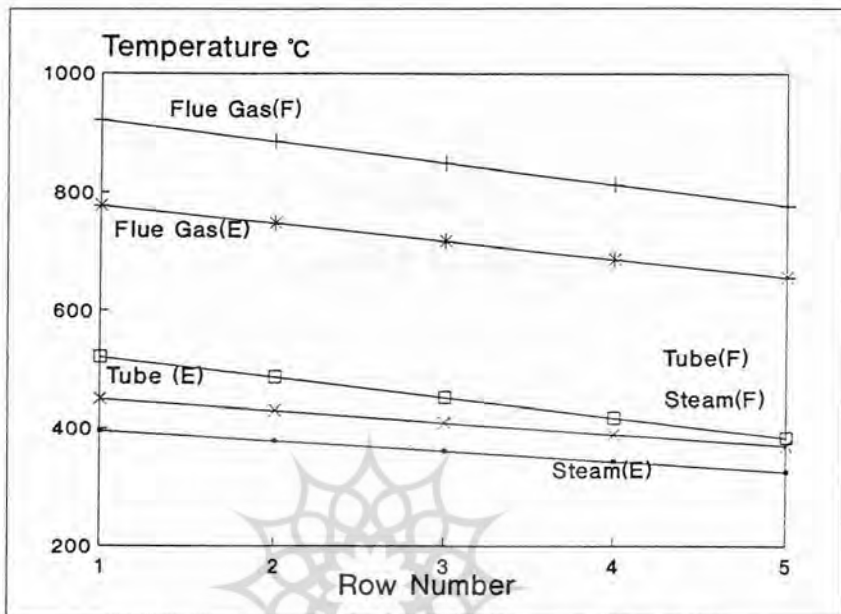
شکل ۴- توزیع دمای دیواره لوله‌های پرده‌دار و سیال در بخش BFW



شکل ۵- توزیع افت فشار در بخشهای مختلف بازیافت انرژی در کوره



شکل ۶- توزیع درجه حرارت در بخش مبدل انتقال حرارت II



شکل ۷- توزیع دمای لوله‌ها و سیال داخل لوله در بخش HPSS

پژوهشگاه علوم انسانی و مطالعات فرهنگی  
پرتال جامع علوم انسانی