

# بررسی تاثیر تشکیل رسوب نفت خام روی عملکرد مبدل های حرارتی واحد پیش

## گرمکن تقطیر اتمسفریک

محمد رضا جعفری نصر<sup>۱</sup> و مهدی مجیدی گیوی<sup>۲</sup>

<sup>۱</sup>-شرکت پژوهش و فناوری پتروشیمی

<sup>۲</sup>-دانشگاه صنعتی سهند، دانشکده مهندسی شیمی

### چکیده

در این مقاله تاثیر رسوب نفت خام در جداره لوله و روی عملکرد مبدل های حرارتی مورد بررسی قرار می گیرد که در آن نتایج آزمایشگاهی نفت خام سبک استرالیا در محدوده دمای سطح ثابت  $180-260^{\circ}\text{C}$  و در محدوده سرعت  $0.25-0.4\text{ m/s}$  به کار رفته است [۱]. با استفاده از این نتایج ابتدا مقدار ضریب کلی انتقال حرارت در حالت رسوبی به دست آمده و سپس مقدار ضخامت رسوب نفت خام تعیین شده است. معادله توزیع دما برای نمونه در لوله مبدل های حرارتی نیز به دست آمده و با اعمال شرایط مرزی در این معادله با استفاده از روشهای عددی، توزیع دما در طول لوله در حالت بدون رسوب و حالت رسوبی، همچنین تاثیر رسوب روی دمای خروجی بررسی شده و در نهایت تاثیر رسوب روی مقدار افت فشار مورد بررسی قرار گرفته است.

## Investigation of Crude Oil Fouling on Performance of Preheat Exchangers of Crude Distillation Unit (CDU)

M.R. J. Nasr<sup>1</sup>, and M. Majidi Givi<sup>2</sup>

1-Petrochemical Research and Technology Company (NPC-RT),

POBox: 14385, Tehran, Iran

2-Sahand University of Technology, Tabriz, Iran

### ABSTRACT

*In this article the effect of fouling on tube side and the overall performance of preheat exchangers of crude distillation unit of petroleum refinery have been investigated. For this purpose the experimental data of Australian light crude oil in surface temperature of  $200-260^{\circ}\text{C}$  and the velocity between  $0.25$  to  $0.4\text{ m/s}$  have been used. First, an overall dirty heat transfer coefficient was calculated and then the thickness of scales was determined. By solving heat transfer equations numerically for both cases of dirty and clean conditions, the temperature distribution for the crude oil running inside the heat exchanger's tubes was obtained. Finally, the effects of fouling on the exit temperature of process fluid and the pressure drop have been investigated.*

## مقدمه

$$d_h = d_o - d_i \quad (2)$$

$$R_f = \frac{1}{U_f} - \frac{1}{U_c} \quad (3)$$

$$h_c = k \cdot Nu_c / d_i \quad (4)$$

$$\frac{h_f}{h_c} = \frac{d_i^{1.8}}{(d_i - 2x_f)^{1.8}} \quad (5)$$

$$\frac{1}{U_c} = \frac{1}{h_o} + R_w + \frac{1}{h_c} \left[ \frac{d_o}{d_i} \right] \quad (6)$$

$$\frac{1}{U_f} = \frac{1}{h_o} + R_w + \frac{x_f}{k_f} + \frac{1}{h_f} \left[ \frac{d_o}{d_i - 2x_f} \right] \quad (7)$$

$$R_f = \frac{x_f}{k_f} + \frac{1}{h_f} \left[ \frac{d_o}{d_i - 2x_f} \right] - \frac{1}{h_c} \left[ \frac{d_o}{d_i} \right]$$

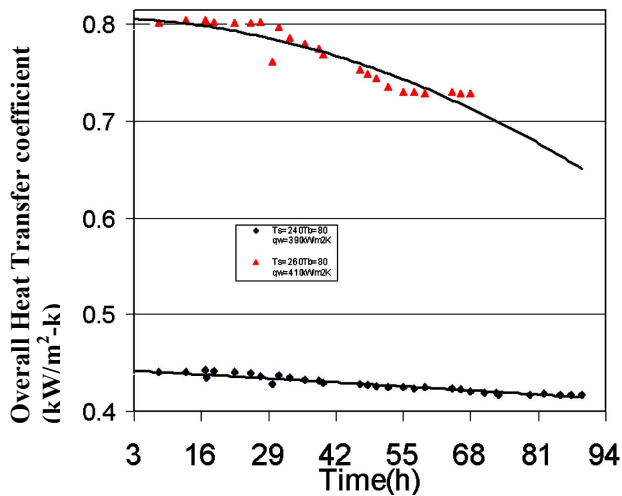
از معادله (۱) مقدار  $U_c$  را به دست آورده و با داشتن مقدار  $R_f$  از مرجع [۱] می توان مقدار  $U_f$  را از معادله (۳) به دست آورد. از معادله (۴) مقدار  $h_c$  را به دست آورده و از معادله (۵) مقدار  $h_f$  بر حسب  $X$  به دست می آید. در معادله (۸) مقدار  $k_f$  ضریب هدایت حرارتی رسوب می باشد که با قرار دادن مقادیر معلوم در معادله (۸) معادله ای غیر خطی بر حسب  $X_f$  ضخامت رسوب به دست می آید که می توان آن را با روشهای عددی حل معادلات غیرخطی حل کرد. در واقع برای هر مقدار مقاومت رسوب که در یک زمان خاص به دست آمده می توان ضخامت رسوب را به دست آورد. نمودارهای ۲ تا ۴ مقدار ضریب کلی انتقال حرارت را بر حسب زمان نشان می دهند. همچنین نمودار ۵ مقدار ضخامت رسوب را بر حسب زمان در دماهای سطح مختلف نشان می دهد. در این نمودارها مشاهده می شود که با افزایش دمای سطح، مقدار ضخامت رسوب افزایش یافته و همچنین مقدار ضریب کلی انتقال حرارت با افزایش دمای سطح کاهش بیشتری

تشکیل رسوب نفت خام در مبدل های حرارتی پیش گرمکن نفت خام واحد تقطیر اتمسفریک یکی از بزرگترین عوامل هدررفتن انرژی در پالایشگاهها می باشد. تقریباً نیمی از کل هزینه عملیاتی در پالایشگاه ها هزینه انرژی است که کسری از آن در اثر رسوب در واحد تقطیر به هدر می رود [۲]. یکی از عوامل اصلی رسوب نفت خام در مبدل های پیش گرمکن واحد تقطیر، دمای دیواره می باشد. با افزایش دمای دیواره، ایجاد رسوب در اثر واکنش شیمیایی و رسوب آسفالتن افزایش می یابد [۳]. البته وجود ناخالصی ها مثل سولفور و فلزات نیز بر روی تشکیل رسوب تاثیر دارد. در این مقاله سعی شده تا توزیع دما در داخل لوله یک مبدل حرارتی در جهت طول لوله در حالت بدون رسوب و در حالت رسوبی برای دماهای مختلف سطح مورد بررسی قرار گرفته و با یکدیگر مورد مقایسه قرار گیرند. در شروع طراحی مبدل، اثرات رسوب روی مبدل حرارتی با یک عدد ثابت با نام عامل رسوب گرفتنی در نظر گرفته می شود. در مورد نفت خام با توجه به اینکه مقدار رسوب با زمان به شدت در حال تغییر می باشد، بایستی به دنبال روشهای دیگری برای در نظر گرفتن رسوب و مطالعه آن روی طراحی بود. هدف از این مقاله نشان دادن چگونگی تاثیر رسوب روی عوامل طراحی و چگونگی تغییر این عوامل با زمان می باشد.

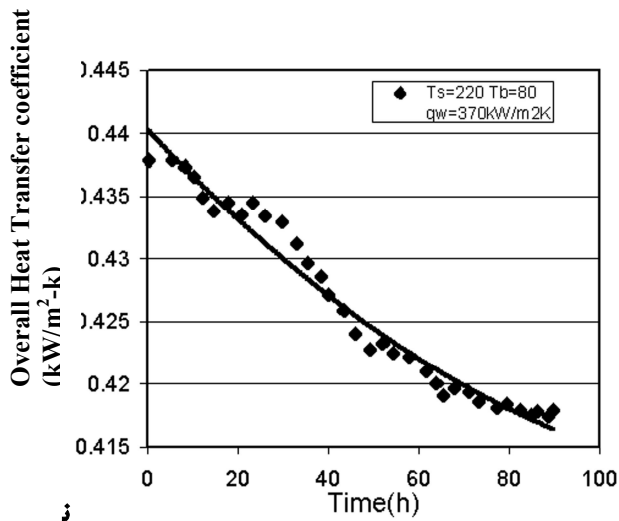
## بررسی ضخامت رسوب و ضریب کلی انتقال حرارت

برای به دست آوردن تاثیر رسوب بر روی مبدل حرارتی از نمودار ۱ استفاده می شود. همان طور که در نمودار ۱ مشاهده می شود مقدار رسوب در ساعات ابتدایی منفی می باشد که علت آن نرسیدن به حالت پایا در آزمایشات مرجع [۱] می باشد. برای به دست آوردن مقدار ضریب کلی انتقال حرارت در حالت رسوبی از معادلات زیر استفاده می شود [۱ و ۴ و ۵]:

$$Nu = 0.023 Re^{0.8} Pr^{0.4} (d_o / d_i)^{0.45} = U_c d_h / k \quad (1)$$

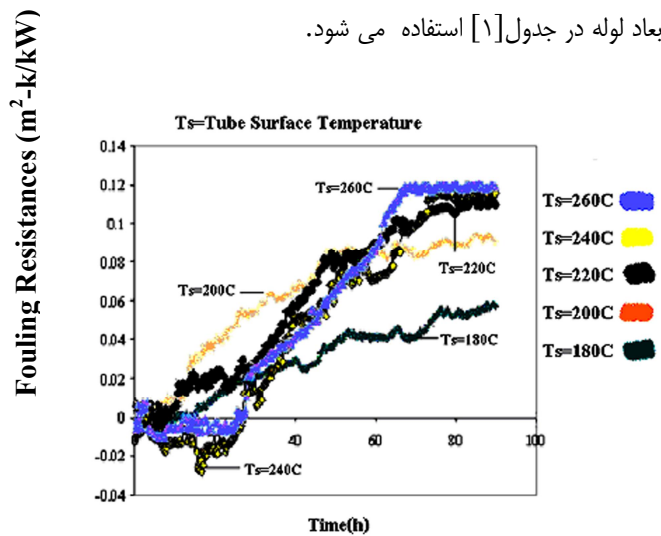


نمودار ۳- چگونگی کاهش ضریب کلی انتقال حرارت با زمان در اثر افزایش رسوب

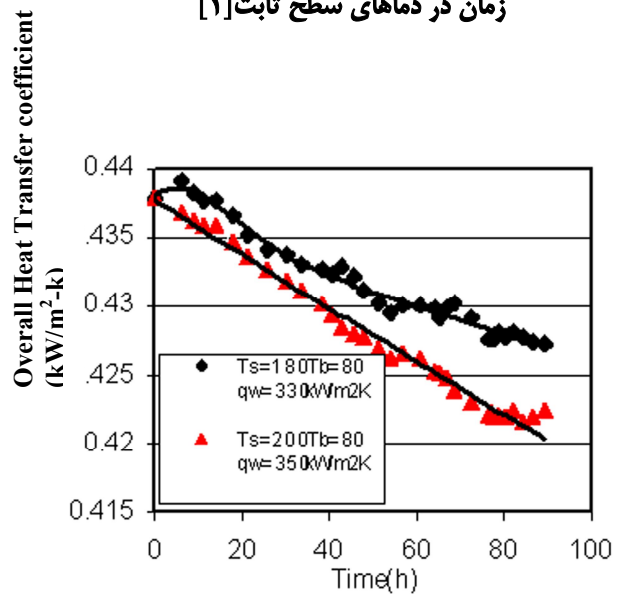


نمودار ۴- چگونگی کاهش ضریب کلی انتقال حرارت با زمان در اثر افزایش رسوب در دمای سطح

می یابد. برای به دست آوردن این نمودارها از مشخصات نفت و ابعاد لوله در جدول [۱] استفاده می شود.



نمودار ۱- نمودار رسوب بر حسب زمان در دماهای سطح ثابت [۱]



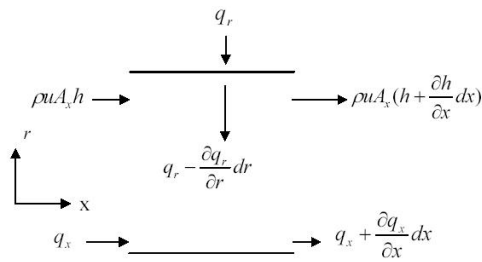
نمودار ۲- چگونگی کاهش ضریب کلی انتقال حرارت با زمان در اثر افزایش رسوب 220°C

جدول ۱- مشخصات نفت و ابعاد لوله مورد استفاده

Heat Capacity(J/kg)	Thermal Conductivity (W/m°C)	Tube Length(m)	Density(Kg/m <sup>3</sup> ) at 20°C	Viscosity(kg/m.s) at 20°C	Tube Inlet Diameter(m)	Tube Outlet Diameter(m)
2500	0.1255	4	792	1.969×10 <sup>-3</sup>	0.0107	0.025

رابطه (۱۳) مقدار نسبت افت فشار در حالت رسوبی را نسبت به افت فشار در حالت تمیز نشان می دهد. نمودار های ۶ تا ۱۰، مقدار

این افت فشار را در دماهای سطح ثابت مختلف نشان می دهند. در این نمودارها نیز مشاهده می شود که با افزایش دمای سطح مقدار این نسبت افزایش می یابد. پس از این مرحله به بررسی توزیع دما در داخل لوله و تاثیر رسوب روی آن پرداخته می شود. برای این منظور موازنه انرژی برای لوله حاوی نفت خام نوشته می شود:



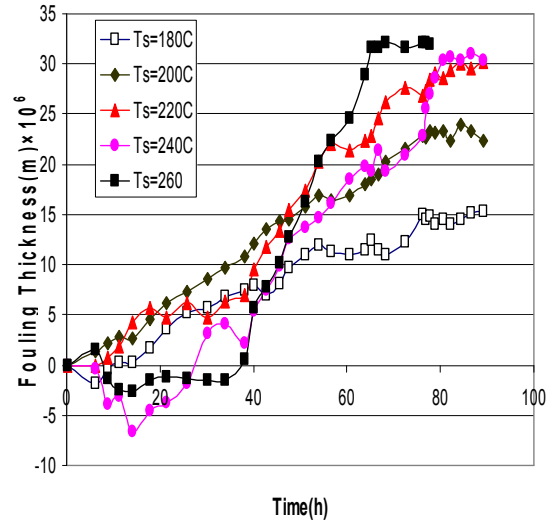
معادله زیر معادله توزیع دما در داخل لوله خواهد بود:

$$(14) \frac{\partial^2 T}{\partial x^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial T}{\partial r} + \frac{\partial^2 T}{\partial r^2} - \frac{\rho c}{k} \frac{\partial T}{\partial x} = \frac{\rho c}{k} \frac{\partial T}{\partial t}$$

با فرض شرایط پایا معادله زیر به دست می آید:

$$(15) \frac{\partial^2 T}{\partial x^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial T}{\partial r} + \frac{\partial^2 T}{\partial r^2} - \frac{\rho c}{k} \frac{\partial T}{\partial x} = 0$$

معادله (۱۵) یک معادله دیفرانسیل دو بعدی بوده و نیاز به دو شرط مرزی در جهت X و r دارد. برای حل آن از روش تفاضل محدود استفاده می شود. شروط مرزی به صورت زیر می باشند:



نمودار ۵- ضخامت رسوب در دماهای سطح ثابت مختلف بر حسب زمان

### بررسی افت فشار و دما

همچنین می توان مقدار نسبت افت فشار لوله دارای رسوب به لوله تمیز را به دست آورد. در مرجع [۶]، رابطه (۹) برای افت فشار در حالت جریان آرام داده شده است:

$$(9) \Delta p = \frac{4 f u^2 l \rho}{2 d_i g_c}$$

$$(10) f = \frac{16}{Re}$$

$$(11) \frac{\Delta p_f}{\Delta p_c} = \frac{u_f d_c^2}{u_c d_f^2}$$

$$(12) d_f^2 u_f = d_c^2 u_c$$

$$\frac{\Delta p_f}{\Delta p_c} = \frac{d_c^4}{d_f^4} = \frac{d_c^4}{(d_c - 2x_f)^4}$$

$$CT_{i,j} + D(j)T_{i,j+1} + AT_{i+1,j} + BT_{i-1,j} + E(j)T_{i,j-1} = 0 \quad (21)$$

در مرکز لوله با اعمال شرایط مرزی موجود در مرکز لوله معادله (22) به دست می آید:

$$CT_{i,j} + AT_{i+1,j} + BT_{i-1,j} + FT_{i,j-1} = 0 \quad (22)$$

$$A = 2k\Delta r^2 - \rho uc \Delta x \Delta r^2 \quad (23)$$

$$B = 2k\Delta r^2 + \rho uc \Delta x \Delta r^2 \quad (24)$$

$$C = -4k\Delta r^2 - 4k\Delta x^2 \quad (25)$$

$$F = 4k\Delta x^2$$

$$D(j) = \left( 2k\Delta x^2 + \frac{k\Delta x^2}{((a+1)-j)} \right) \quad (26)$$

$$E(j) = \left( 2k\Delta x^2 - \frac{k\Delta x^2}{((a+1)-j)} \right) \quad (27)$$

$T_{b2}$  بایستی از طریق آزمایش و یا از موازنه انرژی به صورت Lumped به دست آید:

$$h\pi d_i l (T_s - \frac{T_{b2} + T_{b1}}{2}) = m \cdot c_p (T_{b2} - T_{b1}) \quad (28)$$

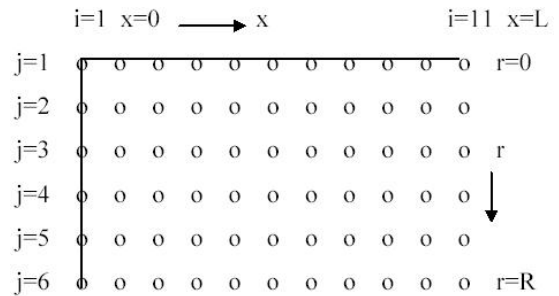
$$\begin{cases} r=R \\ T=T_s \end{cases} \quad (16)$$

$$\begin{cases} r=0 \\ \frac{\partial T}{\partial r} = 0 \end{cases} \quad (17)$$

$$\begin{cases} x=0 \\ T=T_{b1} \end{cases} \quad (18)$$

$$\begin{cases} x=l \\ T=T_{b2} \end{cases} \quad (19)$$

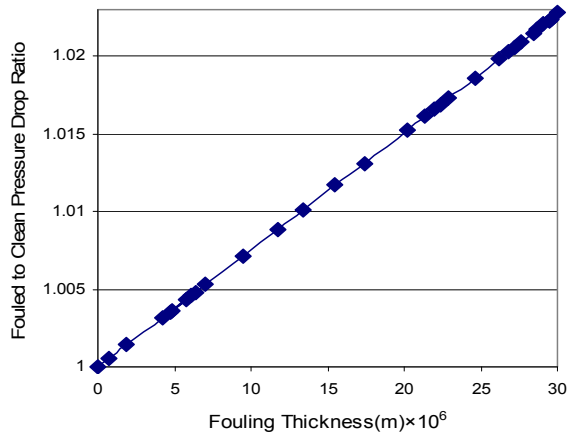
شعاع لوله به  $a$  قسمت و طول لوله به  $Z$  قسمت تقسیم می شود.



معادله (15) به شکل زیر در خواهد آمد:

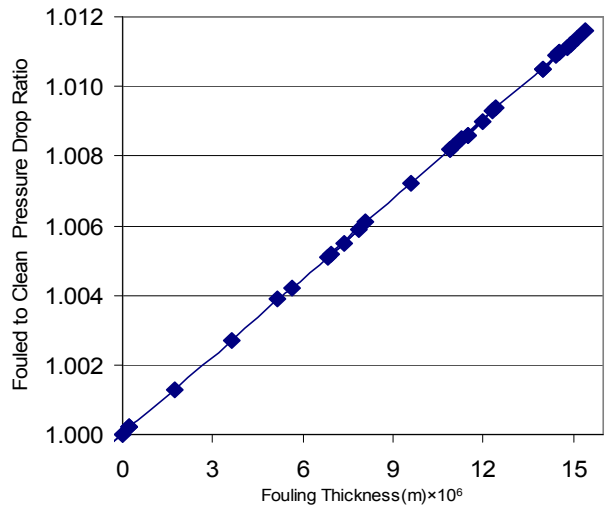
$$\begin{aligned} & \frac{T_{i+1,j} - 2T_{i,j} + T_{i-1,j}}{\Delta x} - \frac{\rho uc}{k} \left( \frac{T_{i+1,j} - T_{i-1,j}}{2\Delta x} \right) \\ & + \left( \frac{1}{((a+1)-j)\Delta r} \right) \times \left( \frac{T_{i,j+1} - T_{i,j-1}}{2\Delta r} \right) + \\ & \left( \frac{T_{i,j+1} - 2T_{i,j} + T_{i,j-1}}{\Delta r} \right) = 0 \quad (20) \end{aligned}$$

با ضرب کردن معادله (19) در  $2k\Delta x^2 \Delta r^2$  معادله (20) به دست می آید:



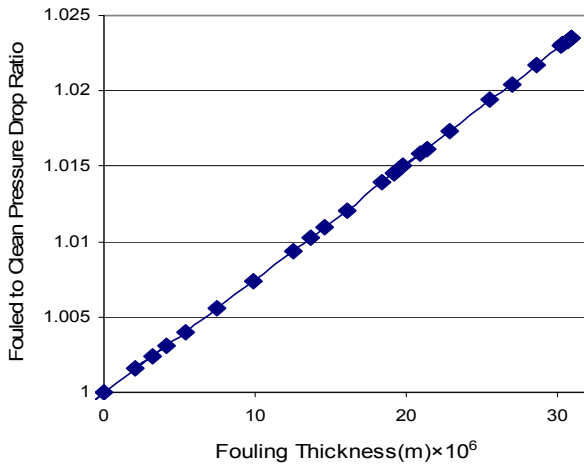
نمودار ۸- چگونگی افزایش افت فشار در اثر افزایش

ضخامت رسوب در شرایط  $T_s=220^{\circ}\text{C}$   $T_{bin}=80^{\circ}\text{C}$   
 $q_w=370\text{kW}$



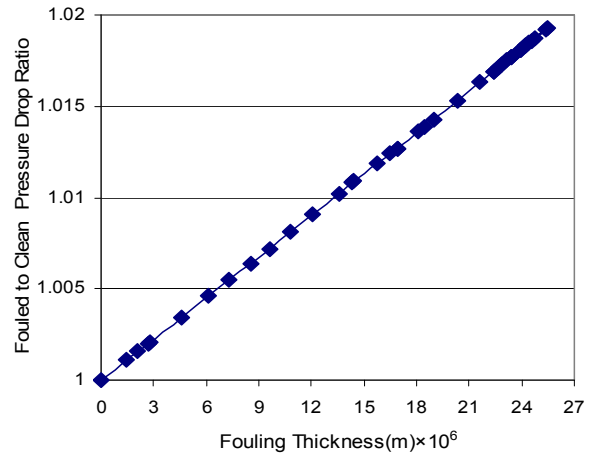
نمودار ۶- چگونگی افزایش افت فشار در اثر افزایش

ضخامت رسوب در شرایط  $T_s=180^{\circ}\text{C}$   $T_{bin}=80^{\circ}\text{C}$   
 $q_w=330\text{kW/m}^2$   $q_w=350\text{kW/m}^2$



نمودار ۹- چگونگی افزایش افت فشار در اثر افزایش

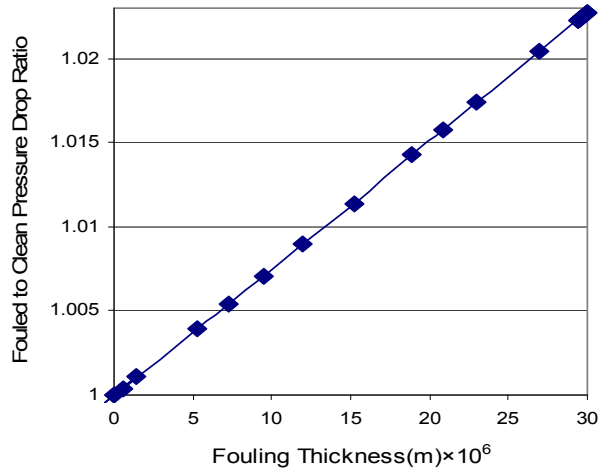
ضخامت رسوب در شرایط  $T_s=240^{\circ}\text{C}$   $T_{bin}=80^{\circ}\text{C}$   
 $q_w=390\text{kW/m}^2$



نمودار ۷- چگونگی افزایش افت فشار در اثر افزایش

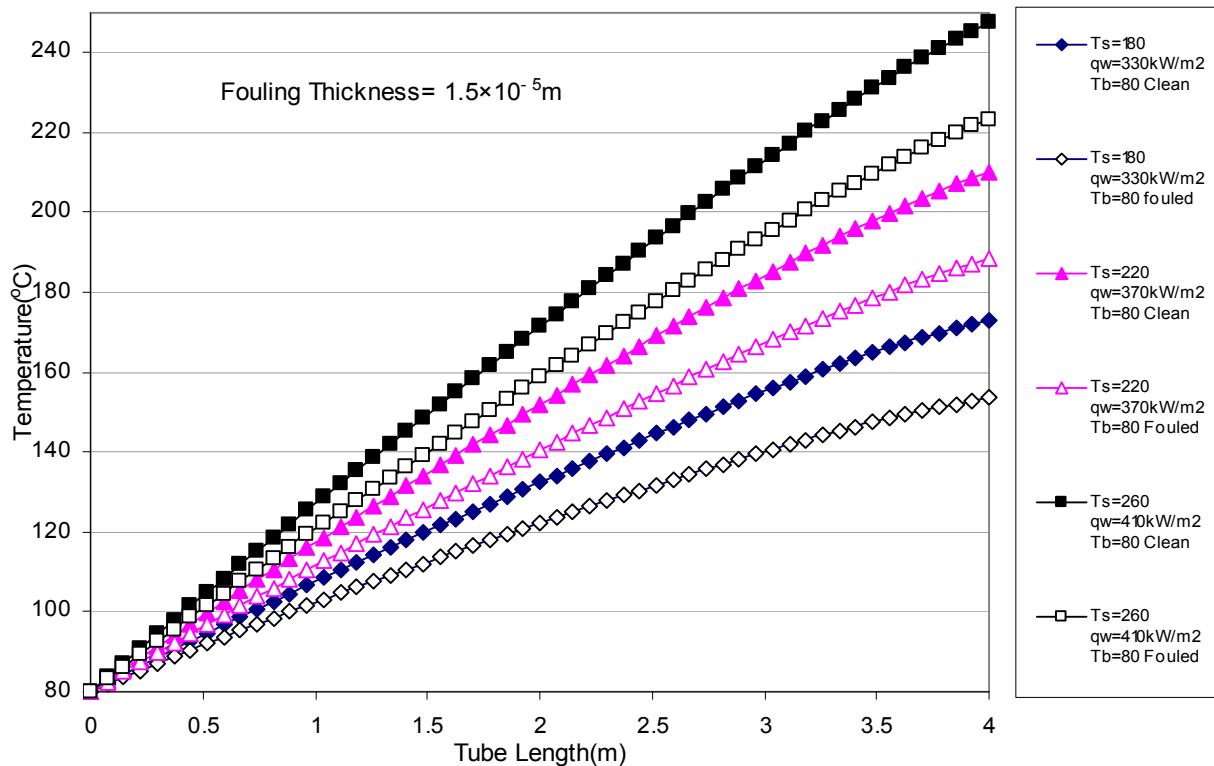
ضخامت رسوب در شرایط  $T_s=200^{\circ}\text{C}$   $T_{bin}=80^{\circ}\text{C}$   
 $q_w=350\text{kW/m}^2$

با در نظر گرفتن تمامی موارد ذکر شده معادله توزیع دما در حالت تمیز و در حالت رسوبی با ضخامت رسوب  $0.000015$  متر در شرایط جدول ۲ به دست می آید. باید در نظر داشت که شرایط ذکر شده در جدول ۲ در حالتی است که لوله تمیز باشد. البته با توجه به نتایج مرجع [۱] و مقادیر کم رسوب این اعداد برای حالت رسوبی نیز قابل استفاده می باشند. همچنین در مرجع [۱] ذکر شده علیرغم آنکه در حالت دمای سطح ثابت، فلاکس حرارتی متغیر است، ولی در آزمایشات، فلاکس حرارتی تغییر چندانی نمی کند و تقریباً ثابت می ماند. نمودارهای ۱۱ و ۱۲ توزیع دما را در طول لوله در حالت رسوبی و تمیز نشان می دهند. نمودار ۱۳ مقدار دمای خروجی را بر حسب افزایش ضخامت رسوب نشان می دهد. در این شکل مشاهده می شود که مثلاً برای دمای سطح  $260^{\circ}\text{C}$  مقدار دمای خروجی در اثر افزایش رسوب حدود  $40^{\circ}\text{C}$  افت می کند.



### نمودار ۱۰- چگونگی افزایش افت فشار در اثر افزایش

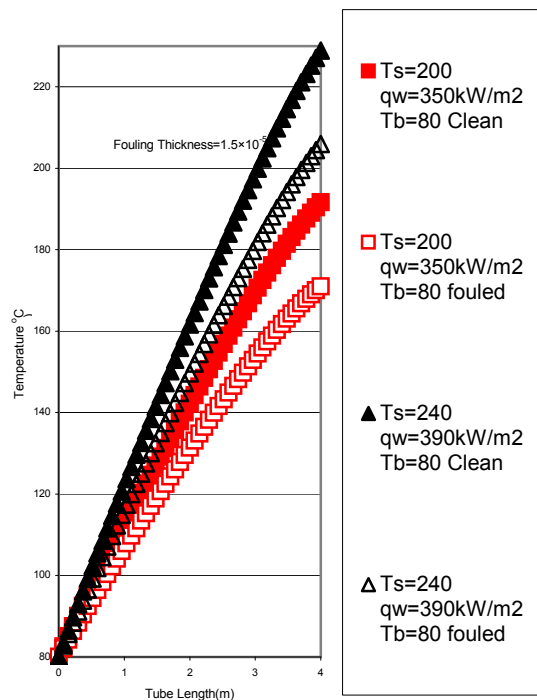
ضخامت رسوب در شرایط  $T_s=260^{\circ}\text{C}$   $T_{bin}=80^{\circ}\text{C}$   
 $q_w=410\text{kW}$



### نمودار ۱۱- منحنی توزیع دما در طول لوله در دماهای سطح ثابت مختلف (واحدهای $T_s$ و $T_b$ بر حسب $^{\circ}C$ می باشند)

رسوب نفت خام در مبدل های پیش گرمکن واحد تقطیر اتمسفریک به عوامل متعددی که مهمترین آنها ترکیب نفت مورد نظر و دمای دیواره مبدل می باشند بستگی دارد. از نظر نوع ترکیب نفت، هر قدر که میزان آسفالتن و سولفور کم باشد، مبدل حرارتی دارای مقدار رسوب کمتری خواهد بود. از نظر دمای دیواره نیز با افزایش دمای دیواره رسوب آسفالتن و همچنین واکنشهای شیمیایی افزایش یافته و در نتیجه چسبیدن این رسوب به دیواره مبدل، به مرور زمان این رسوب به کک تبدیل شده و باعث ایجاد تاثیر منفی در عملکرد مبدل می شود. نمودار ۱۳ به وضوح مقدار تاثیر رسوب را در کاهش دمای خروجی مبدل حرارتی نشان می دهد. این شکل نشانگر آن است که در دماهای سطح بالاتر، مقدار افت دما در اثر ایجاد رسوب بیشتر می باشد. برای بررسی بیشتر و پی بردن به اهمیت افت دما به ارائه یک مثال می پردازیم [۷]: ظرفیت سالانه پالایشگاههای نفت در انگلستان ۹۱,۰۰۰,۰۰۰ تن در سال می باشد. کوچکترین پالایشگاه نفت که در Dundee قرار دارد دارای ظرفیت سالانه ۷۰۰,۰۰۰ تن و بزرگترین آن که در Fawley قرار گرفته دارای ظرفیت ۱۵,۰۰۰,۰۰۰ تن می باشد. شرایط زیر در نظر گرفته می شود.

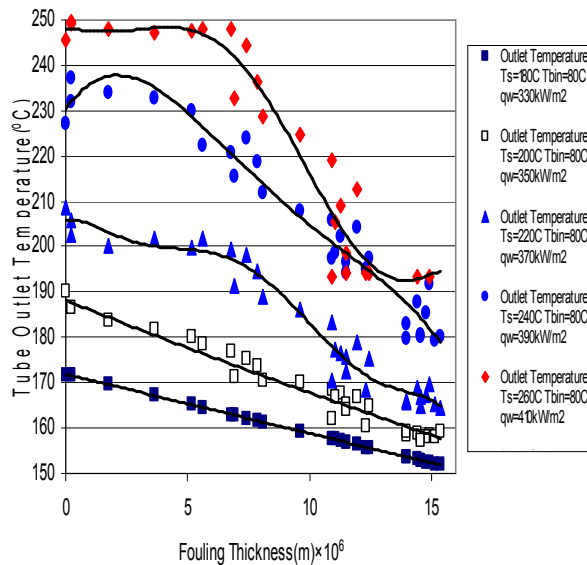
$$-۱ \text{ ظرفیت گرمایی نفت } \frac{MJ}{\text{Tonne.K}} \times ۳ \text{ می باشد.}$$



### نمودار ۱۲- منحنی توزیع دما در طول لوله در دماهای سطح ثابت مختلف (واحدهای $T_s$ و $T_b$ بر حسب $^{\circ}C$ می باشند)

بحث و نتیجه گیری





### نمودار ۱۳- چگونگی کاهش دمای خروجی در اثر افزایش

رسوب در طول لوله

$L=4^m$  (واحد های  $T_b$  و  $T_s$  بر حسب  $^{\circ}C$ )

### فهرست علائم و نشانه ها

$C$ : ظرفیت حرارتی ( $J/kg-^{\circ}C$ )

$C_p$ : ظرفیت حرارتی ( $J/kg-^{\circ}C$ )

$d_o$ : قطر خارجی لوله (m)

$d_i$ : قطر داخلی لوله (m)

$f$ : ضریب اصطکاک

$h_c$ : ضریب انتقال حرارت جابجائی در حالت تمیز ( $J/m^2-^{\circ}C$ )

$h_f$ : ضریب انتقال حرارت جابجائی در حالت رسوبی ( $^{\circ}$ )

$k$ : ضریب انتقال حرارت هدایتی ( $J/m-^{\circ}C$ )

$k_f$ : ضریب انتقال حرارت هدایتی رسوب ( $J/m-^{\circ}C$ )

$l$ : طول لوله (m)

$m$ : دبی جرمی ( $kg/s$ )

$Nu$ : عدد بدون بعد ناسلت

$Pr$ : عدد بدون بعد پرانتل

$r$ : شعاع لوله (m)

۲- انرژی نفت خام  $\frac{GJ}{Tonne}$   $\frac{44}{3}$  می باشد.

۳- به ازاء سوختن هر تن نفت خام  $\frac{2}{9}$  تن دی اکسید کربن آزاد می شود.

۴- کل افت دما در اثر رسوب در مدت دو سال در شرایط عادی  $20^{\circ}C$  فرض می شود.

$$91 \times 10^6 \times (3 \times 10^6) \times 20 = 5.46 \times 10^6 \text{ GJ}$$

برای جبران این مقدار افت دما باید  $5.46 \times 10^6$  GJ در مدت دو سال مصرف کرد که این مقدار باعث مصرف  $123250$  تن نفت خام در مدت دو سال و انتشار سالیانه  $178,713$  تن دی اکسید کربن می شود. همچنین ایجاد رسوب باعث افزایش افت فشار و افزایش انرژی لازم برای پمپاژ می شود. این تاثیر نیز در نمودارهای ۶ تا ۱۰ قابل مشاهده می باشد. در این نمودارها همچنین مشاهده می شود که در اثر افزایش دمای سطح، افت فشار افزایش می یابد.

### جدول ۲- دمای سطح و فلاکس حرارتی مورد استفاده در

#### محاسبات

Surface Temperature( $^{\circ}C$ )	Heat Flux( $kW/m^2$ )
180	330
200	350
220	370
240	390
260	410

$u$ : سرعت سیال درون لوله (m/s)  
 $U_c$ : ضریب کلی انتقال حرارت در حالت تمیز- $(kW/m^2)$   
 $(U_f c)$ : ضریب کلی انتقال حرارت در حالت رسوبی- $(kW/m^2-c)$   
 $x_f$ : ضخامت رسوب (m)  
 $\rho$ : دانسیته سیال ( $kg/m^3$ )

$R_w$ : مقاومت دیواره لوله- $(m^{\circ}C/J)$   
 $R_f$ : مقاومت رسوب- $(m^{\circ}C/J)$   
 $Re$ : عدد بدون بعد رینولدز  
 $T$ : دما ( $^{\circ}C$ )  
 $T_s$ : دمای سطح ( $^{\circ}C$ )  
 $T_b$ : دمای توده سیال ( $^{\circ}C$ )

## منابع

- [1]-Z. Saleh, R. Sheikholeslami, A. P. Watkinson, "Heat Exchanger Fouling by a Light Australian Crude Oil", Proceeding Heat Exchanger Fouling and Cleaning Fundamentals and Applications, Santa Fe, July 2003.
- [2]-S. Asomaning, C. B. Panchal, C. F. Liao, "Correlating Field and Laboratory Data for Crude Oil Fouling", Heat Transfer Engineering, 21,17-23,2000.
- [3]-G. T. Polley, B. L. Yeap, D. I. Wilson, S. J. Pugh, "Evaluation of Laboratory Crude Oil Threshold Fouling. Data for Application to Refinery Pre-heat Trains", Applied Thermal Engineering, 22,777-788, 2002.
- [4]- J. H. Wiegand, "Discussions of Annular Heat Transfer Coefficient for Turbulent Flow", Trans., AIChE 41, p147-152, 1945.
- [5]-G. T. Polley, D. I. Wilson, B. L. Yeap, "Models for the Prediction of Fouling in Crude Oil Pre-Heat Trains", [WWW.Pinchtechnology.com](http://WWW.Pinchtechnology.com). September 2002.
- [6]-W. L. McCabe, J. C. Smith, P. Harriott, "Unit Operation of Chemical Engineering", 4<sup>th</sup> Edition.
- [7]-S. J. Pugh, "Identification of R&D Needs Relating to the Mitigation of Fouling in Crude Oil Pre-heat Trains", ESDU, [WWW.Pinchtechnology.com](http://WWW.Pinchtechnology.com), International plc, June 2002.

