تاثیر ضریب رسوب گرفتگی در سطح و هزینه شبکه مبادله کن های گرمایی پیش گرمکن واحد تقطیر اتمسفریک

محمد رضا جعفری نصر و(*)مهدی مجیدی گیوی
شرکت پژوهش و فناوری پتروشیمی
دانشگاه صنعتی سهند، دانشکده مهندسی شیمی

چکیده

عامل رسوب گرفتگی از مهمترین عوامل در طراحی یک مبدل حرارتی است. عدم ارزیابی صحیح این عامل می تواند سبب بروز مشکلاتی در مبادله کن های گرمایی و نرسیدن سیالات فرایند به دمای مورد نظر شود. در این مقاله جریانهای موجود در واحد پیش گرمکن نفت خام در پالایشگاه تهران در نظر گرفته شده و شبکه مبادله کن های گرمایی واحد تقطیر طراحی می شود. سپس با استفاده از ضرایب رسوب گرفتگی در استاندارد TEMA ، مبادله کن های گرمایی طراحی شده و سطح کل شبکه و هزینه آن ارزیابی شده است. با تغییر ضریب رسوب گرفتگی در مبدل های گرمایی میزان تاثیر تغییر ضریب رسوب گرفتگی در سطح و هزینه شبکه مبادله کن های گرمایی معین می شود. در نهایت مبدل های گرمایی شبکه با استفاده از وسایل افزاینده انتقال حرارت و بفل های مارپیچی یا حلزونی[1] طراحی شده و هزینه آن مورد محاسبه قرار می گیرد.

Effect of Fouling Factor on the Required Area and Cost of Preheat Exchangers of Atmospheric Distillation Unit

M.R. Jafari. Nasr and(*) M. Majidi Givi
Petrochemical Research and Technology Company (NPC-RT), Tehran-Iran
(*)Sahand University of Technology, Tabriz-Iran

Abstract:

Fouling is one of the main parameters in design of any exchanger. Ignoring this parameter causes problems such as overheating or under- heating of process streams. In this article a heat exchanger network was designed using process streams data in CDU of Tehran refinery. Then using TEMA fouling factors, network exchangers were designed and area and cost were estimated. By changing fouling factors, effect of fouling on cost and area was determined. Finally cost of network using helical baffles and tube unit in exchangers was estimated.

---

۱) .Helical

مقدمه

رسوب نفت خام در *مبدل* های گرمایی پیش گرمکن واحد تقطیر اتمسفریک، موجب میلیاردها دلار هزینه اضافی در پالایشگاهها می شود[۱]. برای یک واحد پیش گرمکن با ظرفیت یکصد هزار بشکه در روز یک درجه افت دما می تواند باعث افزایش هزینه سوخت به میزان ۴۰،۰۰۰ دلار و انتشار ۷۵۰ تن دی اکسید کربن شود[۲]. در برخی از پالایشگاه های کشور ایجاد رسوب موجب ایجاد ۵۰ درجه افت دما می شود. از طرفی تشکیل رسوب سبب افزایش افت فشار و در نتیجه افزایش بار پمپ ها می شود. برای واحد ذکر شده در بالا۱۰٪ افت فشار می تواند باعث ۲۰،۰۰۰ دلار هزینه اضافی در سال شود. در برخی واحدها مشکلات ناشی از افت فشار بسیار پر هزینه تر از مشکلات ناشی از کاهش بازیافت حرارت می باشد[۳]. تمامی مشکلات بالا به علت عدم تخمین صحیح ضرایب رسوب گرفتگی برای نفت خام می باشد. یکی از دلایل مهم عدم تخمین صحیح ضریب رسوب گرفتگی برای نفت خام, تفاوت ترکیب نفتهای مختلف با یکدیگر می باشد. در این مقاله تاثیر تغییر ضرایب رسوب گرفتگی در روی سطح و هزینه شبکه به طور کامل بررسی شده و در نهایت اثر به کارگیری وسایل افزاینده انتقال حرارت در دو طرف لوله های مبدل گرمایی و همچنین استفاده از بفل های حلزونی مورد ارزیابی قرار گرفته است.

طراحی شبکه مبادله کن های پیش گرمکن واحد تقطیر پالایشگاه تهران:

در این قسمت, طراحی شبکه مبدل های گرمایی برای واحد پیش گرمکن پالایشگاه تهران مورد مطالعه قرار می گیرد. لازم به ذکر است که هدف از این بررسی اصلاح شبکه موجود نبوده بلکه بررسی تاثیر ضرایب رسوب گرفتگی بر روی سطح و هزینه شبکه مورد نظر است. جریان های موجود در واحد پیش گرمکن در جدول۱ داده شده است.

برای طراحی شبکه مبدل های گرمایی، ابتدا بایستی $\Delta T_{\min,opt}$ مورد محاسبه قرار گیرد. به این منظور بایستی هزینه سرمایش و گرمایش خارجی برای شبکه معلوم بوده و هزینه مبدل های گرمایی مشخص باشد. هزینه های گرمایش و سرمایش خارجی به صورت زیر در نظر گرفته می شوند:

هزینه گرمایش خارجی[۴]: $57\frac{\$}{kW.year}$

هزینه سرمایش خارجی[۵]: $17.77\frac{\$}{kW.year}$

برای هزینه مبدل گرمایی از معادله(۱) استفاده می شود[۶]:

$$C_A(\$) = 30800 + 750 \times A^{0.81} \qquad (۱)$$

در رابطه بالا A حداقل سطح کل شبکه بر حسب متر مربع می باشد. برای به دست آوردن A از معادله(۲) استفاده می شود[۶]:

$$A_{\min} = \sum_{i=1}^{I} \frac{1}{\Delta T_{LM,Int}} \left[\sum_{jh=1}^{jh} \frac{q_{jh}}{h_{jh}} + \sum_{jc=1}^{jc} \frac{q_{jc}}{h_{jc}} \right] \qquad (۲)$$

در معادله بالا h ضریب انتقال حرارت می باشد.

با استفاده از روش ضریب انتقال حرارت ثابت ، $A_{\min}$ مورد محاسبه قرار می گیرد. برای این منظور برای هر یک از جریانها $h = 1\frac{kW}{m^2K}$, برای سرمایش خارجی و $h = 0.3\frac{kW}{m^2K}$ برای گرمایش خارجی $h = 2\frac{kW}{m^2K}$ در نظر گرفته می شود. با استفاده از موارد بالا $\Delta T_{\min,opt}$ مورد محاسبه قرار می گیرد. برای محاسبه $\Delta T_{\min,opt}$ از نرم افزار Hint استفاده می شود [۱۱]. در این نرم افزار از معادلات(۱) و (۲) و همچنین مقادیر h ذکر شده استفاده و نتایج زیر حاصل می شود:

$$\Delta T_{\min,opt} = 35.6^{o}C$$

$$\text{Operating Cost} = 2.43651 \times 10^{6} \frac{\$}{year}$$

$$\text{Capital Cost} = 1.18137 \times 10^{7} \frac{\$}{year}$$

$$\text{Total Cost}=1.42502\times10^{7}\ \frac{\$}{year}$$

جدول۱-مشخصات جریان های فرایندی پیش گرمکن پالایشگاه تهران[۷]

Streams Name	Streams No	T_{in} (^oC)	T_{out} (^oC)	H (kW)	M(kg/s)	Cp(kJ/kg^oC)	MCp(kJ/sec^oC)
Crude	1	32.	216.	58180.28	159	1.993	316.197
Flash Crude1	2	174.	201.	10189.22	147	2.566	377.378
Flash Crude2	3	201.	360.	60003.18	147	2.564	377.378
B.N.	4	199.	38.	-2174.573	6	2.37	13.5066
H.D.	5	129.	43.	-12532.78	67	2.177	145.73
Kerosene	6	246.	41.	-10301.57	20	2.533	50.2515
L.D.	7	246.	43.	-13353.92	27	2.481	65.7828
I.F.	8	268.	93.	-11257.66	25	2.554	64.3294
L.C.	9	299.	79.	-10828.4	19	2.566	49.22
V.G.	10	388.	79.	-5224.572	6	2.818	16.908
V.M.	11	257.	153.	-26731.12	98	2.619	257.03
H.D.1	12	354.	273.	-9597.949	47	2.501	118.4932
H.D.2	13	273.	121.	-18010.97	47	2.501	118.4932
H.D.	14	337.	84.	-15883.73	23	2.746	62.7815

نمودار۱ ، منحنی های مرکب را برای جریان های سرد و گرم نشان می دهد. از این نمودار می توان میزان گرمایش و سرمایش خارجی کل شبکه و دمای پینچ را مشخص کرد:

Hot Utility: 30,798.5kW

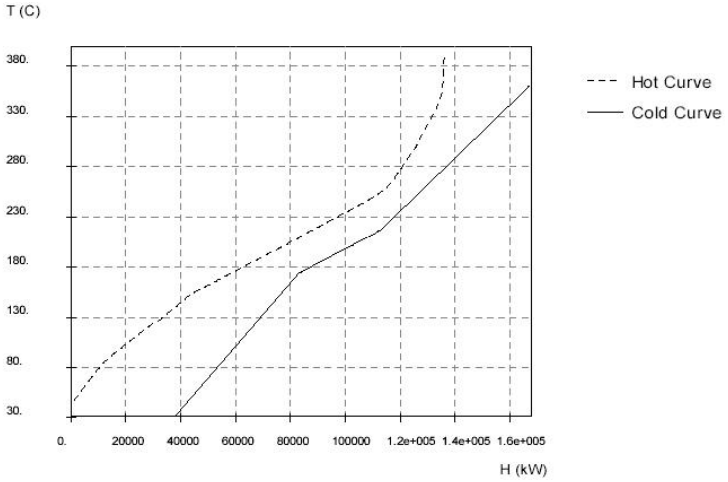
Cold Utility: 38,323kW

$T_{Pinch}=239.2^oC$

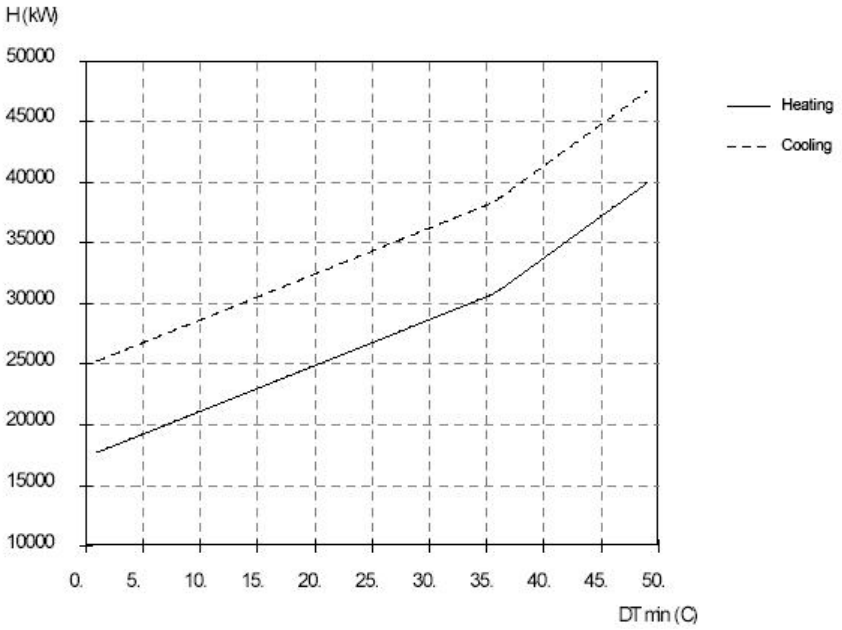
$T_{h,Pinch}=257^oC$

$T_{C,Pinch}=221.4^oC$

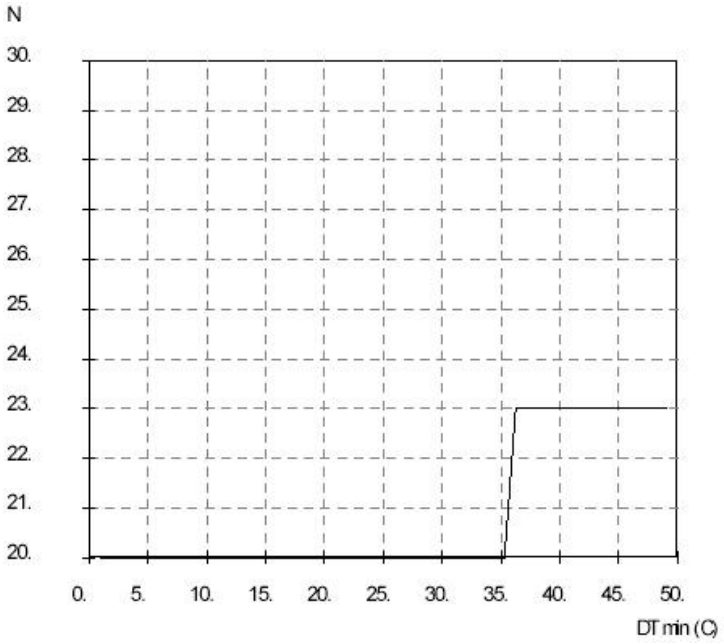
نمودار۲ میزان مصرف منابع گرمایش و سرمایش خارجی را بر حسب ΔT_{min} نشان می دهد. در نمودار۳ چگونگی تغییر حداقل تعداد مبادله کن های گرمایی با ΔT_{min} نمایش داده شده است. با توجه به این شکل حداقل تعداد واحدهای مورد نیاز ۲۰ واحد تعیین می شود. نمودار۴ چگونگی کاهش سطح را با افزایش ΔT_{min} نشان می دهد.



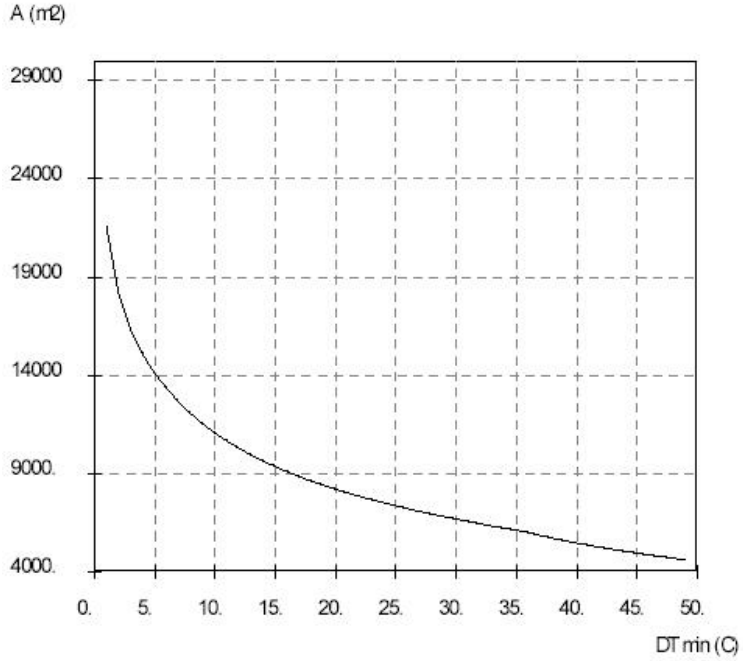
نمودار۱-منحنی های مرکب برای جریان های سرد و گرم



نمودار۲- میزان مصرف منابع گرمایش و سرمایش خارجی بر حسب $\Delta T_{\min}$



نمودار۳- چگونگی تغییر حداقل تعداد مبادله کن های گرمایی با $\Delta T_{\min}$



نمودار۴- چگونگی کاهش سطح با افزایش $\Delta T_{\min}$

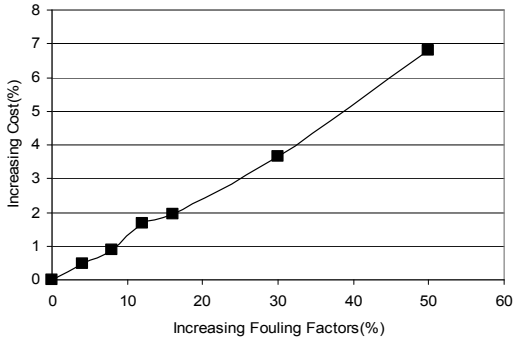
با استفاده از روشهای موجود در تکنولوژی پینچ, شبکه مبادله کن های گرمایی طراحی و بهینه سازی شده و در نهایت به صورت نمودار۵ در می آید. در نمودار۵ برای بهینه سازی شبکه مبدل گرمایی در چند مورد $\Delta T_{\min}$ نقض شده است و تعداد واحدها ۲۵ در نظر گرفته شده است. همچنین در این نمودار بار منابع گرمایش و سرمایش خارجی به اندازه $2124kW$ بیش از مقدار

پیش بینی شده می باشد. پس از این مرحله نوبت به طراحی مبادله کن های گرمایی شبکه می باشد. در جدول۲ مشخصات سیال لوله و پوسته مبادله کن گرمایی نشان داده شده است. جدول۳ نتایج طراحی مبدل های گرمایی شبکه را نشان می دهد. برای طراحی مبدل های گرمایی از نرم افزار EXPRESS که توسط شرکت ESDU طراحی شده استفاده می گردد. این نرم افزار دارای قابلیت تخمین قیمت مبدل گرمایی با استفاده از وسایل افزاینده انتقال حرارت مختلف می باشد. در این جدول، دو ستون اول هزینه و سطح مبدل گرمایی می باشد و این در حالتی است که از ضرایب رسوب استاندارد TEMA استفاده می شود. در ستونهای بعدی ضرایب رسوب به ترتیب۴, ۸, ۱۲, ۱۶, ۳۰و۵۰ درصد هم در سمت لوله و هم در سمت پوسته افزوده شده و مجموع سطح و هزینه شبکه محاسبه شده است.نمودار های۶ و ۷ چگونگی افزایش سطح و هزینه شبکه مبدل های گرمایی را با افزایش رسوب نشان می دهند.

استفاده از وسایل افزاینده انتقال حرارت نیز می تواند تاثیر مهمی در کاهش رسوب و افزایش ضریب انتقال حرارت داشته باشد[۸]. همچنین استفاده از بفل های حلزونی می تواند باعث کاهش افت فشار در سمت پوسته و همچنین کاهش رسوب شود[۹و۱۰]. نمودار های ۸-۱۰ سه نوع از وسایل افزاینده انتقال حرارت و نمودار ۱۱بفل حلزونی را نشان می دهند. مبدل های گرمایی شبکه مذکور با استفاده از وسایل افزاینده انتقال حرارت و استفاده همزمان از این وسایل به همراه بفل های حلزونی , طراحی شده و سطح و هزینه آنها در جدول۴ مشاهده می شود.

جدول۲- مشخصات جریان های موجود در مبادله کن های گرمایی فرایندی شبکه

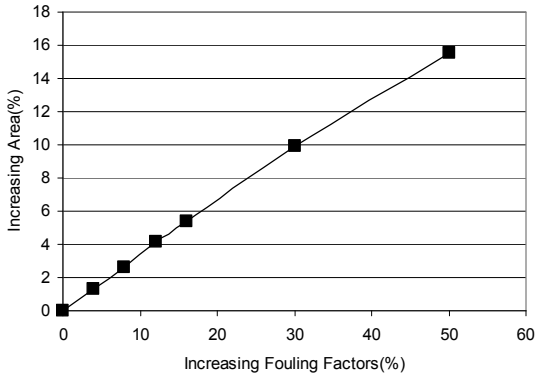
Exchanger Name	E1	E2	E3	E4	E5	E6	E7	E8	E9
Tube Side Fluid	Flash Crude 2	Flash Crude 2	Flash Crude 2	Flash Crude 2	Flash Crude 2	Flash Crude 2	Flash Crude 2	Flash Crude 1	Crude
Shell side Fluid	I.F	H.D.2	H.D	L.C	V.G	L.D	H.D.1	V.M	H.D
Tin Shell(^oC)	268	273	337	299	388	257	354	243.45	129
Tout Shell(^oC)	243.52	243.51	243.51	242.53	242.61	243.45	273	203.8	43
Tin tube(^oC)	201	201	201	201	201	201	252.9	174	32
Tout tube(^oC)	232.4	237.4	291.978	263.4	290.76	237.4	278.38	201	71.63
M(tube-kg/s)	19.533	37.39	25.13	17.04	10.66	37.257	147	147	159
M(shell-kg/s)	25	47	23	19	6	98	47	98	67
Density(tube-kg/m^3)	700	700	700	700	700	700	700	770	800
Density(Shell-kg/m^3)	700	700	700	700	700	700	750	700	700
Viscosity(tube-Cp)	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	1.1	2
Viscosity(Shell-Cp)	0.775	2	1	0.965	3.725	1.35	1	1.35	1.795
Conductivity (tube-W/mK)	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15
Conductivity (Shell-W/mK)	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15
Heat capacity (tube-kJ/kgK)	2.567	2.567	2.567	2.567	2.567	2.567	2.567	2.5667	1.988
Heat capacity (Shell-kJ/kgK)	2.573	2.5211	2.729	2.59	2.818	2.622	2.5211	2.622	2.175
Fouling Factor (tube-m^2K/W)	0.00053	0.0007	0.0007	0.0007	0.0007	0.0007	0.00088	0.00053	0.00035
Fouling Factor (Shell-m^2K/W)	0.000352	0.00088	0.00088	0.000352	0.000176	0.000352	0.00053	0.000352	0.00088
$\Delta H(kW)$	1574.624	3494.22	5869.12	2730.42	2457.86	3481.26	9597.93	10189.206	12532.86



نمودار۶-چگونگی افزایش هزینه مبدل های گرمایی فرایندی شبکه با افزایش ضرایب رسوب

ادامه جدول۲- مشخصات جریانهای موجود در مبادله کن های گرمایی فرایندی شبکه

Exchanger Name	E10	E11	E12	E13	E14	E15	E16	E17
Tube Side Fluid	Crude	Crude	Crude	Crude	Crude	Crude	Crude	Crude
Shell side Fluid	V.G	I.F	H.D.2	H.D	V.M	L.D	Kerosene	L.C
Tin Shell(^oC)	242.61	243.52	243.51	243.51	203.8	246	246	242.53
Tout Shell(^oC)	79	93	121	167	182.1	200	210	215
Tin tube(^oC)	71.63	80.37	111	156.91	172.1	189.74	199.31	205
Tout tube(^oC)	80.37	111	156.91	172.1	189.74	199.31	205	209.8
M(tube-kg/s)	159	159	159	159	159	159	159	159
M(shell-kg/s)	6	25	47	23	98	27	20	19
Density(tube-kg/m^3)	800	800	800	800	800	800	800	800
Density(Shell-kg/m^3)	700	700	700	700	700	700	700	700
Viscosity(tube-Cp)	2	2	2	2	2	2	2	2
Viscosity(Shell-Cp)	0.995	0.775	2	1.795	1.35	0.59	1	0.965
Conductivity (tube-W/mK)	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15
Conductivity(Shell-W/mK)	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15
Heat capacity (tube-J/kgK)	1.988	1.988	1.988	1.988	1.988	1.988	1.988	1.988
Heat capacity (Shell-J/kgK)	2.818	2.573	2.5211	2.729	2.622	2.436	2.5125	2.59
Fouling Factor(tube-m^2K/W)	0.00035	0.00035	0.00035	0.00035	0.00053	0.00053	0.00053	0.00053
Fouling Factor (Shell-m^2K/W)	0.00088	0.000352	0.00088	0.00088	0.000352	0.00053	0.00053	0.000352
$\Delta H(kW)$	2767.3	9683	14516.7	4803.4	5577	3026	1809	1355.0266



نمودار۷-چگونگی افزایش سطح مبدل های گرمایی فرایندی شبکه با افزایش ضرایب رسوب

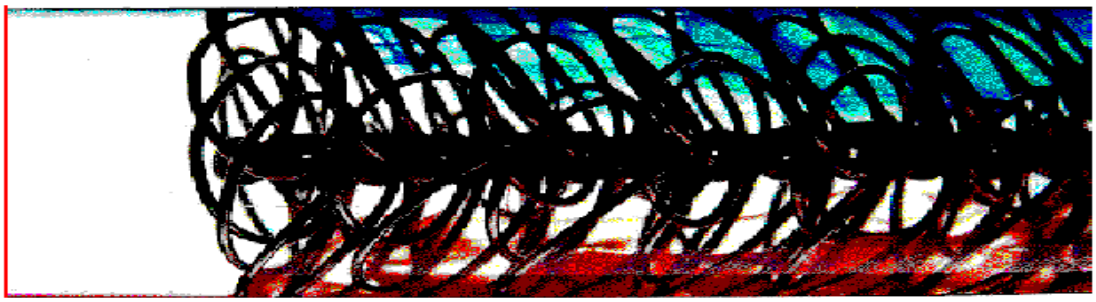
نمودار۸- نمونه هایی از وسایل افزاینده انتقال حرارت از نوع نوار تابیده(Twisted Tape)

جدول۴-چگونگی تغییرات سطح و هزینه مبدل های گرمایی فرایندی شبکه با قراردادن وسایل افزاینده انتقال حرارت مختلف

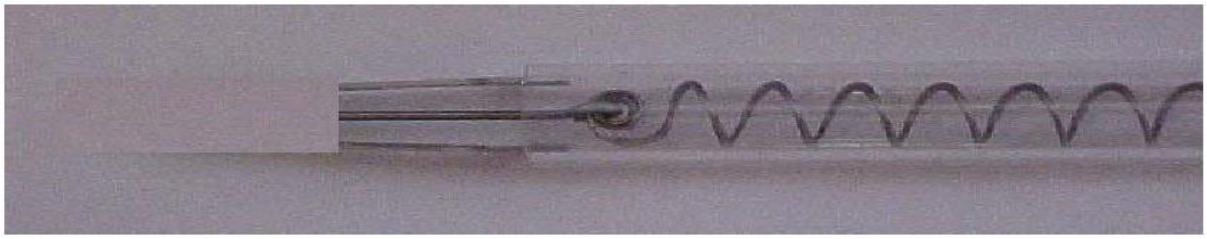
Exch. Name	Area (m^2) Plain Seg. Baffle	Cost($) Plain Seg. Baffle	Seg. Baffle Area (m^2) Twisted Tape Y=5	Seg. Baffle Cost($) Twisted Tape Y=5	Seg. Baffle Area (m^2) Twisted Tape Y=2	Seg. Baffle Cost($) Twisted Tape Y=2	Seg. Baffle Area (m^2) Helical Coil	Seg. Baffle Cost($) Helical Coil	Seg. Baffle Area (m^2) Medium HiTran	Seg. Baffle Cost($) Medium HiTran	Seg. Baffle Area (m^2) Heavy HiTran	Seg. Baffle Cost($) Heavy HiTran
E1	118.07	34169	111.85	33425	108.22	33341	118.48	38148	123.34	42158	126.46	46332
E2	426.15	65899	402.45	63946	382.85	62265	397.99	67032	409.95	74018	413.09	84874
E3	605.27	139158	587.67	139901	587.56	146343	646.16	170694	668.21	194355	694.39	243162
E4	271.58	73326	255.83	71462	257.4	74733	275.96	83503	292.36	94560	306.17	108519
E5	167.96	52509	194.78	59277	198.62	61678	218.95	68876	233.69	78275	244.98	85124
E6	490.05	83355	460.3	83641	424.03	79954	403.32	77801	375.96	78398	362.61	81372
E7	853.99	161973	1033.7	263207	1007.14	275964	1145.39	396335	1190.65	460382	1208.74	543461
E8	1054.93	144047	1050.57	150874	1072.9	158280	1249.91	217466	1216.61	237934	1266.11	295338
E9	2336.55	430068	1985.59	472327	2198.72	611232	2985.48	834231	2917.91	1000283	3479.53	1699326
E10	449.54	76636	512.78	118251	508.77	123198	540.86	140724	642.86	202103	602.09	215844
E11	871.05	221685	873.92	260353	844.35	278202	1065.43	360732	1141.06	471740	1142.51	537550
E12	2359.09	434163	2021.63	486084	2311.3	596790	3016.45	838917	2918.78	1020639	3434.82	1785091
E13	893.83	226202	866.37	246347	885.86	265984	1083.02	397784	1048.27	451235	1060.15	517479
E14	2090.35	318673	1682.33	320272	1863.2	413245	2493.84	510939	2327.27	594938	2712.61	909684
E15	556.73	83110	637.15	123042	650.6	137448	746.92	164099	781.85	204033	845.13	264146
E16	378.89	73916	417	109882	422.18	115350	463.7	137245	516.49	196388	522.75	229041
E17	304.67	68805	308.61	77819	344.79	110211	379.89	124270	421.35	177760	413.96	201515
Total	14228.7	2687694	13402.53	3080110	14068.49	3544218	17231.75	4628796	17226.61	5579199	18836.1	7847858

جدول۵- چگونگی تغییرات سطح و هزینه مبدل های گرمایی شبکه با استفاده از بفل های حلزونی(Helical) در سمت پوسته و قراردادن وسایل افزاینده مختلف در سمت لوله

Exch. Name	Area (m^2) Plain Seg. Baffle	Cost($) Plain Seg. Baffle	Hel. Baffle 20° Area (m^2) Twisted Tape Y=5	Hel. Baffle 20° Cost($) Twisted Tape Y=5	Hel. Baffle 20° Area (m^2) Medium HiTran	Hel. Baffle 20° Cost($) Medium HiTran	Hel. Baffle 40° Area (m^2) Twisted Tape Y=5	Hel. Baffle 40° Cost($) Twisted Tape Y=5	Hel. Baffle 40° Area (m^2) Medium HiTran	Hel. Baffle 40° Cost($) Medium HiTran
E1	118.07	34169	138.19	35943	163.94	47457	137.14	35877	165.23	47871
E2	426.15	65899	426.85	61586	513.6	84764	425.21	61599	515.11	85388
E3	605.27	139158	696.33	150935	878.27	219471	688.83	150538	816.93	211310
E4	271.58	73326	320.9	79137	393.96	108928	317.61	78943	392.86	109530
E5	167.96	52509	253.47	66930	309.89	87529	248.86	66629	298.36	86424
E6	490.05	83355	386.34	60341	450.73	81344	380.87	59756	438.34	80295
E7	853.99	161973	1265.43	280092	1863.96	583976	1258.06	280936	1935.37	549938
E8	1054.93	144047	1356.95	175348	1747.36	315811	1319.51	172856	1673.88	309352
E9	2336.55	430068	2872.25	640306	4507.26	1309749	2712.75	622954	5033.36	1415708
E10	449.54	76636	677.39	133451	948.51	235619	648.47	131063	1047.76	256416
E11	871.05	221685	1206.13	290358	1862.23	597714	1182.24	289644	2175.42	672215
E12	2359.09	434163	2822.06	628163	4651.36	1326052	2778.05	626984	5253.75	1445540
E13	893.83	226202	1145.61	284168	1705.5	578218	1127.22	283710	1962.68	644042
E14	2090.35	318673	2224.72	366059	3471.97	810050	2282.83	375527	3180.26	771218
E15	556.73	83110	843.39	143840	1098.36	241644	822.32	142448	1084.94	241855
E16	378.89	73916	543.9	122597	766.21	220246	543.47	123407	745.26	218708
E17	304.67	68805	463.86	117658	682.31	217888	461.25	118166	579.64	199520
Total	14228.7	2687694	17643.77	3636912	26015.42	7066460	17334.69	3621037	27299.15	7345330



شکل۹- نمونه هایی از وسایل افزاینده انتقال حرارت از نوع سیم های بافته شده (Hitran)



نمودار۱۰-- نمونه هایی از وسایل افزاینده انتقال حرارت با نام اختصاصی (Turbotal)

نمودار۱۱- بفل های حلزونی

بحث و نتیجه گیری

در هنگام طراحی مبدل گرمایی بایستی میزان ضریب رسوب گرفتگی دقیقا مشخص باشد تا بتوان در طراحی مبادله کن گرمایی مربوطه بیشترین تبادل حرارت را صورت داد. در صورتی که مقدار ضریب رسوب گرفتگی به درستی تعیین نشود مشکلاتی در عملکرد مبدل گرمایی پیش خواهد آمد. جدول۳ نشان می دهد که در هنگام طراحی شبکه در صورتی که ضرایب رسوب گرفتگی افزایش یابند تا چه میزان سطح و هزینه برای شبکه مورد نیاز خواهد بود. این جدول نشان می دهد که با افزایش ضرایب رسوب گرفتگی تا میزان۵۰٪ هزینه مبدل های گرمایی فرایندی شبکه به

میزان ۶/۸۰۲ درصد افزایش پیدا می کند. پس می توان با صرف این هزینه تا حدی از مشکلات ناشی از رسوب که هزینه مقابله با آن به مراتب بیشتر از هزینه مذکور می باشد، مقابله کرد. از دیگر راههای مقابله با رسوب نفت خام استفاده از وسایل افزاینده انتقال حرارت و بفل های حلزونی می باشد. امروزه ثابت شده که

استفاده از این ابزارها می تواند در کاهش رسوب و افزایش ضریب انتقال حرارت بسیار موثر باشد. ولی استفاده از این ابزارها نیاز به هزینه ای بالا دارد. در جدول۴ هزینه شبکه برای انواع وسایل حرارتی به نامHeavy HiTran استفاده شده است. همچنین هزینه و سطح مبدل های گرمایی فرایندی شبکه با استفاده همزمان از وسایل افزاینده انتقال حرارت و بفل های حلزونی در جدول۵ محاسبه شده است. در این حالت بیشترین هزینه مورد نیاز برای شبکه وقتی است که از بفل های حلزونی۴۰ درجه به همراه ابزار انتقال حرارت از نوع Medium HiTran استفاده شود. با استفاده از نتایج موجود در جداول۴ و ۵ می توان گفت که در صورتی که استفاده از وسایل افزاینده انتقال حرارت در نظر باشد, استفاده همزمان از Twisted Tape و بفل های حلزونی می تواند گزینه مناسبی باشد که دارای هزینه کمتری نسبت به دیگر انواع وسایل افزاینده انتقال حرارت می باشد.لازم به ذکر افزاینده انتقال حرارت محاسبه شده است. در این جدول بیشترین هزینه برای شبکه ای می باشد که در آن از وسیله افزاینده انتقال

است که پتانسیل استفاده از وسایل انتقال حرارت در مبدل های یک شبکه حرارتی نیازمند به یک بررسی کاملا" دقیق دارد به طوری که بدون آن چه بسا ممکن است استفاده از این وسایل باعث مشکلاتی در نصب این نوع مبادله کن های گرمایی شده و هزینه بیشتری نیز داشته باشد, ولی در عوض همچنانکه که قبلا توسط دیگر محققین مشاهده شده باعث کاهش رسوب در سمت لوله و پوسته مبدل گرمایی شده و در طولانی شدن زمان کارکرد این مبدل ها در واحد عملیاتی دارای نقش موثری می باشند [۸و۱۰،۹] (جداول ۳ تا ۵).

منابع

[1]- ESDU," Heat exchanger fouling in the preheat train of a crude oil distillation unit", ESDU Data Item No. 00016, ESDU International plc, London, 1999.

[2]- B.L.Yeap, D.I.Wilson, G.T. Polley, and S.J.Pugh ," Incorporation of fouling models into the design of heat transfer networks", *Proc*. Engineering Foundation Conf. on Heat Exchanger Fouling, Davos, July 2001.

[3]- B.L.Yeap, D.I.Wilson, G.T. Polley, and S.J.Pugh , "Retrofitting crude oil refinery heat exchanger networks to minimize fouling while maximizing heat recovery", Heat Exchanger Fouling and Cleaning Fundamentals and Applications, Santa Fe, New Mexico, USA, May 18-22, 2003.

[4]- B. Linnhoff "New concepts in thermodynamics for better chemical process design", Chemical Engineering Research and Design 61,207-223,1983.

[5]- Dr.M.H.Panjeshahi, Pinch Technology, Lecture Notes, University of Tehran, Faculty of Technology, Department of Chemical Engineering, Tehran-Iran, (2002).

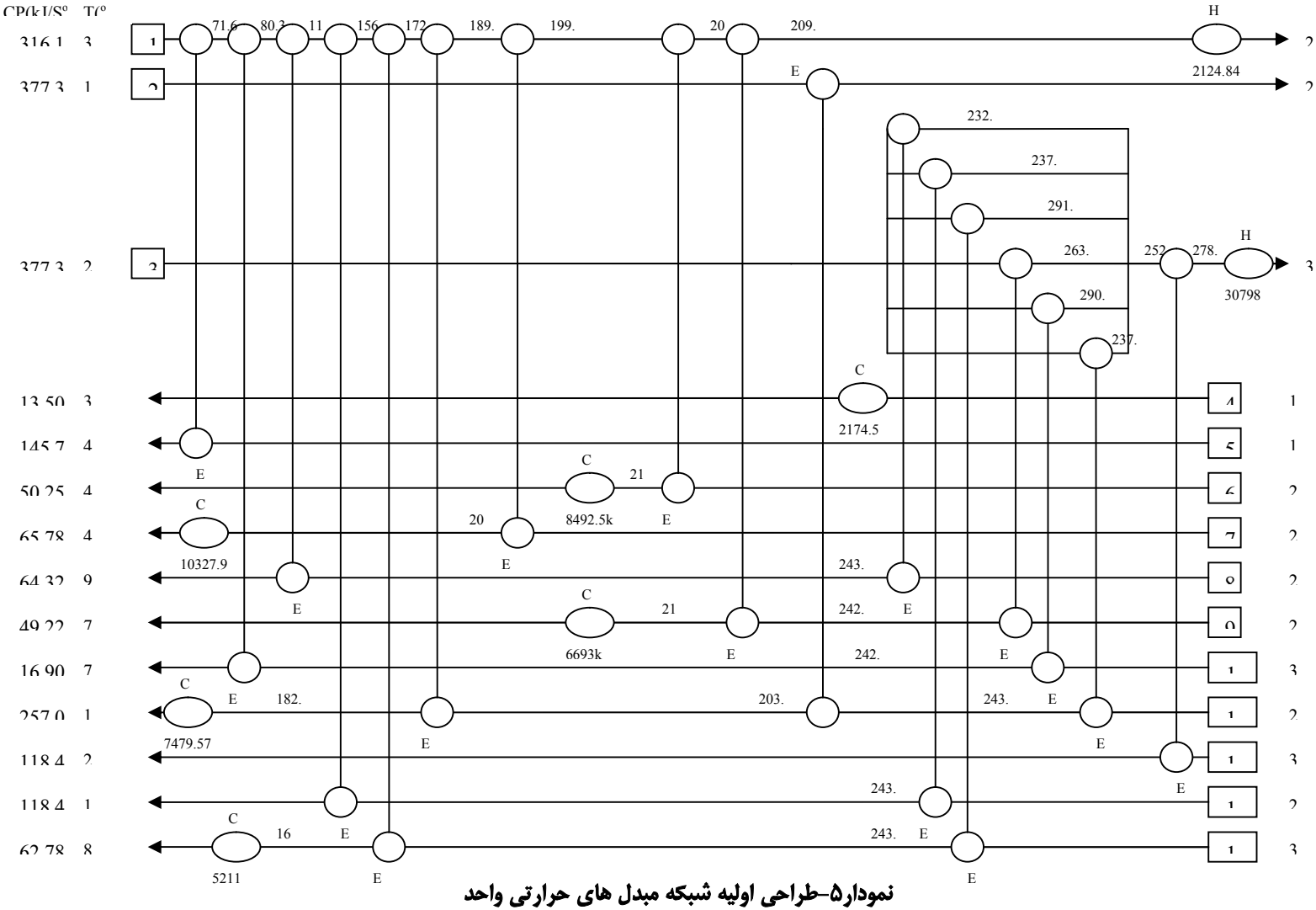
[6]- B.D.Crittenden, S.T.Kolaczkowski, T.Takemoto, "Use of in-tube inserts to reduce fouling from crude oils", AIChemE Symp. Series Vol 89, (No 295), Heat Transfer – Atlanta, edited by Brian G. Volantine, pp 300-307, 1993.

[7]- B.I. Master1, K.S. Chunangad1, and V. Pushpanathan1, "Fouling mitigation using helixchanger heat exchangers", ABB Lummus Heat Transfer, Heat Exchanger Fouling and Cleaning fundamentals and Applications, Santa Fe, New Mexico, USA, May 18-22, 2003.

[8]- Bashir I. Master, Krishnan S. Chunangad, Bert Boxma, Graham T. Polley and Mohamed Tolba,"Reduced total life cycle costs using helixchanger heat exchangers", ABB Lummus Heat Transfer, B.

[۹]-محمد رضا جعفری نصر, میر محمد چاوش باشی, پایان نامه کارشناسی ارشد مهندسی شیمی, دانشگاه صنعتی سهند،۱۳۸۲.

[۱۰]- محمد رضا جعفری نصر, مهدی شاهرودی, پایان نامه کارشناسی ارشد مهندسی مکانیک, دانشگاه صنعتی خواجه نصیرالدین طوسی بهمن ماه ۱۳۸۱.



نمودار۵–طراحی اولیه شبکه مبدل های حرارتی واحد
پیش گرمکن تقطیر نفت خام ، پالایشگاه تهران

جدول۳-چگونگی تغییر سطح و هزینه مبدل های گرمایی فرایندی شبکه در اثر افزایش ضرایب رسوب

Exch. Name	Series Exch. No	Parallel Exch. No	Area (m^2)	Cost($)	Area (m^2) 4%	Cost($) 4%	Area (m^2) 8%	Cost($) 8%	Area (m^2) 12%	Cost($) 12%	Area (m^2) 16%	Cost($) 16%	Area (m^2) 30%	Cost($) 30%	Area (m^2) 50%	Cost($) 50%
E1	1	1	118.07	34169	117.67	33765	120.1	34034	122.16	34280	126.3	34770	133.03	35528	144.13	36404
E2	1	1	426.15	65899	435.83	66721	436.34	65818	445.51	66521	455.76	67368	486.93	69820	525.53	71870
E3	3	1	605.27	139158	621.44	140945	633.31	142185	645.26	143425	661.78	145208	691.81	145749	745.3	148731
E4	2	1	271.58	73326	276.41	73837	274.11	72737	282.44	73689	286.63	74165	304.54	76115	325.12	77485
E5	2	1	167.96	52509	182.86	54391	180.99	53988	180.99	53988	187.64	54726	192.42	55061	201.98	55732
E6	1	1	490.05	83355	499.01	84181	509.41	85154	517.76	85948	526.9	86775	558.88	89695	576.74	88410
E7	2	1	853.99	161973	871.53	163786	891.54	165874	912.95	168016	930.9	169828	967.54	166694	1146.54	237237
E8	1	2	1054.93	144047	1080.03	145921	1071.56	143567	1090.6	144985	1109.77	146405	1172.93	151078	1243.64	154499
E9	3	2	2336.55	430068	2377.04	434084	2421.75	438277	2450.45	441199	2495.68	445395	2612.21	456529	2687.36	450652
E10	1	1	449.54	76636	455.4	77162	459.05	77500	464.96	78025	468.63	78364	468.63	78364	477.42	79191
E11	2	2	871.05	221685	886.75	223630	892.56	224304	902.53	225573	912.54	226842	944.52	230721	935.19	221844
E12	3	2	2359.09	434163	2387.1	437075	2431.42	441216	2459.69	444107	2492.24	447183	2599.06	457316	2659.41	449686
E13	2	2	893.83	226202	905.37	227536	921.03	229457	930.92	230709	873.24	215908	913.19	220636	1001.56	230773
E14	2	2	2090.35	318673	2060.98	309555	2090.11	311929	2126.68	314984	2156.14	317364	2271.62	326720	2339.66	332176
E15	1	1	556.73	83110	569.6	84193	580.92	85117	589.62	85841	600.05	86723	612.43	85708	663.02	89698
E16	1	1	378.89	73916	381.88	74229	371.72	70662	378.84	71384	384.05	71856	403.76	73826	429.97	76335
E17	1	1	304.67	68805	308.69	69263	312.74	69720	316.81	70178	321.92	70774	311.89	66776	339.62	69793
Total			14228.7	2687694	1441	270027	1459	271153	14818	273285	14990.	2739654	15645.	278633	1644	287051

					7.59	4	8.66	9	.7	2	17		39	6	2.19	6
Incr. Percent			Base	Base	1.32	0.468	2.6	0.887	4.14	1.68	5.35	1.933	9.9	3.67	15.556	6.802