

# اصول طراحی جوش آورها

دکتر ظاهره کاغذچی

استاد دانشکده مهندسی شیمی دانشگاه صنعتی امیرکبیر

مهندس فرهاد ع. مظفری

فارغ التحصیل کارشناسی ارشد دانشکده مهندسی شیمی دانشگاه صنعتی امیرکبیر

چکیده:

در این مقاله کلیات و اصول طراحی جوش آورهای صنعتی با تاکید بر نوع ترموسیفونی افقی بررسی گردیده است. ابتدا دستگاههای تبخیری طبقه بندی گردیده و به نقش جوش آورها اشاره شده است. انواع متداول جوش آورها در صنایع شیمیائی و پتروشیمیائی و نیز نکاتی که در انتخاب نوع مناسب آن با توجه به شرایط عملیاتی سیستم تقطیر می بایستی در نظر گرفته شوند، ذکر گردیده است. با توجه به مزایای بسیار زیاد جوش آورهای ترموسیفونی افقی خصوصا " در صنایع نفتی، روابط اساسی مورد لزوم در طراحی و هیدرولیک این نوع از جوش آورها مورد بررسی قرار گرفته است.

## Design Principles of Reboilers

T. Kaghazchi, Ph.D.

&

F. E. Mozaffari, M. Sc.

Chem. Eng. Dept. Amirkabir Univ. of Tech

*In this paper, the design principles of industrial reboilers with emphasize on horizontal thermosiphon types has been studied.*

*Firstly, vaporizing equipments have been classified, and then the use of reboilers was oriented. The most useful reboiler in chemical and petrochemical industries and the selection of a suitable reboiler in a distillation unit has been discussed. With regard to many advantages of horizontal thermosiphon reboilers, especially in petroleum industries, new design equations and hydraulics of this type of reboilers has been discussed thoroughly.*

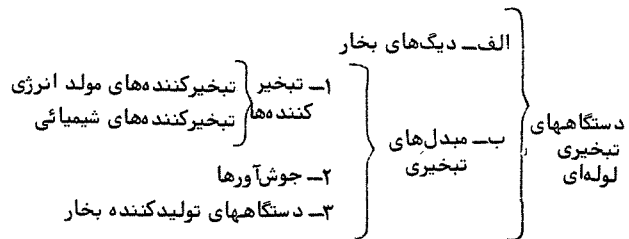
رود آن را تبخیرکننده (۵) می نامند. درحالتی که از این دستگاه برای تسامین حرارت لازم در انتهای برج تقطیر استفاده شود، حتی اگر بخارات ایجاد شده بخار آب هم نباشد آن را جوش آور (۶) می نامند. هنگامی که از تبخیرکننده برای تشکیل بخار آب و یا در یک فرآیند تقطیر استفاده نگردد، میدل تبخیری را دستگاه تولیدکننده بخار (۷) می نامند. درحالتی که از یک تبخیرکننده در ارتباط با یک سیستم تولید انرژی استفاده به عمل آید آن را تبخیرکننده مولد انرژی (۸) می نامند، و اگر از یک تبخیرکننده برای تغلیظ یک محلول شیمیائی توسط تبخیر

طبقه بندی دستگاههای تبخیری لوله ای [۱]

دستگاههای تبخیری لوله ای (۱) مورد استفاده در صنعت به دو نوع تقسیم می گردند، که عبارتند از دیگهای بخار (۲) و میدل های تبخیری (۳).

دیگهای بخار دستگاههایی هستند که گرمای نهان تبخیر را از انرژی سوخت تامین می نمایند. میدل های تبخیری حرارت نهان و محسوس یک سیال را به گرمای نهان تبخیر سیال دیگر تبدیل می کنند. اگر یک میدل تبخیری برای تبخیر آب یا یک محلول آبدار (۴) به کار

حلال آب استفاده گردد، آن را تبخیرکننده شیمیائی (۹) گویند. در جدول زیر طبقه‌بندی دستگاه‌های تبخیری دیده می‌شود.



جدول (۱- طبقه‌بندی دستگاه‌های تبخیری)

### انواع جوش‌آورها

اولین مرحله در طراحی جوش‌آورها، انتخاب مناسب‌ترین نوع با توجه به شرایط عملیاتی و وضعیت خاص سیستم تقطیر می‌باشد بدین منظور انواع جوش‌آورها در شکل ۱ نشان داده شده‌اند. همان طوری که در شکل مشاهده می‌شود، مهمترین انواع این دستگاه‌ها که در صنایع شیمیائی و پتروشیمیائی بیشترین کاربرد را دارا هستند به شرح زیر می‌باشند [۱/۲/۳/۴]

- ۱- دیگ‌های بایوش (۱۵)
  - ۲- جوش‌آورهای داخلی (۱۱)
  - ۳- جوش‌آور نوع Kettle (۱۲)
  - ۴- جوش‌آور ترموسیفونی عمودی
  - ۵- جوش‌آور ترموسیفونی افقی
  - ۶- جوش‌آور از نوع سیرکولاسیون اجباری
- لازم به تذکر است که نوع اول عمدتاً در دستگاه‌های تقطیر کوچک به کار رفته و در واحدهای پایلوت که نیاز به بار حرارتی کمی (سطح حرارتی کوچک است) مورد استفاده قرار می‌گیرند [۴]
- جوش‌آورهای ترموسیفونی یا جوش‌آورهای با گردش طبیعی آنهاست هستند که حرکت سیال در آنها بر اساس اختلاف دانسیته نقاط گرم و سرد صورت می‌پذیرد [۳]. همان‌گونه که در شکل ۲ نشان داده شده است، این پدیده می‌تواند به دو صورت صورت پذیرد [۱]:
- ۱- جوش‌آور با یک‌بار ورود سیال (۱۳)
  - ۲- جوش‌آور با سیرکولاسیون سیال (۱۴)

در جوش‌آور از نوع اول تمام مایع خروجی از صفحه انتهائی برج تقطیر مستقیماً به درون جوش‌آور هدایت می‌گردد و به صورت جزئی تبخیر شده و قسمت تبخیر نشده آن به عنوان محصول انتهائی برج از سیستم خارج می‌گردد. در نوع دوم مایع خروجی از صفحه انتهائی به درون مایع موجود در ته برج ریخته شده و این مایع می‌تواند بر اساس اختلاف فشار هیدرواستاتیکی سیستم چندین بار از درون جوش‌آور عبور نموده و سیرکوله شود.

به منظور آشنائی بیشتر با ساختمان درونی جوش‌آورها می‌توان به مراجع اشاره شده مراجعه نمود.

معیارهای موجود برای انتخاب جوش‌آور مناسب

هریک از جوش‌آورهای مذکور -ارای مزایا و معایبی بوده و نوع

مناسب با توجه به شرایط سیستم تقطیر انتخاب می‌گردد، به عبارت دیگر انتخاب آن موکول به تصمیمات قبلی گرفته شده برای سیستم تقطیر می‌باشد. به‌عنوان مثال اگر فشار برج نسبت به عملیات بعدی فرآیند بالا باشد، می‌توان خروجی از پائین برج را تحت فشار مناسب و بدون نیاز به پمپ منتقل نمود. این مساله به نوبه خود منجر به قرار گرفتن برج در حداقل ارتفاع ممکن شده به طوری که استفاده از جوش‌آورها و ترموسیفونی امکان‌پذیر نبوده و نکات اقتصادی طرح استفاده از جوش‌آورهای از نوع Kettle را ترجیح می‌دهد به منظور فراهم نمودن  $NPSH^*$  لازم برای پمپ، برج را در ارتفاع بالاتری نصب نمود و همین عامل سبب استفاده از جوش‌آورها و ترموسیفونی می‌گردد [۵].

به طور کلی نکاتی که در انتخاب یک جوش‌آور باید مد نظر قرار گیرند عبارتند از [۳،۶]:

- ۱- سرعت انتقال (حداقل سطح)
- ۲- فضا و خطوط لوله لازم
- ۳- سهولت نگهداری
- ۴- تمایل به رسوب و جرم‌گذاری
- ۵- زمان اقامت سیال فرآیند
- ۶- پایداری عملیاتی
- ۷- هزینه عملیاتی
- ۸- افزایش بخار تولیدی

متداول‌ترین و اقتصادی‌ترین نوع جوش‌آورهای که در صنایع شیمیائی مورد استفاده قرار می‌گیرند، نوع ترموسیفونی آن می‌باشد. وقت تصمیم به استفاده از جوش‌آور ترموسیفونی گرفته شود، آنگاه انتخاب بین ترموسیفون عمودی (با جوشش مایع در لوله) و ترموسیفون افقی (جوشش مایع در پوسته) مطرح می‌گردد.

عموماً وقتی ویسکوزیته مایع جوش‌آور کمتر از ۵/۵ سانتی پوا باشد، ترموسیفون عمودی و وقتی ویسکوزیته مایع بیشتر از ۵/۵ سانتی پوا باشد، ترموسیفون افقی اقتصادی‌تر خواهد بود [۵].

با توجه به مزایای زیادی که نوع افقی در سیستم‌های تقطیر دارند این نوع متداول‌ترین جوش‌آورهای به‌کار گرفته شده در فرآیندهای شیمیائی و پتروشیمیائی می‌باشند. در این مقاله نیز تاکید بیشتر بر روی طراحی نوع ترموسیفون افقی است. به منظور کسب اطلاعات بیشتر به نحوه طراحی نوع عمودی می‌توان به منابع [۳ و ۷] مراجعه نمود.

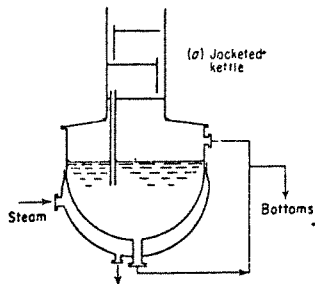
### مزایای جوش‌آورهای ترموسیفونی افقی [۸]

این نوع از جوش‌آورها که بر روی پایه‌های جداگانه در قسمت پائین برج نصب می‌گردند، نسبت به نوع عمودی که معمولاً به طور مستقیم به برج متصل می‌شوند، دارای مزایایی به شرح زیر می‌باشند.

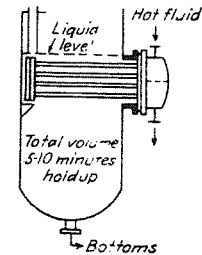
- ۱- ابعاد واحدهای افقی از نقطه نظر طول لوله‌ها و وزن محدودیتی نداشته و بنابراین برای سطوح حرارتی بزرگ، نصب واحدهای افقی مطلوب‌تر و آسان‌تر است.
- ۲- از آنجا که در جوش‌آورهای ترموسیفون افقی، سیال فرآیند در داخل پوسته حرکت می‌نماید، به لحاظ مسائل رسوب و جرم‌گذاری و نگهداری استفاده از نوع افقی ترجیح دارد.

۳- این جوش‌آورها از نقطه نظر طراحی هیدرولیکی و سطوح مایع مجاز در سیستم منعطف‌تر می‌باشند و جریان‌های سیرکولاسیون بالائی

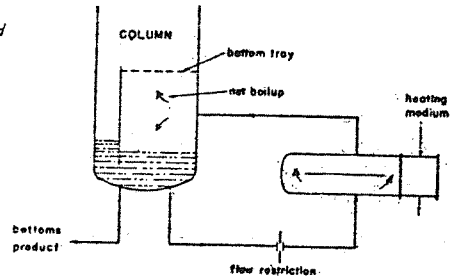
\* Net Positive Suction Head.



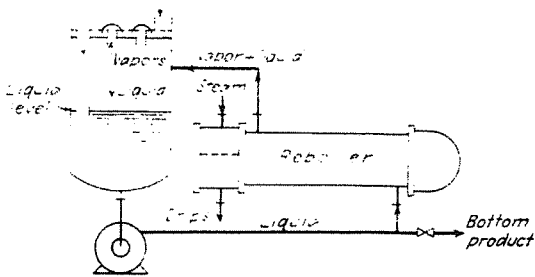
(1-a)  
Jacketed kettle



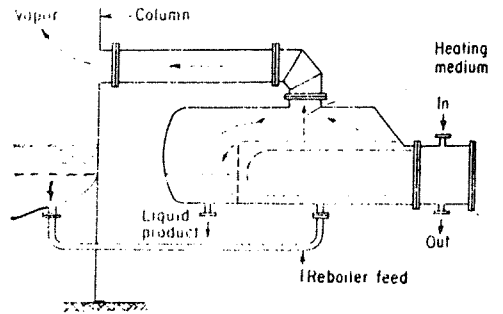
(1-b)  
internal reboiler



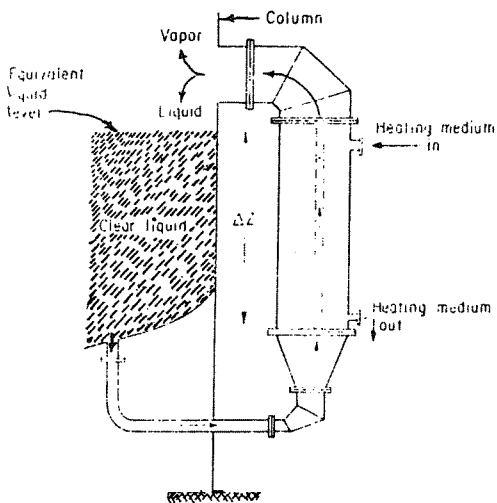
(1-c)  
Horizontal thermosiphon reboiler



(1-d)  
Forced circulation reboiler



(1-e)  
Kettle type reboiler



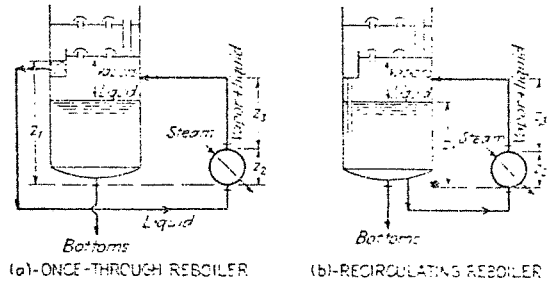
(1-f) Vertical thermosiphon reboiler

شکل (۱) انواع جوش آورها

مقادیر مربوط به مقاومت‌های مرکب  $r_p^1$  و  $r_h^1$  برای برخی از حالات متداول در صنعت در جدول (۲) داده شده است:

$r_p^1$ ، قسمت سیال گرم‌کننده	در حالت تمیز	در حالت سرویس
بخار کندانه شده	۰/۰۰۰۵	۰/۰۰۱۰
آب داغ	۰/۰۰۲۵	۰/۰۰۴۵
روغن داغ	۰/۰۰۸۰	۰/۰۱۰۰
$r_h^1$ ، قسمت سیال فرآیند	در حالت تمیز	در حالت سرویس
هیدروکربن‌های $C_2-C_4$	۰/۰۰۳۰	۰/۰۰۴۰
نفتا و نفت چراغ	۰/۰۰۵۰	۰/۰۰۶۰
مواد معطره	۰/۰۰۳۰	۰/۰۰۴۰
الکل‌های $C_2-C_7$	۰/۰۰۳۰	۰/۰۰۴۰
هیدروکربن‌های کلره	۰/۰۰۴۰	۰/۰۰۷۰
آب (فشار اتمسفری)	۰/۰۰۱۵	۰/۰۰۲۵

جدول ۲- مقاومت‌های  $r_p^1 + r_h^1$



شکل ۲- جوش‌آور از نوع سیرکولا سیون طبیعی

را می‌توان بدون هیچ مشکلی در سیستم ایجاد نمود.

۴- جوش‌آورهای ترموسیفون افقی نسبت به نوع عمودی \* B.P.E. کمتری دارند و این مساله در موارد خاصی که سیال نسبت به دما حساس بوده و یا سیستم در حالت خلاء عمل می‌نماید، مزیتی مهم محسوب می‌گردد.

سیال گرم‌کننده (۱۵)

بخار معمول‌ترین سیال گرم‌کننده برای جوش‌آورها می‌باشد. سیالات دیگر عبارتند از:

۱- آب داغ

۲- روغن داغ

۳- سیالات ثبت شده دیگر

۴- گازهای حاصل از احتراق

ضریب کلی انتقال حرارت [۹۵۱۰]

پس از انتخاب نوع جوش‌آور و سیال گرم‌کننده، لازم است که مقدار تخمینی اولیه‌ای برای ضریب کلی انتقال حرارت به صورت زیر به دست آید:

$$\frac{1}{U} = \sum r = r_p + r_{fp} + r_w + r_{fh} + r_h \quad (1)$$

که در آن

$U$  = ضریب کلی انتقال حرارت بر حسب  $Btu/hr \cdot ft^2 \cdot F^{\circ}$   
 $r$  = مقاومت حرارتی کل  $hr \cdot ft^2 \cdot F^{\circ}/Btu$   
 $r_p$  = مقاومت حرارتی مربوط به سیال در حال جوش  
 $r_{fp}$  = مقاومت حرارتی حرم‌گرفتنی مربوط به قسمت سیال فرآیند بر حسب  $hr \cdot Ft^2 \cdot F^{\circ}/Btu$   
 $r_w$  = مقاومت حرارتی دیواره لوله  
 $r_{fh}$  = مقاومت حرارتی حرم‌گرفتنی مربوط به قسمت سیال گرم‌کننده  
 $r_h$  = مقاومت حرارتی مربوط به سیال گرم‌کننده  
 رابطه (۱) را می‌توان به شکل زیر خلاصه نمود:

$$U = \frac{1}{r_p^1 + r_h^1} \quad (2)$$

$$r_p^1 = r_p + r_{fp} \quad (3)$$

$$r_h^1 = r_w + r_{fh} + r_h \quad (4)$$

\* Boiling point Elevation

سطح حرارتی تقریبی اولیه را می‌توان با استفاده از فرمول زیر به دست آورد

$$A = \frac{Q}{U \Delta t} \quad (5)$$

هیدرولیک جوش‌آورهای ترموسیفونی

نمونه جوش‌آورهای ترموسیفونی در شکل (۳) آمده است. همانطوری که دیده می‌شود، چرخش توسط اختلاف head استاتیکی بین مایع برج در خط تغذیه (۱۶) و بخار-مایع برج در خط برگشتی به برج (۱۷) می‌باشد. برای سهولت خطوط مرجع برای جوش‌آورهای ترموسیفونی افقی را در خط مرکزی مبدل و برای نوع عمودی در tube sheet یائینی مبدل در نظر می‌گیریم.

اگر  $P_1$  فشار مایع در محل ریزش مایع و در خط مرکزی و  $P_2$  فشار اعمال شده توسط مخلوط بخار-مایع در بالای لوله باشد، اختلاف فشار  $\Delta P = P_1 - P_2$  می‌بایستی برافت فشارهای مبدل و لوله‌ها غلبه نماید، بنابراین لازم است که  $P_1$  از  $P_2$  بزرگتر باشد.

اگر  $\xi_1$  دانسیته مایع داغ در خط تغذیه برج باشد در آن صورت:

$$P_1 = \frac{\xi_1 H_1}{144} \text{ Psi} \quad (6)$$

فشار  $P_2$  می‌تواند به دو صورت زیر ارائه شود:

$$P_2 = \frac{\xi_2 H_2}{144} \text{ Psi} \quad (7)$$

$$\xi_2 = \frac{W}{\frac{W_L}{\xi_L} + \frac{W_V}{\xi_V}} = \frac{100}{\frac{\%Liquid}{\xi_L} + \frac{\%Vapor}{\xi_V}} \quad (8)$$

۲- برای مبدل‌های عمودی (۳b، ۳d)

$$P_2' = \frac{\xi_2 H_2 + \xi_3 H_3}{144} \text{ Psi} \quad (9)$$

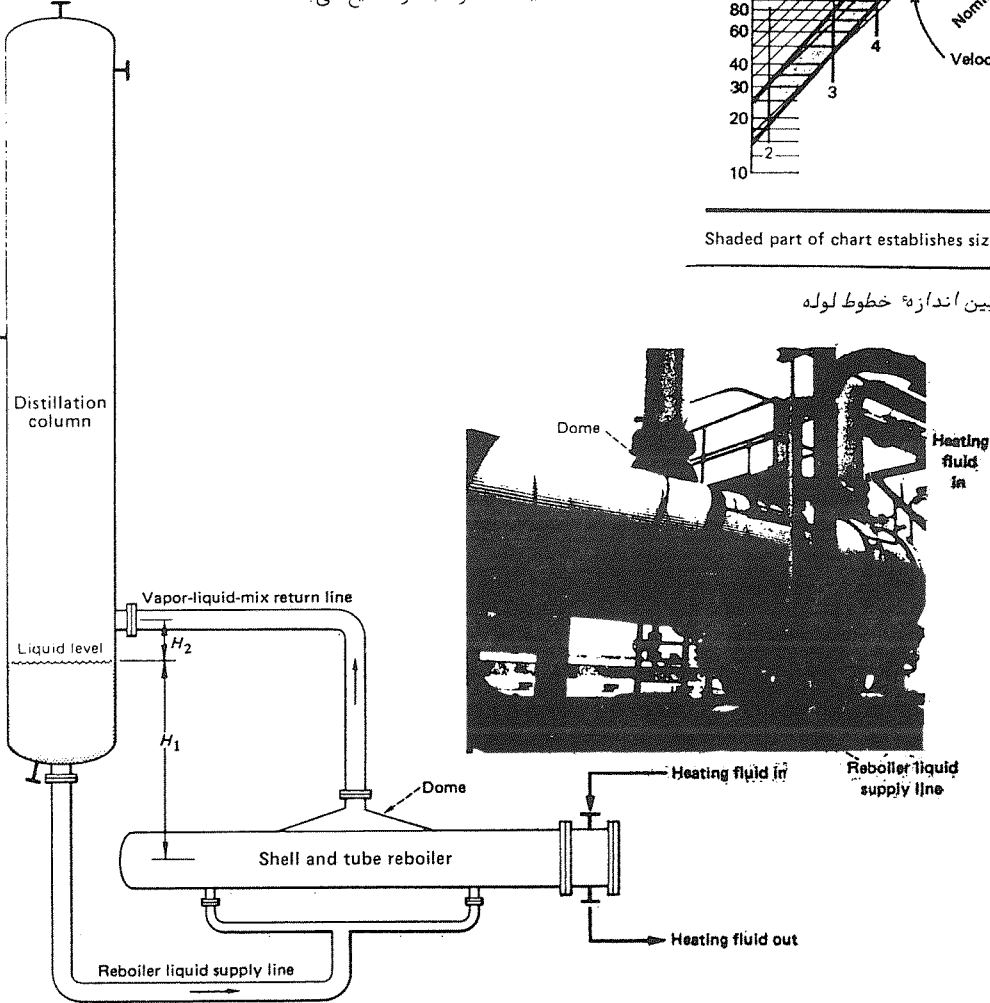


### مراحل طراحی یک جوش آور ترموسیفونی افقی

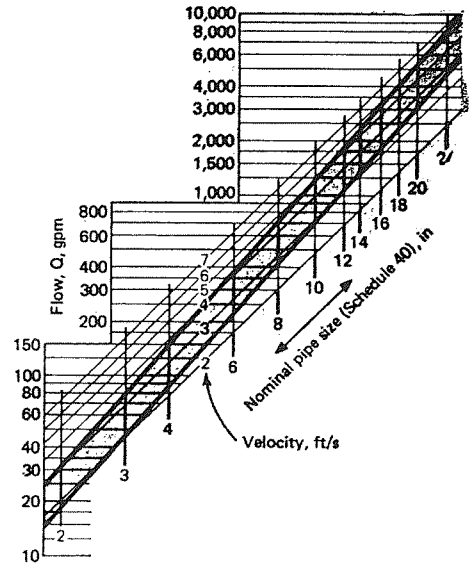
- اگر بخواهید جوش آور ترموسیفونی افقی بهترین نوع جوش آور برای سیستم شما باشد بایستی:
- ۱- میزان تبخیر و جریان سیرکولاسیون جوش آور را مشخص نمایید.
  - ۲- افت فشار مجاز سیستم جوش آور را تعیین کنید.
  - ۳- یک فلودباگرام براساس ارتفاع‌های مورد لزوم و سطح تبادل حرارتی تهیه کنید.
  - ۴- سیستم خطوط لوله را از نقطه نظر اندازه و سایز مشخص کنید.
  - ۵- محل شیپوره‌های (۱۸) ورودی و خروجی را بر روی برج تعیین کنید.
  - ۶- جوش آور را معین نمایید.

قبل از ذکر مثالی در زمینه طراحی، لازم است که به اطلاعات مختصر زیر در این زمینه اشاره شود:

میران تبخیر در جوش آورهای ترموسیفونی افقی معمولاً "بین ده تا بیست درصد می‌باشد. محدوده سرعت بخار مایع در خط لوله ورودی به جوش آور  $2-7 \frac{ft}{Sec}$  بوده، در حالی که ماکزیمم سرعت مخلوط بخار-مایع در خط لوله برگشتی به برج  $\frac{1}{2}$  است که در آن  $\$2$  دانسیته مخلوط بخار-مایع می‌باشد.

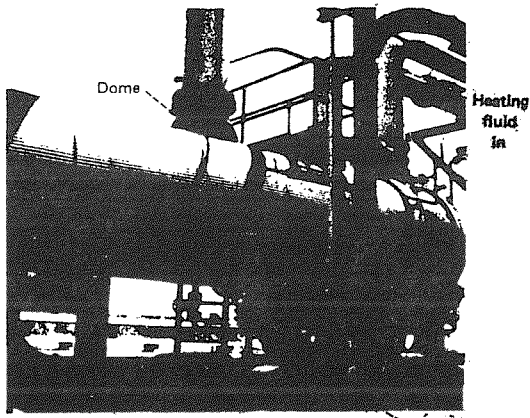


از آنجا که در خط لوله برگشتی از جوش آور با یک سیال دوفازی (بخار-مایع) روبرو هستیم، برای طراحی این خط لوله نیز نیاز به اطلاعاتی در مورد نحوه محاسبه افت فشار در سیستم‌های دوفازی داریم. اطلاعات کامل در این زمینه را می‌توان از مرجع [۱۲] به دست آورد.



Shaded part of chart establishes size of downcomer.

شکل ۴- تعیین اندازه خطوط لوله



شکل ۵

در تهیه طرح سیستم، معمولاً "دوررودی برای هر پوسته" جوش آور (مطابق شکل ۵) به منظور توزیع مناسب مایع ورودی در طول مبدل و نیز به منظور خروج صحیح و منظم جریان خروجی یک قسمت گنبدی شکل در قسمت بالای پوسته در نظر می‌گیرند. تعداد پوسته‌ها می‌بایستی حدس زده شود و این مستلزم یک طراحی با حدس مرحله به مرحله می‌باشد.

بار حرارتی جوش آور به کمک موازنه حرارتی برج تعیین می‌گردد. اختلاف دمای متوسط بین دمای مایع به جوش آمده و سیال گرم‌کننده داخل لوله‌ها، می‌بایستی حدود 90°F بوده. به منظور اجتناب از مشکلات عملیاتی و کاهش سطح مایع در ته برج، در بسیاری از موارد کمتر از 90°F اختیار می‌شود. ضریب فیلمی را می‌توان از اطلاعات کتابخانه‌ای بدست آورد و در صورت فقدان چنین اطلاعاتی به عنوان یک تقریب می‌توان از اعداد زیر استفاده نمود:

ضریب فیلمی انتقال حرارت	فشار
500 Btu/hr.ft <sup>2</sup> .F <sup>0</sup>	100 Psig و بالاتر
300 Btu/hr.ft <sup>2</sup> .F <sup>0</sup>	حدود یک اتمسفر
200 Btu/hr.ft <sup>2</sup> .F <sup>0</sup>	خلا

ضریب کلی انتقال حرارت محاسبه شده از این ضرایب فیلمی را می‌توان توسط قانون سرانگشتی "ماکریم شار حرارتی" به شرح زیر بررسی نمود:

$$15000 \text{ Btu/hr.ft}^2$$

$$18000 \text{ Btu/hr.ft}^2$$

برای لوله‌های "۸"

برای لوله‌های "۱۰"

شارهای حرارتی بالا ممکن است به میزان ۳۵-۳۰٪ برای لوله‌هایی که داخل آنها آب جریان دارد افزایش یافته و برای حالت خلا می‌بایستی به میزان ۲۰-۲۵٪ کاهش یابد. در این مرحله از طراحی با استفاده از ضریب کلی انتقال حرارت می‌توان سطح کل مبدل را از میزان کل حرارت تبادل شده در جوش آور و متوسط اختلاف دما محاسبه نمود.

این سطح کل سپس بین یک یا مقدار بیشتری مبدل موازی تقسیم می‌گردد. با تعیین مقدار پوسته‌ها و طرح کل سیستم، به مرحله‌ای می‌رسیم که بایستی محل قرار گرفتن دستگاهها و ارتفاع‌های آنها نسبت به یکدیگر مشخص گردد. روابط لازم در این زمینه در قسمت هیدرولیک جوش آورها بررسی گردید

### محاسبات نمونه

در این قسمت یک سیستم جوش آور برای یک برج بزرگ جداکننده C<sub>3</sub> طراحی خواهد گردید. برخی از اطلاعات لازم به شرح زیر است: بار حرارتی جوش آور مساوی 80x10<sup>6</sup> Btu/hr، آب داغ 170°F به منظور گرم کردن موجود بوده و دمای مطلوب برای آب برگشتی 145°F می‌باشد. مایع پائین برج شامل ۹۹ درصد پروپان در فشار 260 Psi و دمای 126.5°F می‌باشد. حداکثر اختلاف ارتفاع بین خط مرکزی و خط برگشتی به برج 18ft است.

اطلاعات زیر برای پروپان در شرایط انتهای برج موجود است:

دانشیته مایع  $\rho_L = 28.08 \text{ lb/ft}^3$

دانشیته بخار  $\rho_V = 1.88$

گرمای نهان تبخیر  $\lambda = 121 \text{ Btu/lb}$

مبنای طراحی برای جوش آور:

میزان تبخیر = ۱۵ درصد

حداکثر افت فشار در قسمت پوسته = 3/3 Psi (این مقدار بایستی

برای سازنده معین شود)

$$\xi_2 = \frac{100}{\frac{85}{28.08} + \frac{15}{1.88}} = 9.08 \frac{\text{Lb}}{\text{ft}^3}$$

دانشیته مخلوط بخار - مایع

مقدار هیدروکربن تبخیر شده

$$660000 \text{ lb/hr} = \frac{80 \times 10^6}{121}$$

میزان جریان سیرکولاسیون در جوش آور

$$1222 \text{ lb/Sec} = 4400000 \text{ lb/hr} = \frac{660000}{0.15}$$

با در نظر گرفتن ضریب اطمینان برای H<sub>1</sub>:

$$H_1 = \frac{1.5 \times 14^4 \Delta P + \xi_2 H_2}{\xi_1 - \xi_2}$$

از اطلاعات موجود می‌دانیم که H<sub>1</sub> + H<sub>2</sub> = 18 ft از تلفیق دو رابطه

آخر برای H<sub>1</sub> و H<sub>2</sub> داریم:

$$18 = \frac{216 \Delta P + \xi_1 H_2}{\xi_1 - \xi_2}$$

با قرار دادن مقادیر  $\xi_1$  و  $\xi_2$  داریم:

$$7.69 \Delta P + H_2 = 12.2$$

حال با استفاده از این رابطه، مقادیری قابل قبول برای H<sub>2</sub> حدس زده و متقابلاً مقادیری را برای  $\Delta P$  بدست می‌آوریم، سپس جدولی مطابق زیر برای مقادیر قابل قبول  $\Delta P$  ترتیب می‌دهیم:

H <sub>2</sub> ft	6.0	5.0	4.0	3.0
$\Delta P, \text{Psi}$	0.81	0.94	1.07	1.20

مرحله بعد تعیین سطح حرارتی کل برای مبدل می‌باشد:

$$\Delta T = \frac{(170 - 126) - (145 - 126)}{\ln \frac{44}{19}} = 29.7^\circ\text{F}$$

به عنوان اولین حدس، یک ضریب کلی انتقال حرارت U مساوی 100 Btu/hr.ft<sup>2</sup> F<sup>0</sup> فرض می‌کنیم:

$$A = \frac{80 \times 10^6}{100 \times 29.7} = 27000 \text{ ft}^2$$

با در نظر گرفتن اقتصاد طرح و آسانی نصب، از سه جوش آور که هر کدام حدود 10000 ft<sup>2</sup> سطح حرارتی داشته باشند، استفاده می‌گردد

جریان به هر جوش آور = 1222/3 = 407 lb/Sec.

با فرض سرعت 5 ft/Sec در هر خط تغذیه جوش آور:

$$2.9 \text{ ft}^2 = (407 \text{ Lb/sec}) / (28.08 \text{ Lb/ft}^3) (5 \text{ ft/sec})$$

سطح مقطع لازم

که این معادل با قطر لوله 24in/Schedule 20 می‌باشد. از آنجا که این مبدلها دارای پوسته‌های بسیار بزرگی می‌باشند، هر خط تغذیه به دو شاخه 18 in به منظور تقسیم مناسب جریان به هر جوش آور انشعب می‌یابد.

به کمک روابط و منحنی‌های موجود برای تعیین افت فشار در خط لوله ورودی به جوش آور،  $\Delta P_s$  به شرح زیر محاسبه می‌گردد:

$$\frac{\Delta P, \text{Psi}}{0.08} = \frac{0.04}{0.02} = \frac{0.14}{0.02}$$

سه راهی به اضافه انشعب جریان در لوله 18 (6 فوت + زانوئی) 0.08

افت در شیپوره ورودی مبدل 0.04

کل افت در خط لوله ورودی 0.14

حداکثر سرعت مخلوط بخار - مایع خروجی از بالای جوش آور از هر پوسته برابر خواهد بود با:

$$A = (3.07 \times 10^6) / (100 \times 29) = 10600 \text{ ft}^2$$

شار حرارتی (۱۹) نیز  $2900 \frac{\text{Btu}}{\text{hr.ft}^2}$  بوده که با قانون سرانگشتی "ماکزیم شار حرارتی انطباق دارد."



پاوری: معادله‌های انگلیسی

- |                                 |                            |
|---------------------------------|----------------------------|
| 1. tubular vaporizing equipment | 11. internal reboiler      |
| 2. boilers                      | 12. kettle type reboiler   |
| 3. vaporizing exchangers.       | 13. once through reboiler  |
| 4. aqueous                      | 14. recirculating reboiler |
| 5. evaporator                   | 15. heating medium         |
| 6. reboiler                     | 16. downcomer              |
| 7. vaporizer                    | 17. riser                  |
| 8. Power-plant evaporator       | 18. nozzle                 |
| 9. chemical evaporator          | 19. heat flux              |
| 10. Jacketed kettle             |                            |

منابع به ترتیب ارائه شده در متن و در [ ] قرار داده شده‌اند: —

- Kern. Process Heat Transfer, 1st McGraw Hill 1950.
- Fair, James. R. Vaporizer and Reboiler Design, chem. Eng. July 8, 1963.
- Fair, James. R. What you Need to Design Thermosiphon Reboilers. Pet. Ref. Vol. 39 No. 2. 1960.
- Treybal. R.E Mass Transfer Operations, McGrawHill 3 rd ed. 1982.
- Collins G.K. Horizontal Thermosiphon Reboiler Design. Chem. Eng. July 19, 1976.
- Jacob. J.K. Reboiler Selection Simplified, Pet. Ref. 40, No 7 1961.
- Frank. O. and Prickett R.D. Designing Vertical Thermosiphon Reboilers. Chem.Eng. sept. 1973.
- Thermosiphon Reboilers. A review I & EC, Vol. 62. No. 12. Dec. 1970
- J.R. Fair, thermal Design of Horizontal Reboilers Chem. Eng. Prog. Vol. 93 No. 3 1983 P 86 – 96.
- J.A. Lowry, Evaluate Reboiler Fouling Chem. Eng. Feb. 13, 1978.
- R. Kern. How to design Piping for reboiler Systems., chem. Eng. Aug. 4. 1975
- ibid, June. 23, 1975.

$$\left(\frac{4000}{\xi_2}\right)^{1/2} = \left(\frac{4000}{9.08}\right)^{1/2} = 21 \text{ ft/Sec}$$

از آنجا که مقدار محاسبه شده، ماکزیم سرعت می‌باشد، بنابراین لوله بایستی طوری انتخاب شود که سرعت کمتری را ایجاد نماید. لذا لوله به قطر "Schedule 20/24" سرعتی معادل با

$$(407 \frac{\text{Lb}}{\text{sec}}) / (9.08 \frac{\text{Lb}}{\text{ft}^3}) (2.9 \text{ft}^2) = 15.5 \frac{\text{ft}}{\text{sec}}$$

خواهد شد.

افت فشار در خط لوله خروجی از جوش‌آور توسط رابطه Lockhart Martinelli برای جریان دو فازی [A] محاسبه می‌شود. بنابراین خط لوله برگشت با اندازه 24" و با حدود 20ft طول و یک زانوئی ۹۰°، افت فشاری معادل 0.86 Psi دارد. پوسته نیز افت فشاری معادل با 0.3

دارد. نتیجتاً کل افت فشار سیستم برابر است با:

$$\Delta P = 0.14 + 0.30 + 0.86 = 1.3 \text{ Psi}$$

از مقایسه  $\Delta P$  های حدس زده شده با  $H_2$ ، ملاحظه می‌شود که نزدیکترین مقدار عملی برای  $H_2$ ، 3ft می‌باشد. اکنون می‌توان محاسبات مربوط به  $H_1$  را به کمک مقدار  $H_2$  و حذف فاکتور اطمینان تکرار نمود:

$$H_1 = \frac{144 \Delta P + \xi_2 H_2}{\xi_1 - \xi_2} = \frac{144(1.3) + 9.08(3)}{28.08 - 9.08} = 11.3 \text{ ft}$$

از آنجا که ماکزیم مقدار قابل قبول  $H_1 + H_2$  برابر 18 فوت می‌باشد، بنابراین می‌توان فرض نمود که:

$$H_1 = 15 \text{ ft}, H_2 = 3 \text{ ft}$$

در عمل عموماً مقدار  $H_1$  حدود 8-2 برابر  $H_2$  اختیار می‌شود، اما به هر حال اندازه  $H_2$  بایستی آنقدر کوچک باشد که نوسانات سطح مایع در ته برج، خط برگشت مخلوط بخار-مایع را مسدود نماید.

با تثبیت ارتفاع‌های سیستم جوش‌آور، محاسبات سطوح حرارتی هرسه جوش‌آور تکرار می‌گردد. سطوح حرارتی برای 115 درصد عملکرد در حالت نرمال محاسبه می‌شوند:

$$(80 \times 10^6) (1.15/3) = 30.7 \times 10^6 \text{ Btu/hr}$$

$$170 - 145 = 25^\circ \text{F}$$

$$126^\circ \text{F}$$

ضرائب فیلمی انتقال حرارت برای شرایط موجود به شرح زیر می‌باشند:

$$1000 \text{ Btu/hr.ft}^2 \text{F}^\circ$$

$$500 \text{ Btu/hr.ft}^2 \text{F}^\circ$$

جوشش پروپان در قسمت پوسته

آب داغ در داخل لوله‌ها

مقاومت حرارتی	hrft <sup>2</sup> .F <sup>o</sup> /Btu
دیواره لوله (13 BWG Steel)	0.0002
جرم‌گرفتنگی قسمت پروپان	0.0018
جرم‌گرفتنگی قسمت آب داغ	0.0050

بنابراین ضریب کلی انتقال حرارت برابر خواهد بود با:

$$U = \left( \frac{1}{h_s} + \frac{1}{h_i} + \sum R \right)^{-1} = (0.001 + 0.002 + 0.007)^{-1} = 100 \text{ Btu/hr.ft}^2 \text{F}^\circ$$

مقدار محاسبه شده برای  $U$ ، منطبق با مقدار فرض شده قبلی می‌باشد. به کمک این مقدار سطح حرارتی لازم برای هر جوش‌آور به شرح زیر محاسبه می‌گردد: