

## طراحی سامانه پیشگیری از انفجار راکتورهای صنعتی

احسان نشان شاهجوئی<sup>۱</sup>، مهدی پروینی<sup>۲</sup>، الهام مرادی<sup>۳</sup>، فاطمه گلشنی<sup>۴</sup>، سید مصطفی صادقی<sup>۵</sup>

<sup>۱</sup> دانشجوی کارشناسی مهندسی شیمی، دانشگاه سمنان، sennan88@yahoo.com

<sup>۲</sup> استادیار دانشگاه سمنان، سمنان - روبروی پارک سوکان - پردیس شماره یک - دانشکده مهندسی شیمی، نفت و گاز، کدپستی ۱۹۱۱۱-

m.parvini@sun.semnan.ac.ir.۳۵۱۳۱

<sup>۳</sup> دانشجوی کارشناسی مهندسی شیمی، دانشگاه سمنان، moradi\_elham91@yahoo.com

<sup>۴</sup> دانشجوی کارشناسی مهندسی شیمی، دانشگاه سمنان، golshani.nazila@yahoo.com

<sup>۵</sup> دانشجوی کارشناسی ارشد مهندسی شیمی، دانشگاه آزاد تهران جنوب، mostafa.sadeghi87@yahoo.com

### چکیده

علت افزایش فشار بخار مایع و یا تولید گازهای مایع نشدنی<sup>۱</sup> می‌باشد. علاوه بر از دست رفتن موجودی راکتور به علت فرآیند تبدیل کنترل نشده، اگر فشار درون راکتور بیش از فشار طراحی شود یک واکنش مهار نشدنی می‌تواند باعث آسیب شدید تجهیزات یا حتی انفجار فیزیکی شود. نیاز به محاسبه‌ی پدیده‌های جریان دوفازی برای طراحی سیستم‌های ریلیف برای واکنش‌های شیمیایی مهار نشدنی توسط بویل و هوف [۲ و ۳] حدود دو دهه پیش به رسمیت شناخته شده است. کار پیشین، توسط هوف برای توصیف دو فاز از طریق روند کاهش فشار جریان در حال جوش به بخش مدل‌های کامپیوتری هدایت شد [۴ و ۵]. رویکرد شبیه‌سازی کامپیوتری اندازه دریاچه مورد نیاز برای توصیف خواص سینتیکی و ترموفیزیکی سیستم واکنش را بدست می‌آورد. متاسفانه، اطلاعات مبنای ندرت در دسترس هستند، و کمتر از روش‌های تحلیلی پیچیده [۶ و ۷] استفاده می‌شود، اندازه دریاچه مجاز از طریق تست مستقیم داده‌ها مانند روش طراحی برای سیستم اطمینان اضطراری<sup>۲</sup> (DIERS) بعنوان مرجع استفاده می‌شود [۸ و ۹]. سیستم اطمینان اضطراری شامل سطح تخلیه، صفحات نشت بند<sup>۳</sup> (RD)، شیر اطمینان ایمنی، لوله‌های تخلیه، تانک تخلیه، مبدل حرارتی افقی، اسکرابر دارای جاذب و مبدل حرارتی عمودی، دودکش خروجی، پمپ‌های مربوطه، فن، لوله‌ها، اتصالات و سیستم عرضه الکتریسیته، آب خنک کننده<sup>۴</sup> و برج جذب می‌باشد. در نمونه‌ای از واکنش مهار نشدنی، دریاچه صفحات نشت بند باز می‌شود و مخلوط راکتور به لوله‌های تخلیه وارد شده و سپس به درون تانک تخلیه جاری می‌شود. به دلیل زمان اقامت کوتاه مخلوط راکتور در تانک تخلیه، در دمای ثابت حجم تغییر کرده و فشار کاهش می‌یابد، که منجر به تراکم مخلوط واکنش می‌شود. جریان دو فازی باقی مانده سریعاً به مبدل حرارتی افقی وارد می‌شود و پس از سرد شدن و میعان به برج جذب همراه با

راکتورها به عنوان قلب واحدهای فرآیندی توام با پدیده‌های انتقال جرم و حرارت هستند. واکنش‌های مهار نشدنی همواره خطرات بالقوه-ای را در صنعت به همراه دارند، که یکی از کارآمدترین راه‌های مقابله با این خطرات نصب سیستم‌های اطمینان فشاری می‌باشد. در این مطالعه، ضمن بررسی انواع روش‌ها، یک روش سریع و ساده برای طراحی سیستم اطمینان اضطراری برای راکتور دارای واکنش‌های شیمیایی مهار نشدنی ارائه شده است. در مطالعه حاضر، تمام تجهیزات مورد نیاز برای یک سیستم اطمینان اضطراری طراحی شده است. طراحی سیستم مبنی بر نظریه‌های موجود، استانداردها و روابط بدست آمده از منابع موجود انجام شده است، که در این مطالعه به اجرا در آمده است. در این مطالعه یک روش ساده و مفید برای سیستم‌های اطمینان اضطراری نشان داده شده است، که می‌تواند برای طراحی سیستم‌های مشابه بکار رود. نتایج بدست آمده می‌تواند به درک بهتر سیستم تانک تخلیه که اغلب در کارخانه‌های صنعتی برای افزایش ایمنی، کاهش خطر انفجار و کم کردن مشکلات و آلودگی‌های زیست‌محیطی استفاده می‌شود، کمک کند.

### واژه‌های کلیدی

سامانه‌های اطمینان فشار، انفجار، ایمنی فرآیندی، واکنش مهار نشدنی، تانک تخلیه

### ۱. مقدمه

در فرآیندهای صنعتی، مواد خام با استفاده از روش‌های مختلف به محصولات تجاری گوناگونی تبدیل می‌شود. یکی از روش‌هایی که اغلب مورد استفاده قرار می‌گیرد، تبدیل مواد از طریق یک واکنش شیمیایی گرمازا می‌باشد، که اگر در طول فرآیند نرخ گرمای تولیدی از نرخ گرمای خروجی تجاوز کند، می‌تواند به یک واکنش مهار نشدنی منجر شود [۱]. بالا رفتن فشار در طی واکنش مهار نشدنی به

<sup>۱</sup> no condensable gases

<sup>۲</sup> Design Institute for Emergency Relief System

<sup>۳</sup> rupture disc

<sup>۴</sup> cooling water

مبدل حرارتی عمودی جریان می‌یابد، که در آن خنثی سازی انجام می‌شود [۱۰-۱۲].

در تحقیق حاضر، جزئیات طراحی سیستم اطمینان اضطراری براساس روش طراحی برای سیستم اطمینان اضطراری نشان داده شده است. این تکنولوژی از علوم مکانیکی، الکتریکی، و مهندسی فرآیند براساس سال‌ها تجربه در فرآیندهای صنعتی در سراسر جهان بدست آمده است. تمام اجزا بر اساس استانداردهای API RP 520 و API STD 526 طراحی شده است [۱۳ و ۱۴]. واکنش مهار نشدنی ممکن است در نتیجه قطع آب خنک کننده در راکتور، ورود بیش از حد واکنش دهنده‌ها، آتش بیرونی و نیز عدم کارکرد مناسب هم‌زن و یا افزایش دمای واکنش به صورت نامطلوب در راکتور ایجاد شود. پیش بینی این موارد دشوار و کنترل آن تقریباً غیرممکن است و می‌تواند منجر به انفجار شود. بنابراین، یک سیستم اطمینان اضطراری با اندازه صحیح و مناسب روش مناسبی برای جلوگیری از حوادث مرگبار و آلودگی‌های زیست محیطی است.

هدف از این مطالعه عبارت است از:

۱. نشان دادن روند اصلی مکانیکی، الکتریکی و اصول فرآیند برای این سیستم.

۲. طراحی سیستم اطمینان اضطراری با سکرابر مربوطه، ستون جذب و اتصالات مربوطه.

سیستم اطمینان اضطراری طراحی شده در شکل ۱ ارائه شده است. یک نمونه‌ی واقعی از فرآیند صنعتی از ۱۲ راکتور ناپیوسته برابر به حجم ۳۰ متر مکعب تشکیل شده است که به سنسورهای دما و فشار، وسایل سرمایش و گرمایش و صفحات نشت بند مجهز شده اند، در راکتور، واکنش گرمازای فنول-فرمالدهید صورت می‌گیرد. برای راکتور برج‌های خنک کننده به ظرفیت ۷۰۰ متر مکعب بر ساعت از آب خنک کننده که رنج تغییرات دمایی سیستم خنک کننده‌ی آب بین ۱۳ تا ۲۶ درجه سلسیوس می‌باشد استفاده شده است. سیستم اطمینان اضطراری برای واکنش‌های مهارنشده‌ی:

۱. طراحی سامانه تخلیه

۲. تانک تخلیه

۳. اسکرابر با مبدل های حرارتی و برج جذب اطمینان

## ۲. تجهیزات اطمینان فشار

ملزومات اطمینان فشار بر اساس استاندارد API RP 520 طراحی شده اند [۱۳]. جزئیات سیستم اطمینان فشاری در راکتور که شامل شیر اطمینان ایمنی<sup>۵</sup> (SRV) و صفحات نشت بند است، در شکل ۲ نشان داده شده است و ابعاد آن‌ها در جدول (۱) ارائه شده است. فشاری که در آن پیستون شیر اطمینان ایمنی باز می‌شود به خواص فیزیکی و شیمیایی سیستم واکنش بستگی دارد. در مطالعه حاضر، شیر اطمینان ایمنی به گونه‌ای طراحی شده است که وقتی فشار متوسط واکنش بالاتر از  $70 \times 10^2$  پاسکال برسد باز می‌شود. در واکنش مهار نشدنی، جریان متوسط خروجی از راکتور وارد لوله‌های تخلیه متصل به تانک تخلیه می‌شود. تعیین قطر لوله تا آنجا که به بهره‌برداری از سیستم مربوط می‌شود مهم است. طراحی درجه یک گام بسیار مهم برای طراحی سیستم اطمینان اضطراری است. در این مطالعه، روش ارائه شده توسط فاسک<sup>۶</sup> [۱] و لئونگ<sup>۷</sup> و همکارانش [۱۱] مورد استفاده قرار گرفت. می‌توان از معادله‌ی فشار-دمای آنتوان<sup>۸</sup> برای محاسبه فشار بخار در واکنش‌های مهار نشدنی استفاده نمود:

$$P = e^{\left(15.78 - \frac{3798}{T}\right)} \quad (1)$$

میزان تخلیه جریان دو فازی در واحد سطح با توجه به مدل تعادل همگن که می‌تواند در این ناحیه با کیفیت پایین تقریب زده شود، از رابطه ارائه شده توسط لئونگ [۱۰] که به شرح زیر است، مورد بررسی قرار گرفت:

(2)

$$G_{vent} = 0.95 \times 144 \times \frac{dP}{dT} \times \left(\frac{32.2}{778.16} \times \frac{T}{C_p v_{vent}}\right)^{1/2}$$

که در آن  $\frac{dP}{dT}$  توسط فرم دیفرانسیل (۱) جایگزین شد و تخلیه جریان دو فازی در واحد سطح مورد بررسی قرار گرفت.

معادله طراحی درجه یک از روابط زیر بدست آمده است [۱۰-۱۲]:

(۳)

$$A_{vent} = m_0 \cdot q_{vent} \times \left( G_{vent} \cdot \left[ \left( \frac{V}{m_0} \cdot \frac{144}{778.16} \cdot T \cdot \frac{dP}{dT} \right)^{1/2} + (c_{pvent} \cdot \Delta T_{vent})^{1/2} \right] \right)^{-1}$$

که:

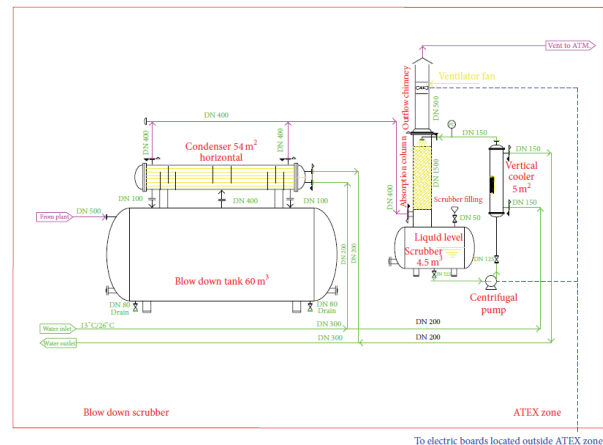
$$\Delta T_{vent} = T_m - T_s \quad (۴)$$

<sup>۵</sup> Safety relief valve

<sup>۶</sup> Fauske

<sup>۷</sup> Leung

<sup>۸</sup> Antoine



شکل ۱: سیستم اطمینان اضطراری

جدول (۱) آمده است. محاسبه سطح دریچه باروش نوموگرام<sup>۹</sup> توسط فاسک مطالعه شده است. این روش با روش طراحی برای سیستم اطمینان اضطراری مقایسه شده است [۱]. و با نتایج بدست آمده، سطح دریچه از 0.326 m<sup>2</sup> یا 0.65m قطر لوله تطابق خوبی دارد. دستگاههای کنترل فشار براساس استاندارد API RP 526 طراحی شده اند. جزئیات ارائه شده از دستگاههای کنترل فشار در شکل ۲ معرفی شده اند و ابعاد آنها نیز در جدول (۱) قابل مشاهده می باشند. در طراحی حاضر پیشنهاد شده است صفحات نشت بند بین راکتور و شیر اطمینان ایمنی قرار بگیرد.

صفحات نشت بند اغلب به صورت سری بر روی شیر اطمینان ایمنی نصب می شوند؛ به علت (۱) محافظت از قسمت فنی شیر ایمنی اطمینان در مقابل خوردگی محیط (۲) برای دستیابی به حالت عایق مطلق در مقابل مواد شیمیایی سمی منتشر شده. (۳) برای رسیدن به عایق مناسب در مقابل بخارات آتش گیر، (۴) برای مراقبت نسبی در مقابل اجزای پیچیده بخش فنی برای عدم واکنش با مونومر ها که باعث ایجاد حالت انباشتگی در سیستم می شوند [۱۷]. صفحات نشت بند از بیستون شیر اطمینان ایمنی در برابر بخارات محافظت می کند. و هنگامی که فشار مخزن بالاتر از فشار مجاز راکتور شود، باز می شود. حداکثر فشاری که در راکتورهای مهار نشدنی آشکار می شود را نمی توان مشخص نمود ولی می توان از دادهای گزارش شده بدست آورد [۱۸]. فشار طراحی ۲/۲۱×۱۰<sup>۵</sup> Pa برای طراحی سیستم با ضریب اطمینان ۲۰٪ مورد استفاده قرار گرفته است. در مطالعه حاضر صفحات نشت بند بین ۰/۷۵ bar - تا ۰/۷۵ bar را می تواند تحمل کند؛ اگر فشار از ۰/۷۵ bar بیشتر شود، صفحات نشت بند پاره می شود و مواد به داخل تانک تخلیه می روند.

جدول (۱) - ابعاد شیر اطمینان و صفحات نشت بند

توضیحات	مقدار	واحد	پارامتر
شیر اطمینان ایمنی			
طراحی شده	۰,۶۵	m	DN
طراحی شده	۷۰۰۰۰۰	Pa	P <sub>safety</sub>
سطح تخلیه			
محاسبه شده از ۶	۸۴۶	J/Kg	q <sub>vent</sub>
محاسبه شده از ۲	۲۱۲۴	Kg / m <sup>2</sup> .s	G <sub>vent</sub>
محاسبه شده از ۳	۰,۳۲۶	m <sup>2</sup>	A <sub>vent</sub>
محاسبه شده از ۵	۰,۶۵	m	D <sub>vent</sub>

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{vent}}{\pi}}$$

$$q_{vent} = \frac{1}{2} \cdot c_{pvent} \cdot \left[ \left( \frac{dT}{dt} \right)_s + \left( \frac{dT}{dt} \right)_m \right],$$

پارامترهای فیزیکی و شیمیایی مورد استفاده برای طراحی سیستم های تخلیه:

(۵)

$$\rho_{liq} [\text{mol} \cdot \text{dm}^{-3}] = \frac{1.3798}{0.31598^{(1+(1-(T/694.25))^{0.32768})}}$$

$$c_{p,liq} [\text{J} \cdot \text{Kmol}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}] = 101.720 + 317.61 \cdot T,$$

$$c_{p,g} [\text{J} \cdot \text{Kmol}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}] = 0.434 \cdot 10^5 + 2.445 \cdot 10^5$$

$$\cdot \left[ \frac{1152/T}{\sinh [1152/T]} \right]^2 + 1.512 \cdot 10^5 \cdot \left[ \frac{507/T}{\cosh [507/T]} \right]^2,$$

$$\eta_{liq} [\text{Pa} \cdot \text{s}] = \exp \left( -43.335 + \frac{3881.7}{T} + \frac{4.3983}{\ln(T)} + 3.0548 \cdot 10^{24} \cdot T^{-10} \right),$$

$$\eta_{vap} [\text{Pa} \cdot \text{s}] = \frac{1.0094 \cdot 10^{-7} \cdot T^{0.799}}{1 + 103.1/T},$$

$$\lambda_{vap} [\text{W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}] = \frac{0.038846 \cdot T^{0.2392}}{1 + 985.81/T + 937.17/T^2},$$

$$\lambda_{liq} [\text{W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}] = 0.18837 - 0.0001 \cdot T,$$

$$\Delta H_{evap} [\text{J} \cdot \text{Kmol}^{-1}] = 7.306 \cdot 10^7 \cdot \left( 1 - \frac{T}{694.25} \right)^{0.4246},$$

$$P_{vapour} [\text{Pa}] = \exp \left( 95.444 - \frac{10.13}{T} - 10.09 \cdot \ln(T) + 6.7603 \cdot 10^{-18} \cdot T^6 \right).$$

آنتالپی تشکیل (پری و گرین [۱۵]):

$$\Delta H_{NaOH}^f = -469.15 \text{ kJ} \cdot \text{mol}^{-1},$$

$$\Delta H_{PhOH}^f = -165.0 \text{ kJ} \cdot \text{mol}^{-1},$$

$$\Delta H_{H_2O}^f = -285.83 \text{ kJ} \cdot \text{mol}^{-1},$$

$$\Delta H_{NaPhO}^f = -326 \text{ kJ} \cdot \text{mol}^{-1},$$

$$\rho_{50wt\% NaOH} = 1529 \text{ kg} \cdot \text{L}^{-1}.$$

واکنش های شیمیایی در حالت مهار نشدنی خیلی پیچیده هستند و وابسته به نوع کاتالیست مورد استفاده و شرایط دیگر فرآیند می باشند [۱]. در مطالعه حاضر بدترین سناریو برای حالت مهار نشدنی حرارتی در واکنش مورد استفاده قرار گرفته است. اساس طراحی ها بر مبداء (dT/dt)<sub>m</sub> و (dT/dt)<sub>s</sub> گردآوری شده اند و از مقالات و نوشته های گذشتگان [۱۲-۱۰، ۱۶] آورده شده اند و در

<sup>۹</sup> nomogram

### ۳. طراحی تانک تخلیه

$$\begin{aligned} \dot{Q} &= \dot{Q}_{hot} = \dot{Q}_{cold} = \dot{m}_c \cdot c_{pc} \cdot (T_{cout} - T_{cin}) \\ &= \dot{m}_h \cdot c_{ph} \cdot (T_{hout} - T_{hin}). \end{aligned} \quad (8)$$

با استفاده از معادله (۸) گرما و درجه حرارت متوسط خروجی بدست می‌آید که نتایج آن در جدول (۲) ارائه شده است. (د) متوسط لگاریتمی اختلاف دما (LMTD) برای جریان مخالف:

$$LMTD = \frac{(T_{hin} - T_{cout}) - (T_{hout} - T_{cin})}{\ln((T_{hin} - T_{cout}) / (T_{hout} - T_{cin}))} \quad (9)$$

(ه) براساس تجارب و داده‌ها، تقسیم جریان بین پوسته و حتی عبور جریان از لوله‌ها برای هر دو چگالنده در نظر گرفته شده است. که از روش ارائه شده توسط ریچاردسون و همکاران استفاده شده است [۱۹]. پارامترهای  $F_t$ ,  $R_t$ ,  $S$  از نمودار به دست آمده اند. پارامترهای بدست آمده ما را قادر به محاسبه اختلاف درجه حرارت میانگین می‌سازد:

$$DTm = F_t \cdot LMTD \quad (10)$$

(و) ضریب کلی انتقال حرارت از داده‌ها [۱۰] در حداقل و حداکثر مقادیر گزارش شده بین  $700$  تا  $1000 \text{ w.m}^2.k$  در نظر گرفته شده است. ضرایب انتقال حرارت پیش بینی شده ما را قادر می‌سازد به محاسبه حداقل و حداکثر مساحت که متوسط آن برای طراحی مبدل حرارتی در نظر گرفته شده است.

$$\bar{A} = \frac{1}{2} \cdot (A_{min} + A_{max}). \quad (11)$$

پارامترهای اصلی مورد استفاده برای طراحی مبدل حرارتی با استفاده از رابطه (۱۲) و (۱۸) محاسبه شده اند. افت فشار و ضریب انتقال حرارت برای مبدل های حرارتی با استفاده از (۱۹) و (۲۵) برای محل پوسته و لوله به ترتیب محاسبه شد.

معادلات مورد استفاده برای طراحی مبدل حرارتی عمودی و افقی به شرح زیر است:

$$A = \frac{q}{U \cdot DTm} \quad (12)$$

$$Nt = \frac{A}{\pi \cdot d_{out} \cdot L} \quad (13)$$

$$Pt = 1.25 \cdot d_o \quad (14)$$

$$Db = d_o \cdot \left(\frac{Nt}{K1}\right)^{1/n_1} \quad (15)$$

$$DS = Db + BDC \quad (16)$$

$$BS = 0.4 \cdot DS \quad (17)$$

$$AS = \frac{(Pt - d_{out}) \cdot DS \cdot BS}{Pt} \quad (18)$$

$$G_{shell} = \frac{\text{shell side flow rate}}{AS} \quad (19)$$

$$de = \frac{1.10}{d_{out}} \cdot (p_t^2 - 0.917 \cdot d_{out}^2) \quad (20)$$

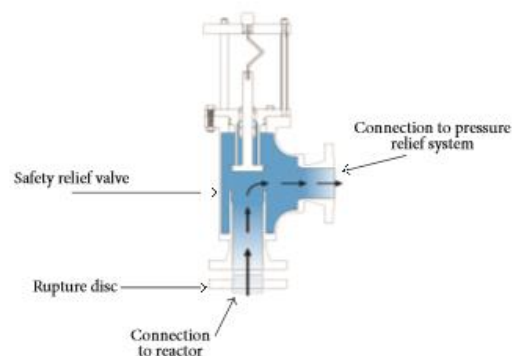
هدف از تانک تخلیه، به دام انداختن جریان دو فازی مواد خارج شده از راکتور و نیز کاهش فشار مواد خروجی است [۱۸]. طراحی تانک تخلیه بر اساس استاندارد API RP 520 انجام شده است [۱۳]. حجم تانک تخلیه براساس حجم راکتور برابر با ۶۰ متر مکعب می‌باشد به صورت زیر محاسبه می‌شود:

$$V_{bd} = 2 \times V_o \quad (6)$$

عدد ۲ در معادله ۶ ضریب اطمینان مهندسی می‌باشد، که فشار واکنش‌های مهار نشدنی را به نصف کاهش می‌دهد. که ممکن است «حاشیه امن اضافی» نیز نامیده شود. محاسبه کاهش فشار در تانک تخلیه با استفاده از رابطه گاز ایده آل در دمای ثابت به شرح زیر است:

$$\frac{P_1 \cdot V_1}{T_1} = \frac{P_2 \cdot V_2}{T_2}$$

فشار اولیه  $10^5 \text{ Pa}$  می‌باشد. حداکثر فشار عملیاتی مجاز (MAWP)<sup>۱۰</sup> برای تانک



شکل ۲: صفحات نشت بند و شیر متصل به راکتور

با توجه به محاسبات انجام شده در استاندارد API RP 520 [۵]  $2/5 \times 10^5 \text{ Pa}$  می‌باشد. و نیز حداکثر فشار  $2/21 \times 10^5 \text{ Pa}$  می‌باشد. بنابراین حداکثر فشار مجاز بیشتر از حداکثر فشار می‌باشد که ناشی از تغییر حجم است. حداکثر فشار مجاز تانک به فشار ایجاد شده در طی واکنش مهار نشدنی نمی‌رسد.

### ۴. طراحی مبدل‌های افقی و عمودی

روش‌های مختلفی ممکن است برای طراحی مبدل‌های حرارتی در منابع مختلف یافت شود [۱۸، ۱۹، ۲۲]. در اینجا تنها روش محاسباتی زیر ارائه شده است [۱۳ و ۱۵ و ۱۹].

(الف) قطر لوله، طول لوله

(ب) ساخت لوله با استفاده از INOX AISI 316

(ج) موازنه انرژی متناظر برای مبدل‌های افقی و عمودی به شرح زیر:

<sup>۱۰</sup> maximum allowable working pressure

جدول ۲- داده مربوط به مبدل های حرارتی افقی و عمودی

توضیحات	مقدار	واحد	پارامتر
مبدل حرارتی افقی			
طراحی شده	۵۰۰۰	mm	L
به دست آمده از پری وگترین ۲۰۰۷ [۱۵]	۶۹۸<] >۹۹۸	W/m <sup>2</sup> .K	h <sub>DirIn</sub> = h <sub>DirOut</sub>
به دست آمده از پری وگترین ۲۰۰۷ [۱۵]	۱۶,۲	W / m.K	w
محاسبه شده از ۸	۵۸۵۷۱۱	W	Q <sub>hot</sub>
محاسبه شده از ۸	۳۶۶۱۲۵	W	Q <sub>cold</sub>
محاسبه شده از ۸	۸۰	°C	T <sub>h,out</sub>
محاسبه شده از ۹	۷۶,۱۶	°C	LMTD
به دست آمده از ریچاردسون و همکاران ۲۰۰۹ [۱۹]	۶,۸۳	/	R <sub>t</sub>
[۱۹]	۰,۰۵۹۴	/	S
[۱۹]	۰,۹۶	/	F <sub>t</sub>
محاسبه شده از ۱۰	۷۳,۱۱	°C	T <sub>m</sub>
محاسبه شده از ۱۱	۵۴	m <sup>2</sup>	A <sub>h</sub>
محاسبه شده از ۱۳	۸۵	/	N <sub>t</sub>
مبدل حرارتی عمودی			
محاسبه شده از ۴۰	۲۲,۲۲	1/h	Recycle
محاسبه شده از ۳۶	۲۳۵۵۳	kW	Total heat vertical
محاسبه شده از ۳۸	۱۴۵,۴	kW	Heat per recycle
محاسبه شده از ۸	۸۰	°C	Thinvert
محاسبه شده از ۱۱	۵	m <sup>2</sup>	A <sub>h</sub>
محاسبه شده از ۸	۴۰	°C	Thoutvert
محاسبه شده از ۸	۱۵	°C	Tcinvert
محاسبه شده از ۸	۲۴	°C	Tcoutvert
[۱۹]	۳۸,۴۴	°C	LMTD
[۱۹]	۴,۴۴	/	R <sub>t</sub>
[۱۹]	۰,۱۳۸۵	/	S
[۱۹]	۰,۹۶	/	F <sub>t</sub>
محاسبه شده از ۱۰	۳۶,۷	°C	DT <sub>m</sub>
محاسبه شده از ۱۱	۵	m <sup>2</sup>	A <sub>h</sub>
محاسبه شده از ۱۳	۱۳	/	N <sub>t</sub>

$$Nu = \frac{h_{shell} \cdot d_s}{k_f} \quad (23)$$

$$Nu = j_h \cdot Re \cdot pr^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14} \quad (24)$$

$$(25)$$

$$\Delta p_{shell} = 8 \cdot j_f \cdot \left(\frac{D_s}{d_s}\right) \cdot \left(\frac{L}{l_B}\right) \cdot \left(\frac{\rho \cdot u_s^2}{2}\right) \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{-0.14}$$

$$l_B = \frac{0.7 \cdot L}{4} \quad (26)$$

$$N_{tpp} = \frac{N_t}{\text{number of passes}} \quad (27)$$

$$G_{tube} = \frac{G_{in}}{N_{tpp} \cdot \left(\frac{\pi \cdot d_{in}^2}{4}\right)} \quad (28)$$

$$v_{tube} = \frac{G_{tube}}{\rho_i} \quad (29)$$

د) ضریب انتقال حرارت (h<sub>tube</sub>) برای جریان آشفته با استفاده از معادله بالا به صورت زیر است:

$$(30)$$

$$h_{tube} = 0.023 \cdot \frac{F_r}{d_{in}} \cdot \left(1 + \frac{d_{in}}{L}\right) \cdot Pr^{0.33} \cdot Re^{0.8}$$

ه) ضریب انتقال حرارت کلی در جریان خارج از لوله از فرمول زیر محاسبه شده است:

$$(31)$$

$$U_{shell} = 1 \times \left( \frac{1}{h_{shell}} + \frac{1}{h_{dirout}} + \frac{d_{out}}{d_{in} \cdot h_{dirin}} + \frac{d_{out}}{d_{in} \cdot h_{dirin}} + \frac{d_{out} \cdot \ln(d_{out}/d_{in})}{2 \cdot \lambda_w} \right)^{-1}$$

و) ضریب انتقال حرارت کلی در جریان داخل لوله از فرمول زیر محاسبه شده است:

$$(32)$$

$$U_{tube} = 1 \times \left( \frac{1}{h_{tube}} + \frac{1}{h_{dirin}} + \frac{d_{in}}{d_{out} \cdot h_{dirout}} + \frac{d_{in}}{d_{out} \cdot h_{shell}} + \frac{d_{in} \cdot \ln(d_{out}/d_{in})}{2 \cdot \lambda_w} \right)^{-1}$$

ز) محاسبه افت فشار اطراف لوله:

$$(33)$$

$$\Delta p_{tube} = \left( 1.5 \cdot N_t \cdot \left[ 2.5 + \frac{8 \cdot j_f \cdot L}{d_{in}} + \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{-m} \right] \right) \cdot \frac{\rho_i \cdot v^2}{2}$$

پارامترهای محاسبه شده برای طراحی مبدل های افقی و عمودی در جدول (۲) گزارش شده است.

$$Re = \frac{d_s \cdot \mu \cdot \rho}{\eta} \quad (21)$$

$$pr = \frac{\mu \cdot c_p}{\lambda} \quad (22)$$

## ۵. طراحی مبدل حرارتی عمودی

برای طراحی مبدل حرارتی عمودی، دقیقاً همان روش پیشنهاد شده برای مبدل حرارتی افقی مورد استفاده قرار می‌گیرد. ابتدا مقدار بخار مایع شده ( $r_c$ )، از نسبت فشار بخار آزاد شده از راکتور به تانک تخلیه ( $P_{s1}$ ) و پس از انبساط حجمی ( $P_{s2}$ ) محاسبه شد:

$$r_c = \frac{P_{s1}}{P_{s2}} \quad (34)$$

که در آن  $P_{s1}$  و  $P_{s2}$  فشارهای اشباع محاسبه شده از معادله (۱) هستند.  $r_c$  بدست آمده برای محاسبه جریان گاز، که نیاز است در مبدل حرارتی عمودی خنثی و سرد شود مورد استفاده قرار گرفت:

$$GHZT = r_c \cdot G_{vent} \quad (35)$$

که  $G_{vent}$  و  $G_{HGT}$  به ترتیب برای جریان مهار نشدنی راکتور و جریان از طریق مبدل حرارتی افقی می‌باشند. جریان  $G_{HGT}$  محاسبه شده برای مبدل حرارتی عمودی، دقیقاً از همان روش مبدل حرارتی افقی، مورد استفاده قرار گرفته است. در مرحله بعد، نیاز است که جریان مبدل حرارتی افقی قبل از رفتن به محیط، در برج جذب با استفاده از محلول سدیم هیدروکسید سرد و خنثی شود. با توجه به زمان اقامت کوتاه، جریان مبدل حرارتی افقی دارای درجه حرارتی است که با درجه حرارت جریان مهار نشدنی برابر است. در طراحی دیگر فرایندهای تخلیه پیش‌بینی‌های مشابه بدست آمد [۱۱ و ۱۸].

تمام پارامترهای محاسبه شده در جدول (۱) ارائه شده است. طی واکنش خنثی سازی جریان مبدل حرارتی افقی، گرما تشکیل شد. گرمایی که باید سرد شود، به صورت مجموع گرمای گاز داغ و گرمای تولید شده در واکنش خنثی سازی محاسبه شد:

$$Q_{total} = Q_{hot\ gas} + Q_{reaction} \quad (36)$$

که  $Q_{react}$  با استفاده از آنتالپی واکنش به صورت زیر محاسبه شد:

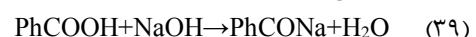
$$Q_{reaction} = \Delta H_{reaction} \cdot G_{HGT} \quad (37)$$

و گرمای بازیافت از رابطه زیر بدست می‌آید:

$$Q_{recycle} = \frac{Q_{total}}{Recycle} \quad (38)$$

## ۶. طراحی اسکرابر

از آن‌جا که آنتالپی واکنش برای خنثی سازی اسید فنول با هیدروکسید سدیم در منابع موجود یافت نمی‌شود، از آنتالپی‌های تشکیل محاسبه شد، که  $22/32$  kJ/mol است. از آن‌جا که ترکیب گاز تخلیه شده دقیقاً مشخص نیست، فرض شد که از اسید فنولیک تشکیل شده است. واکنش خنثی سازی اسید فنولیک با سدیم هیدروکسید به شرح زیر است:



واکنش خنثی سازی نسبت استوکیومتری اسید فنولیک و هیدروکسید سدیم را می‌دهد و محاسبه مقدار متوسط خنثی سازی را مقدور می‌سازد. نرخ جریان مایع مورد نیاز برای خنثی سازی ۵۰٪ وزنی براساس واکنش بالا محاسبه شد که  $42/3$  kg/s می‌باشد. برای

کاهش حجم سدیم هیدروکسید مورد استفاده، بازیافت آن مد نظر قرار گرفت. جریان بازیافت از رابطه زیر محاسبه می‌شود:

$$Recycle = \frac{GHZT}{V_{scrubber\ tank}} \quad (40)$$

نسبت بازیافت، حجم اسکرابر را  $4/5$   $m^3$  می‌دهد و محاسبه نرخ جریان مایع و گاز استفاده شده برای طراحی برج جذب را مقدور می‌سازد. طراحی اسکرابر بر طبق استاندارد API RP 520 انجام شد. همه ابعاد اصلی اسکرابر در جدول (۱) ارائه شده است. حداکثر فشار عملیاتی مجاز اسکرابر  $1/5 \times 10^5$  Pa در طراحی مد نظر قرار گرفته شده است.

## ۷. طراحی برج جذب

گاز خروجی از سیستم تخلیه قبل از این‌که به سمت هوای اطراف برود، در ستون جذب که دارای جریان متقاطع با هیدروکسید سدیم می‌باشد خنثی می‌شود. متون بسیاری برای طراحی برج جذب در منابع موجود یافت می‌شود [۲۰، ۲۱]. با توجه به جریان بالای گاز و سیال (مایع) خنثی سازی، واکنش شیمیایی مرحله محدود کننده این فرآیند بود. یک روش عمومی که در این متون، برای طراحی برج پیشنهاد شده بود؛ مورد استفاده قرار گرفت [۱۶، ۲۰، ۲۱]. ابتدا ضرایب  $(L/G) \cdot (\rho_g/\rho_L)^{1/2}$  محاسبه شد. مشخصات پمپ، افت فشار برج جذب را تا ۱ اینچ ستون آب بر فوت پکینگ محدود می‌کند. براساس روابط موجود، ضریب  $\frac{G^2 \cdot F \cdot \mu^{0.1}}{32.2 \cdot \rho_g (\rho_g - \rho_L)}$ ،  $1/8$  بدست آمد و محاسبه شار گاز ( $G^*$ ) مقدور شد. یک پکینگ IMTP سرامیکی شماره ۷۰، به عنوان ماده پکینگ در نظر گرفته شد. پارامترهای اصلی آن در جدول (۱) ارائه شده است. محاسبه پارامترهای طراحی مساحت و قطر برج جذب از معادلات زیر مقدور است:

$$G = A \cdot G^* \quad (41)$$

$$A = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \quad (42)$$

قطر بزرگ برج جذب نتیجه جریان زیاد گاز در واکنش مهارنشده است، که تا  $59/5$   $m^3 \cdot h^{-1} \cdot m^{-2}$  طراحی شده بود که کم‌تر از حداکثر مجاز نرخ جریان مایع ( $122$   $m^3 \cdot h^{-1} \cdot m^{-2}$ ) برای پکینگ IMTP شماره ۷۰ است. سپس، ارتفاع برج جذب براساس روش پیشنهادی سیدر<sup>۱۱</sup> و همکاران طراحی شد و  $3000$  mm بدست آمد. سایر پارامترهای برج در جدول (۱) ارائه شده است، و طراحی افت فشار برج جذب را مقدور می‌سازد که  $3 \times 10^3$  Pa می‌باشد.

<sup>۱۱</sup> Seader

جدول ۳- داده‌های مربوط به اسکرابر و برج جذب

توضیحات	مقدار	واحد	پارامتر
			اسکرابر
استوکیومتری واکنش	۴۲,۲۱	Kg/s	L <sub>NaOH</sub>
محاسبه شده از ۴۰	۲۲,۲۲	H <sup>-1</sup>	recycle
محاسبه شده از ۴۰	۴,۵	m <sup>3</sup>	V <sub>scrubber tank</sub>
طراحی شده	۱۵۰۰	Pa	MAWP
محاسبه شده از ۳۷	۷,۱	kW	Q <sub>reaction</sub>
			برج جذب
	۰,۰۲۳	/	$(L/G) \times (\rho_G/\rho_L)^{1/2}$
	۴۹	Kg/m <sup>2</sup> .s	G*
محاسبه شده از ۴۱	۱,۶۸	m <sup>2</sup>	A <sub>abs</sub>
محاسبه شده از ۴۲	۱,۴۶	m	D <sub>abs</sub>
به دست آمده از [2011] (2010)	۸۸,۹	mm	IMTP packing
[۲۰]	۰,۳۰۴۸	Pa	$\Delta P_{abs}$
[۲۰]	۱,۶۶	/	N <sub>L</sub>
[۲۰]	۱,۸۳	m	HETP
[۲۰]	۳	m	H <sub>abs</sub>
[۲۰]	۵۹,۹	m <sup>3</sup> /h . m <sup>2</sup>	L <sub>operation</sub>
طراحی شده	۰,۰۱	m	W
طراحی شده	۱۰۰۰۰۰	Pa	MAWP

می‌رود، که با نتایج بدست آمده از متون مطابق است [۲۲]. برای طراحی قطر لوله‌های آب خنک کننده و سدیم هیدروکسید، یک روش توسط مایز<sup>۱۴</sup> پیشنهاد شده است، که براساس معادله انرژی تراکم ناپذیرحالت پایدار با استفاده از حذف اصطکاک هازیل ویلیامز<sup>۱۵</sup> و معادله پیوستگی می‌باشد.

### ۹. نتیجه‌گیری

نتایج طراحی این مطالعه نشان داد که روش ارائه شده می‌تواند برای سیستم‌های اطمینان اضطراری مورد استفاده قرار بگیرد. براساس داده‌های محاسبه شده، نتایج زیر بدست آمد:

سیستم اطمینان اضطراری برای واکنش‌های گرم‌آزا برای راکتورهایی تا حجم ۳۰ m<sup>3</sup> طراحی شده است. یک تانک تخلیه با ظرفیت ۶۰ m<sup>3</sup>، به همراه ۷۰۰ m<sup>3</sup>.h<sup>-1</sup> آب خنک کننده ۲۶°C / ۱۳°C، و دو مبدل حرارتی (افقی و عمودی) با مساحت خنک کننده ۵ m<sup>2</sup> و ۵۴ m<sup>2</sup> پیشنهاد شده است. یک برج جذب با قطر ۱/۵ m و ارتفاع ۳ m، تانک اسکرابر ۴/۵ m<sup>3</sup> طراحی شده بودند. سایر پارامترهای سیستم در جدول (۱) ارائه شده است. امید است که روش ارائه شده به عنوان یک ابزار مهندسی برای طراحی سیستم اطمینان اضطراری در صنایع فرایندی مختلف در سرتاسر جهان به کار گرفته شود.

### مراجع:

- [1] H. K. Fauske, "Emergency relief system design for reactive and non-reactive systems: extension of the DIERS methodology," Plant/Operations Progress, vol. 7, no. 3, pp. 153–158, 1988.
- [2]. Boyle, Jr., W. J., Chemical Engineering Progress, 63, No. 8 (1967).
- [3]. Huff, J. E., Chemical Engineering Progress Loss Prevention Technical Manual, 7 (1973).
- [4]. Huff, J. E., "A General Approach to the Sizing of Emergency Pressure Relief Systems," Preprints of Second International Symposium on Loss Prevention and Safety Promotion in the Process Industries, DECHEMA, Frankfurt (1977).
- [5]. Klein, H. H., Plant Operations Progress, 5, No. 1 (1986).
- [6]. Fauske, H. K., Plant Operations Progress, 3, No. 4 (1984).
- [7]. Leung, J. C., AIChE Journal, 32, No. 10, 1622 (1986).
- [8]. Fauske, H. K. and J. C. Leung, Chemical Engineering Progress, 81, No. 8 (1985).
- [9]. Leung, J. C. and H. K. Fauske, Plant Operations Progress, 6, No. 2 (April 1987).
- [10] J. C. Leung, "Simplified vent sizing equations for emergency relief requirements in reactors and storage vessels," AIChE Journal, vol. 32, no. 10, pp. 1622–1634, 1986.
- [11] J. C. Leung, H. K. Fauske, and H. G. Fisher, "Thermal runaway reactions in a low thermal inertia apparatus," Thermochemica Acta, vol. 104, pp. 13–29, 1986.

### ۸. طراحی لوله‌های آب خنک کننده و تخلیه

تجهیزات تخلیه با استفاده از لوله‌های جدار ضخیم ساخته شده از INOX AISI 316 و باتوجه به محیط بسیار خورنده، سرعت بالای سیال و فشار زیاد در واکنش مهارنشده، وصل شده‌اند. برای اندازه‌گیری لوله‌های دریچه، طراحی قطر در واکنش‌های مهارنشده اغلب از روش ارائه شده توسط بیلیر<sup>۱۲</sup> [2۲] استفاده می‌شود:

$$DN_{PIPE} = \left(\frac{G}{f_{PIPE}}\right)^{1/2} \cdot \left(\frac{p}{P}\right)^{1/4} \quad (۴۳)$$

یک سیستم لوله با قطر لوله ۴۰۰ mm به عنوان اتصال بین مبدل حرارتی افقی و برج جذب در شرایط داده شده پیشنهاد شد. سیستم لوله اتصال بین راکتورها و تانک تخلیه، باید کوتاه‌ترین شکل ممکن، مستقیم و بدون زانویی، بدون کاهنده برای کاهش مقدار جریان متراکم و، که ممکن است به حوادث مرگبار منجر شود. به علاوه این پیکربندی، حفظ آسان و تمیز کردن سریع لوله‌ها را تضمین می‌کند. به صورت موازی، افت فشار لوله با روش ارائه شده توسط کرین<sup>۱۳</sup> [۲۲] برای اطمینان از جریان صاف و آسان محاسبه شد. طول لوله در کوتاه‌ترین شکل ممکن با حداقل افت فشار طراحی شده است که به مقدار کم مایع کندانس شده منجر خواهد شد. سرعت بالای سیال، فاکتورهای اصطکاک پایین، و افت فشار حداقل انتظار

<sup>۱۴</sup> Mays

<sup>۱۵</sup> Hazel Williams

<sup>۱۲</sup> Bleier

<sup>۱۳</sup> Crane

- [18] H. K. Fauske, "Generalized vent sizing monogram for runaway chemical reactions," *Plant/Operations Progress*, vol. 3, no. 4, pp. 213–215, 1984.
- [19] J. F. Richardson, J. H. Harker, and J. R. Backhurst, *Coulson and Richardson's Chemical Engineering*, Butterworth-Heinemann, Boston, Mass, USA, 2009.
- [20] J. D. Seader, E. J. Henley, and D. K. Roter, *Separation Process Principles*, John Wiley & Sons, New York, NY, USA, 2010.
- [21] I. Hacı, "Comparison of concentration profiles for boundary layers in absorption with chemical reaction processes," *Chemical Engineering and Technology*, vol. 29, no. 5, pp. 574–582, 2006.
- [22] Crane Technical Paper, "A Process Design Engineer's Perspective on Using Equivalent Lengths of Valves and Fittings in Pipeline Pressure Drop Calculations, 410(TP-410)," 2009.
- [12] R. C. Rosaler, *Standard Handbook of Plant Engineering*, McGraw-Hill, New York, NY, USA, 3rd edition, 2002.
- [13] API RP 520, *Sizing, Selection and Installation of Pressure Relieving Devices in Refineries*, American Petroleum Institution, 2000.
- [14] API STD 526, *Flanged Steel Pressure Relief Valves*, American Petroleum Institution, 6th edition, 2012.
- [15] R. H. Perry and D. W. Green, *Perry's Chemical Engineers' Handbook*, McGraw-Hill, New York, NY, USA, 2007.
- [16] J. L. Gustin, J. Fillion, G. Tréand, and K. E. Biyaali, "The phenol + formaldehyde runaway reaction. Vent sizing for reactor protection," *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, vol. 6, no. 2, pp. 103–113, 1993.
- [17] Daniel A. Crowl, Joseph F. Louvar, "Chemical Process Safety Fundamentals with Application" Second Edition, Chapter 8, pp.357.