

بررسی تأثیر احتراق غنی شده از اکسیژن در بویلر فوق بحرانی نیروگاه حرارتی

سید مصطفی حسینعلی پور^۱، افشین رحمتی^۲، محمد امین میرعمادی^۳

تهران - نارمک - دانشگاه علم و صنعت ایران - دانشکده مکانیک

a_miremadi@mecheng.iust.ac.ir

چکیده

موضوع این مقاله احتراق غنی شده از اکسیژن می باشد که در طی آن به بررسی تأثیر استفاده از هوای غنی شده از اکسیژن در بویلرهای فوق بحرانی موجود می پردازد. هدف اصلی در این مقاله محاسبه مقدار کاهش حاصله در سطوح انتقال حرارت در اثر بکارگیری این روش است که در کنار آن به مقدار تولید و انتشار آلاینده ها و همچنین مقدار کاهش مصرف سوخت نیز توجه شده است. محاسبات بر اساس حل معادله احتراق برای بویلر موجود و یافتن سطح انتقال حرارت لازم برای بویلر جدید که از هوای غنی شده از اکسیژن استفاده می کند، انجام شده است.

واژه های کلیدی: فوق بحرانی - اکسیژن - احتراق.

۱- مقدمه

احتراق نقش بسیار اساسی و مهمی در عملکرد مولد بخار ایفا می کند، به همین علت تحقیقات بسیاری در دنیا در ارتباط با تلاش برای کاهش آلاینده های ناشی از احتراق و همچنین افزایش راندمان مولد انجام شده است. OEC^4 یا همان احتراق غنی شده از اکسیژن تکنیکی است که در آن به جای استفاده از هوای اتمسفریک (۲۱٪ اکسیژن) از هوایی با درصد اکسیژن بالاتر (۱۰۰٪ - ۲۱٪) استفاده می شود. دمای گازهای حاصل از احتراق تأثیر زیادی بر ابعاد سطوح انتقال حرارت اکونومایزر، کوره، ری هیتر و سوپر هیتر دارد. با فرض ثابت بودن نوع سوخت، سوزاندن آن با هوای اتمسفریک دمایی را نتیجه می دهد که تنها در گستره محدودی امکان زیاد شدن را دارا می باشد، در حالیکه OEC دمای گازهای خروجی را افزایش داده و به همین علت شیوه ارزشمندی به جهت افزایش عملکرد بویلر می باشد. علاوه بر این، امکان جایگزینی همه و یا بخشی از سوخت هایی با ارزش حرارتی بالا با سوخت هایی با ارزش حرارتی کمتر نیز از مزیت های OEC می باشد. از آنجا که حدود ۱۵٪ از هزینه های احداث یک نیروگاه به مولد بخار آن مربوط می شود، استفاده از این روش می تواند منجر به صرفه جویی قابل توجهی در هزینه های اولیه نیروگاه گردد. بیش از سی سال است که OEC در دنیا مطرح می باشد و امروزه در صنایع مختلفی مانند صنایع ذوب شیشه، آلومینیوم، سیمان و زباله سوزها از این شیوه استفاده می شود. این روش جدید تولید توان نیازمند مقدار زیادی اکسیژن می باشد، بنابراین تولید اکسیژن از نظر اقتصادی پارامتر مهمی بشمار می رود. دو دیدگاه مختلف در ارتباط با این ایده می تواند مورد توجه واقع گردد: یکی هماهنگ سازی بهتر میان واحد تولید توان و واحد جداکننده هوا و دیگر توسعه و ایجاد یک روش جدید جداسازی هوا. در سال های اخیر تلاش های بسیاری در جهت توسعه روش جداسازی سرامیکی هوا

۱- استادیار دانشکده مکانیک دانشگاه علم و صنعت ایران

۲- کارشناس مکانیک

۳- کارشناس مکانیک

صورت گرفته است که از نظر تئوری ساده ولی از نظر عملی با چالش های فراوان روبروست. این در حالی است که جهش های صنعتی در آینده چندان دور از تصور نیست.

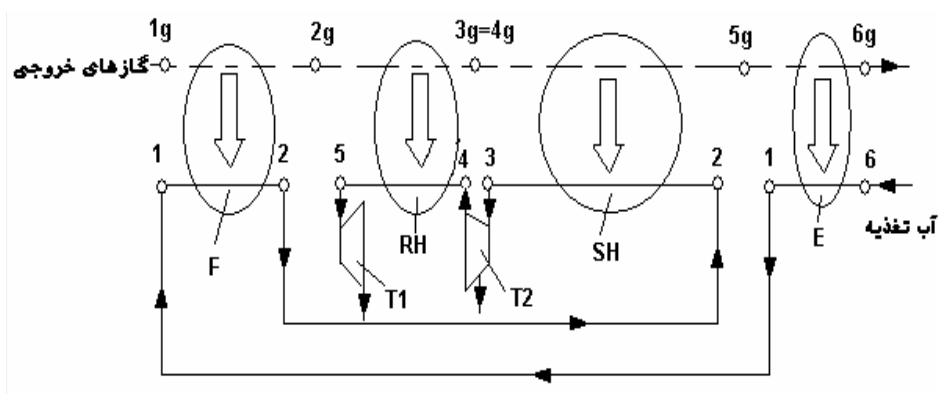
در این مقاله تأثیر استفاده از اکسیژن در بویلر بررسی می شود. بویلر موجود (بویلر پایه) با هوای اتمسفریک عمل می کند که تأثیر احتراق غنی شده از اکسیژن در مصرف سوخت، مقدار آلاینده ها و همچنین کاهش سطوح انتقال حرارت این بویلر مورد بررسی قرار می گیرد.

۲- بویلر موجود (حالت پایه)

بویلر موجود یک بویلر¹ SCRPP می باشد که اطلاعات مربوط به آن در جدول (۱) آمده است. در این مقاله سطوح انتقال حرارت در دو حالت پایه (استفاده از هوای اتمسفریک) و غنی شده از اکسیژن محاسبه و تفاوت های موجود میان دو حالت مختلف بررسی شده است. در شکل (۱) شماتیکی از جریانات موجود در بویلر که در آن سوپر هیتر در مسیر جریانات پایین رونده در قسمت جابجایی و بازگرمکن در قسمت افقی و به طور مستقیم در معرض تشعشعات شعله قرار گرفته، نشان داده شده است.

جدول ۱: مشخصات بویلر پایه

| وضعیت هندسه | | | |
|---|----------------------------|---|----------------------------|
| حجم = 3270 m^3 | | کوره | |
| چند مرحله ای ، مجموعه لوله های پراکنده ^۲ | | سوپر هیتر | |
| تک مرحله ای ، مجموعه لوله های پراکنده | | ری هیتر | |
| تک مرحله ای ، مجموعه لوله های پراکنده و فین دار | | اکونومایزر | |
| وضعیت عملکرد | | | |
| ۱۲۶۰ t/h | نرخ جرمی بخار ری هیت m'' | ۱۳۵۰ ton/hour | نرخ جرمی بخار اولیه m' |
| $309/28^\circ\text{C}$ | دمای آب ورودی به بویلر | $260/5^\circ\text{C}$ | دمای آب تغذیه |
| 538°C و 305°C | ورود و خروج ری هیتر | 540°C و 374°C | ورود و خروج سوپر هیتر |
| ۲۴۵ بار | فشار خروجی سوپر هیتر | $367/7^\circ\text{C}$ | گازهای خروجی از اکونومایزر |
| 318°C | | دمای هوای خروجی از پیش گرم کن هوا | |



شکل ۱: شماتیکی از چگونگی ارتباط اجزای مولد بخار با یکدیگر

¹ (Supercritical, Radiant, Reheat and Presurized)

² staggered

۳- محاسبات احتراق و انتقال حرارت

۳-۱- محاسبات احتراق

فرآیند احتراق در شرایط رطوبت نسبی ۴۰٪ و با ۷٪ هوای اضافی در نظر گرفته شده است. الگوریتم محاسبات احتراق با بکار گرفتن تکنیک های عددی که روی یک سری از معادلات غیر خطی حاصله از واکنش های تجزیه ای اعمال می شود، بنا شده است. محصولات احتراق بدون در نظر گرفتن واکنش های تجزیه تنها H_2O ، CO_2 و N_2 می باشد. این گازها بواسطه دمای بالای احتراق در طی واکنش های اولیه ای تجزیه شده و محصولاتی را به وجود می آورند که یا تا انتها در ترکیب نهایی باقیمانده و یا اینکه خود در واکنش های ثانویه ای تجزیه شده و اجزای دیگری را بوجود می آورند. در این جا تنها هفت واکنش تجزیه ای اولیه و ثانویه در نظر گرفته شده است که در جداول (۲) و (۳) آورده شده اند.

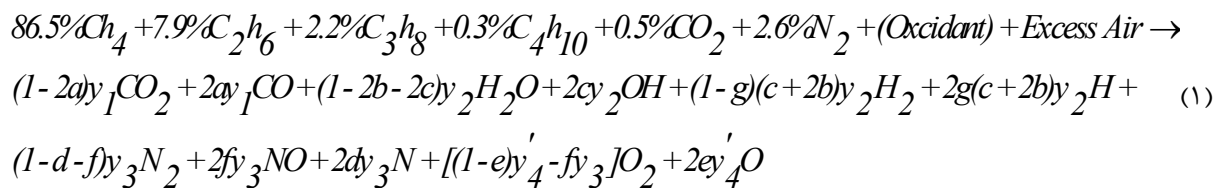
جدول ۲: واکنش های تجزیه ای دسته اول

| واکنش | $2CO_2 \rightarrow 2CO + O_2$ | $2H_2O \rightarrow 2H_2 + O_2$ | $2H_2O \rightarrow 2OH + H_2$ | مقدار H_2O باقیمانده | $N_2 \rightarrow 2N$ |
|----------------------------|--|--|---|---|---|
| | 1 0 0 | 1 0 0 | 1 0 0 | | 1 0 |
| | -2a 2a a | -2b 2b b | -2c 2c c | | -d 2d |
| | 1-2a 2a a | 1-2b 2b b | 1-2c 2c c | | 1-d 2d |
| مول های واکنش دهنده ها | $y_1 \left[\frac{Kmol CO_2}{Kmol fuel} \right]$ | $y_2 \left[\frac{Kmol H_2O}{Kmol fuel} \right]$ | | | $y_3 \left[\frac{Kmol N_2}{Kmol fuel} \right]$ |
| مول های حاصله بعد از تجزیه | به عنوان محصول نهایی | $(1-2a)y_1 \left[\frac{Kmol CO_2}{Kmol fuel} \right]$ $2ay_1 \left[\frac{Kmol CO}{Kmol fuel} \right]$ | | $2cy_2 \left[\frac{Kmol OH}{Kmol fuel} \right]$ | $2dy_3 \left[\frac{Kmol N}{Kmol fuel} \right]$ |
| | شرکت محصول ثانویه در واکنش دیگر | $ay_1 \left[\frac{Kmol O_2}{Kmol fuel} \right]$ | $2by_2 \left[\frac{Kmol H_2}{Kmol fuel} \right]$ $by_2 \left[\frac{Kmol O_2}{Kmol fuel} \right]$ | $cy_2 \left[\frac{Kmol H_2}{Kmol fuel} \right]$ | |
| | مول مصرف شده از واکنش گر ها | $-2ay_1 \left[\frac{Kmol CO_2}{Kmol fuel} \right]$ | $-2by_2 \left[\frac{Kmol H_2O}{Kmol fuel} \right]$ | $-2cy_2 \left[\frac{Kmol H_2O}{Kmol fuel} \right]$ | $-dy_3 \left[\frac{Kmol N_2}{Kmol fuel} \right]$ |

جدول ۳: واکنش های تجزیه ای دسته دوم

| | | | | | | |
|----------------------------|---|---|---|--|--|---|
| واکنش | $O_2 \rightarrow 2O$ 1 0 -e 2e 1-e 2e | $O_2 + N_2 \rightarrow 2NO$ 1 1 0 -f -f 2f 1-f 1-f 2f | مقدار O_2 باقیمانده | مقدار N_2 باقیمانده | $H_2 \rightarrow 2H$ 1 0 -g 2g 1-g 2g | |
| مول های واکنش دهنده ها | $y'_4 = y_4 + ay_1 + by_2$ $\left[\frac{Kmol O_2}{Kmol fuel} \right]$ | $y_3 \left[\frac{Kmol N_2}{Kmol fuel} \right]$ | $\left[\frac{Kmol O_2}{Kmol fuel} \right] (1-e)(y_4 + ay_1 + by_2) - fy_3$ | $\left[\frac{Kmol N_2}{Kmol fuel} \right] (1-d-f)y_3$ | $(2b+c)y_2 \left[\frac{Kmol H_2}{Kmol fuel} \right]$ | |
| مول های حاصله بعد از تجزیه | به عنوان محصول نهایی | $2e(y_4 + ay_1 + by_2) \left[\frac{Kmol O}{Kmol fuel} \right]$ | | | $2fy_3 \left[\frac{Kmol NO}{Kmol fuel} \right]$ | $(1-g)(2b+c)y_2 \left[\frac{Kmol H_2}{Kmol fuel} \right]$ $2g(2b+c)y_2 \left[\frac{Kmol H}{Kmol fuel} \right]$ |
| | شرکت محصول ثانویه در واکنش دیگر | | | | | |
| | مول مصرف شده از واکنش گرها | $-e(y_4 + ay_1 + by_2) \left[\frac{Kmol O_2}{Kmol fuel} \right]$ | | | $-fy_3 \left[\frac{Kmol O_2}{Kmol fuel} \right]$ $-fy_3 \left[\frac{Kmol N_2}{Kmol fuel} \right]$ | $-g(2b+c)y_2 \left[\frac{Kmol H_2}{Kmol fuel} \right]$ |

در نهایت پس از در نظر گرفتن واکنش های میانی ترکیب محصولات به شکل ذیل خواهد بود:



هدف یافتن ضرایب a, b, c, d, e, f, g و y_1, y_2, y_3, y_4 می باشد. مقدار ضرایب y_1, y_2, y_3, y_4 با استفاده از معادلات بقای جرم برای C, O, N و H بدست می آید، مقادیر a...g نیز با استفاده از ثابت های تعادل برای هفت واکنش تجزیه ای بدست می آیند.

۳-۱-۱- محاسبه ثابت های تعادل برای واکنش های تجزیه ای

ثابت تعادل، K_p ، خود تابعی از دما به گونه ذیل می باشد :

$$\ln K_p = x_1 + Tx_2 + T^2x_3 + T^3x_4 + T^4x_5 - \frac{1}{T}x_6 + (\ln T)x_7 \quad (2)$$

در جداول مقادیر X_i برای رنج های دمایی مشخص آورده شده اند [۳]. از اینرو مقدار دما نیز بر مجهولات افزوده خواهد شد، پس برای حل دستگاه معادلات غیر خطی معادله هشتمی نیاز است که معادله بقای انرژی می باشد.

۲-۱-۳- محاسبه دمای احتراق پس از انجام واکنش های تجزیه ای

معادله انرژی، که از توازن مقدار آنتالپی در دو طرف واکنش به دست می آید به صورت ذیل است:

$$H_f + H_a = H_{lg}(T_{lg}, X_i(T_{lg})) \quad (۳)$$

که در آن، H_f ، آنتالپی سوخت در دمای پیش گرم شده T_{PH} ؛ H_a ، آنتالپی هوای احتراق در دمای پیش گرم شده T_{PH} ؛ H_{lg} ، آنتالپی گازهای خروجی در دمای T_{lg} ، به عنوان تابعی از این دمای مجهول و ترکیب وابسته به دمای گازهای خروجی X_i ، جزء مولی اجزای گازهای خروجی که بعد از واکنش های تجزیه ای بوجود آمده اند، می باشد [۴].

آنتالپی سوخت H_f را می توان به صورت ذیل بیان نمود:

$$H_f = \sum (c_m h_n) \left[(h_f^o)_{c_m h_n} + \int_{T_o}^{T_{PH}} c_{P,c_m h_n} dT \right] + (c_{O_2}) \left[(h_f^o)_{c_{O_2}} + \int_{T_o}^{T_{PH}} c_{P,c_{O_2}} dT \right] + (N_2) \int_{T_o}^{T_{PH}} c_{P,N_2} dT \quad (۴)$$

که در این رابطه، $(c_m h_n)$ بیانگر دسته گازهای هیدروکربنی موجود در سوخت و پرنترها مشخص کننده جزء مولی اجزا در مخلوط گازی هستند.

معادله آنتالپی هوا به صورت ذیل است:

$$H_a = M_a \left[x_{O_2} \int_{T_o}^{T_{PH}} c_{P,O_2} dT + x_{N_2} \int_{T_o}^{T_{PH}} c_{P,N_2} dT + x_{H_2O} \left((h_f^o)_{H_2O} + \int_{T_o}^{T_{PH}} c_{P,H_2O} dT \right) \right] \quad (۵)$$

که در آن، x ، نمایانگر جزء مولی اجزاء در هوای احتراق می باشد.

در نهایت H_{lg} ، را می توان به شکل ذیل بیان نمود:

$$H_{lg} = M_{CO_2} \left[(h_f^o)_{CO_2} + \int_{T_o}^{T_{lg}} c_{P,CO_2} dT \right] + M_{CO} \left[(h_f^o)_{CO} + \int_{T_o}^{T_{lg}} c_{P,CO} dT \right] + M_{H_2O} \left[(h_f^o)_{H_2O} + \int_{T_o}^{T_{lg}} c_{P,H_2O} dT \right] + M_{OH} \left[(h_f^o)_{OH} + \int_{T_o}^{T_{lg}} c_{P,OH} dT \right] + M_O \left[(h_f^o)_O + \int_{T_o}^{T_{lg}} c_{P,O} dT \right] + M_H \left[(h_f^o)_H + \int_{T_o}^{T_{lg}} c_{P,H} dT \right] + M_N \left[(h_f^o)_N + \int_{T_o}^{T_{lg}} c_{P,N} dT \right] + M_{NO} \left[(h_f^o)_{NO} + \int_{T_o}^{T_{lg}} c_{P,NO} dT \right] + M_{N_2} \int_{T_o}^{T_{lg}} c_{P,N_2} dT + M_{O_2} \int_{T_o}^{T_{lg}} c_{P,O_2} dT + M_{H_2} \int_{T_o}^{T_{lg}} c_{P,H_2} dT \left[\frac{J}{Kmol fuel} \right] \quad (۶)$$

سر انجام با حل دستگاه هشت معادله و هشت مجهول غیر خطی، که شامل معادلات حاصل از روابط ثابت تعادل و معادله انرژی می باشد، توسط کد کامپیوتری نوشته شده بر مبنای روش نیوتن - رافسون مقدار مجهولات بدست خواهند آمد.

۲-۳- محاسبه سطوح انتقال حرارت

معادلات عمومی مورد استفاده در محاسبه سطوح انتقال حرارت به سطح انتقال حرارت خارجی لوله ها بستگی دارند. در این معادلات سطح انتقال حرارت خارجی و دمای میانگین آنها استفاده می شوند.

به منظور حل این معادلات موارد ذیل محاسبه و یا در صورت لزوم فرض خواهند شد:

- سرعت متوسط جریانها

- طول مسیر متوسط تشعشعی در میان حجم گازها
- ضریب هدایت حرارتی جنس لوله
- قطرهای خارجی و داخلی لوله ها و نحوه قرارگیری آنها در مجموعه لوله
- خواص و پارامترهای جریان ها در دمای میانگین

برای محاسبه سطوح انتقال حرارت در اکونومایزر، کوره، ری هیتر و سوپرهیتر از رابطه (۷) استفاده شده است :

$$\dot{Q} = (h_e + h_r).A.(\bar{T}_g - \bar{T}_{Wall}) \quad (7)$$

که در آن \bar{T}_g دمای میانگین گازها ، \bar{T}_{Wall} دمای میانگین دیواره لوله ها ، A سطح انتقال حرارت ، h_e و h_r به ترتیب ضرایب انتقال حرارت جابجایی و تشعشعی خارجی و \dot{Q} نرخ حرارتی می باشند [۵].

۱-۲-۳- نرخ های حرارتی

نرخ های حرارتی از روی مشخصات بویلر پایه که در جدول (۱) آورده شده است، با توجه به رابطه (۸) تعیین می گردند.

$$\dot{Q} = \dot{m}(h_e - h_i) \quad (8)$$

برای بویلر در دو حالت پایه و حالتی که از اکسیژن استفاده می شود نرخ های حرارتی یکسانی مد نظر است، بنابراین با توجه به شکل (۱) نرخ های حرارتی در قسمت های مختلف بویلر محاسبه می گردد.

۲-۲-۳- دمای گازها

مسیر عبور گازهای حاصل از احتراق در شکل (۱) نشان داده شده است. دمای میانگین گازها ، با توجه به نرخ های حرارتی و همچنین دمای T_{1g} که از حل معادله احتراق به دست می آید، از یک روش سعی و خطا بدست می آیند که در جدول (۴) نتایج محاسبات آورده شده است.

جدول ۴: دمای گازهای عبور کننده از مولد بخار

| % O_2 | $T_{1g} [K]$ | $T_{2g} [K]$ | $T_{3g} = T_{4g} [K]$ | $T_{5g} [K]$ | $T_{6g} [K]$ |
|---------|--------------|--------------|-----------------------|--------------|--------------|
| ۱۰۰ | ۸/۲۸۶۹ | ۹/۲۵۳۵ | ۷/۲۱۲۳ | ۶/۹۲۱ | ۷۱۰ |
| ۷۵ | ۴/۲۶۵۹ | ۸/۲۳۵۲ | ۹/۱۹۷۴ | ۳/۸۷۷ | ۹/۶۸۴ |
| ۵۰ | ۷/۲۴۶۹ | ۴/۲۱۸۸ | ۸/۱۸۴۱ | ۳/۸۳۶ | ۹/۶۶۰ |
| ۳۵ | ۵/۲۳۵۶ | ۴/۲۰۹۰ | ۵/۱۷۶۲ | ۲/۸۱۱ | ۷/۶۴۵ |
| ۲۵ | ۲۲۸۰ | ۸/۲۰۲۳ | ۱/۱۷۰۸ | ۳/۷۹۲ | ۲/۶۳۳ |
| ۲۱ | ۲۲۴۹ | ۷/۱۹۹۶ | ۷/۱۶۸۵ | ۴/۷۸۳ | ۸/۶۲۶ |

۳-۲-۳- سرعت متوسط جریان ها

سرعت متوسط در داخل لوله ها بر مبنای رنج های معمول و اقتصادی که در نیروگاه های مدرن استفاده می شود، انتخاب و در محاسبات لحاظ شده اند [۶،۷].

در مسیر گازهای خروجی سرعت بر مبنای قانون بقای جرم بدست می آید. بدین صورت که با داشتن دبی جرمی و سطح مقطع جریان در قسمت های مختلف بویلر و همچنین محاسبه چگالی مخلوط گازها می توان سرعت در هریک از اجزاء مولد بخار را به دست آورد.

۴-۲-۳- طول متوسط تشعشع گازهای خروجی

مقدار طول متوسط تشعشع بر اساس رابطه (۹) تخمین زده می شود:

$$L_r \cong 0.85 \cdot \frac{4V}{S_w} \quad [m] \quad (9)$$

که در آن: $V [m^3]$ عبارتست از حجمی که در آن انتقال حرارت تشعشی صورت می گیرد؛ و $S_w [m^2]$ مساحت سطح انتقال حرارت می باشد.

با در نظر گرفتن برخی فرضیات در رابطه با هندسه حجم و سطوح انتقال حرارت، طول متوسط تشعشع به صورتی که در ادامه آورده شده است، تخمین زده می شود.

برای حجم کوره : با به احتساب آوردن این واقعیت که تنها جزئی از همه سطح داخلی حجم کوره با سطوح انتقال حرارت شامل ردیف لوله ها پوشانده شده است. معمولاً، مابین حجم کوره و کانال جریان رو به پایین، قسمت های اتصال دهنده ای قرار دارند، علاوه بر آن بر روی دیواره های عمودی کوره سطوح مرده ای که برای جاگذاری مشعل ها تعبیه شده اند وجود دارد. این سطوح و انتهای V شکل کوره، نمی توانند با لوله های انتقال جریان پوشانده شوند بر مبنای داده های تجربی مقدار طول متوسط 10 m برای کوره در نظر گرفته شده است.

حجم تشعشی در داخل ری هیتر و سوپرهیتر : رابطه ای که برای تعیین طول متوسط تشعشع استفاده می شود با فرض مشابه بودن این دو مبدل حرارتی به صورت ذیل است:

$$L_r^{RH,S} = 3.4 \frac{\left(2d_e \cdot \frac{\Pi}{2} d_e - \frac{\Pi}{4} d_e^2 \right)}{\Pi d_e} = 0.05 \text{ m} \quad (10)$$

حجم آزاد تشعشع داخل اکونومایزر: از آنجایی که مشخصه های هندسی دسته لوله های پراکنده با فین های مارپیچی می تواند بسیار گوناگون باشد، طول متوسط تشعشع حدود 10 مرتبه کوچکتر از مقدار آن برای ری هیتر و سوپرهیتر در نظر گرفته شده است، یعنی $0.05/0 \text{ m}$

۵-۲-۳- ضرایب انتقال حرارت جابجایی

۵-۲-۳-۱- در طول مسیر بخار- مایع

از آنجا که عدد رینولدز جریان در داخل لوله های اکونومایزر، ری هیتر و سوپرهیتر بزرگتر از 10^4 می باشد و همچنین در آنها جریان از نوع تک فاز می باشد، برای محاسبه ضریب انتقال حرارت از رابطه دیتوس- بولتر^۱ استفاده شده است [۵،۸]. برای محاسبه ضریب انتقال حرارت در داخل لوله های کوره می بایست از روابط دو فاز استفاده نمود [۹].

$$h = h_c + h_{NCB}$$

$$h_c = 0.023 \text{ Re}^{0.8} \text{ Pr}^{0.4} \times \frac{k}{d} \times F \quad (11)$$

$$h_{NCB} = 0.00122 \left[\frac{k_f^{0.79} c_{pf}^{0.45} p_f^{0.49}}{\sigma^{0.5} \mu_f^{0.29} h_{fg}^{0.24} p_g^{0.24}} \right] \Delta T_{sat}^{0.24} \Delta P_{sat}^{0.75} \cdot S$$

ضرایب تصحیح S و F با توجه به نمودارهای منبع ذکر شده تعیین می گردند.

جدول ۵: ضریب انتقال حرارت جابجایی داخلی

| سوپرهیتر | ری هیتر | کوره | اکونومایزر | $h_i \text{ (kW/m}^2\text{K)}$ |
|----------|---------|------|------------|--------------------------------|
| ۱۲/۲۳ | ۸۲۲/۱۷ | ۸/۲۰ | ۵۴۱/۱۴ | |

¹ Dittus - Boelter

۲-۵-۳- در طول مسیر گازهای خروجی

ضریب انتقال حرارت خارجی در کوره، شدیداً به هندسه طراحی و شدت جریان اجباری و همچنین به تعداد و نوع مشعل ها و نحوه قرارگیری آن ها در دیواره ها بستگی دارد و به سادگی قابل محاسبه نیست و رابطه عمومی نیز برای محاسبه آن در دست نمی باشد، لذا با توجه به اینکه این ضریب در کوره معمولاً بین $\frac{kW}{m^2.K}$ ۰۰۵/۰ تا ۰۲/۰ قرار دارد، در اینجا فرض شده است که برای کوره مورد نظر مقدار h_e در حدود $\frac{kW}{m^2.K}$ ۰۱۵/۰ باشد.

ضریب انتقال حرارت خارجی در اکونومایزر، ری هیتر و سوپرهیتر از رابطه ذیل بدست می آید [۱۰].

$$h_e = 0.33 \cdot (\text{Re})^{0.6} \cdot (\text{Pr})^{0.33} \cdot \frac{K}{d_e} \quad (12)$$

که در این رابطه گاهاً با توجه به هندسه و همچنین بافل^۱ دار بودن یا نبودن لوله ها، ضرایبی ضرب می گردد.

جدول ۶: ضریب انتقال حرارت جابجایی خارجی

| | % O ₂ | ۲۱ | ۲۵ | ۳۵ | ۵۰ | ۷۵ | ۱۰۰ |
|---------------------------------------|------------------|--------|---------|---------|---------|----------|--------|
| h _e (kW/m ² .K) | اکونومایزر | ۰/۰۳۶۶ | ۰/۰۳۶۴ | ۰/۰۳۶ | ۰/۰۳۵۱۷ | ۰/۰۳۴۵۵ | ۰/۰۳۵ |
| | کوره | ۰/۰۱۵ | ۰/۰۱۵ | ۰/۰۱۵ | ۰/۰۱۵ | ۰/۰۱۵ | ۰/۰۱۵ |
| | ری هیتر | ۰/۱۳۳ | ۰/۱۳۲۹ | ۰/۱۳۲۷۵ | ۰/۱۳۲۳ | ۰/۱۳۱۸ | ۰/۱۳۳۱ |
| | سوپرهیتر | ۰/۰۹۶۲ | ۰/۰۹۶۰۲ | ۰/۰۹۵۶۳ | ۰/۰۹۵۱۶ | ۰/۰۹۴۸۷۵ | ۰/۰۹۵۷ |

۶-۲-۳- دمای دیواره لوله و ضریب انتقال حرارت تشعشی

ضریب انتقال حرارت تشعشی و همچنین دمای دیواره طی یک فرآیند سعی و خطا از رابطه ذیل بدست می آیند [۵،۷]

$$h_r = \sigma (T_g^2 + T_{wall}^2) (T_g + T_{wall}) \left(\frac{1 + \epsilon_t}{2} \right) \times (\epsilon_g)_G \quad (13)$$

که در آن σ ، ثابت استفان-بولتزمن، T_g ، دمای متوسط گازهای خروجی، T_{wall} ، دمای دیواره، ϵ_t ، ضریب پخش تشعشی لوله و $(\epsilon_g)_G$ ، ضریب پخش تشعشی گازهای خروجی در دمای متوسط آن ها در ناحیه مورد نظر. لازم به ذکر است که در طی فرآیند سعی و خطا دمای دیواره از روابط موجود در منبع [۱۱] بر حسب دمای کارلیک بدست می آید. مقادیر بدست آمده برای ضریب تشعشی و دمای دیواره در جداول (۷) و (۸) آورده شده اند.

جدول ۷: ضریب انتقال حرارت تشعشی بر حسب درصد اکسیژن

| | % O ₂ | ۲۱ | ۲۵ | ۳۵ | ۵۰ | ۷۵ | ۱۰۰ |
|--------------------------------------|------------------|---------|--------|--------|--------|--------|--------|
| h _r (W/m ² .K) | اکونومایزر | ۰/۶۸ | ۰/۸۱۸۲ | ۱/۰۱ | ۱/۱۴۵ | ۱/۳۵ | ۱/۵۸۳ |
| | کوره | ۷۷/۰۷۵ | ۸۳/۴۲۳ | ۹۵/۶۰۲ | ۱۰۸/۵۷ | ۱۲۲/۶ | ۱۴۷/۳۷ |
| | ری هیتر | ۱۰/۹۶۲۵ | ۱۵/۳۱۲ | ۲۱/۸۳۴ | ۲۸/۶۹۴ | ۳۷/۷۵۵ | ۴۶/۱۹۷ |
| | سوپرهیتر | ۸/۴۱۰۴ | ۱۳/۷۲۶ | ۲۰/۳۳۸ | ۲۸/۶۵ | ۳۸/۷۶۴ | ۴۰/۳۹۷ |

۴- نتایج

اساساً، استفاده از هوای غنی شده از اکسیژن دو نتیجه را در بویلر به همراه خواهد داشت: این روش جزء جرمی نیتروژن را کاهش داده، و موجب افزایش دمای آدیاباتیک شعله می شود. این امر واضح است که احتراق غنی شده از اکسیژن می تواند به

¹ Baffle

شدت الگوهای انتقال حرارت سیستمی که در آن هر دو پدیده انتقال حرارت تشعشعی و جابجایی وجود دارد را تحت تأثیر قرار دهد.

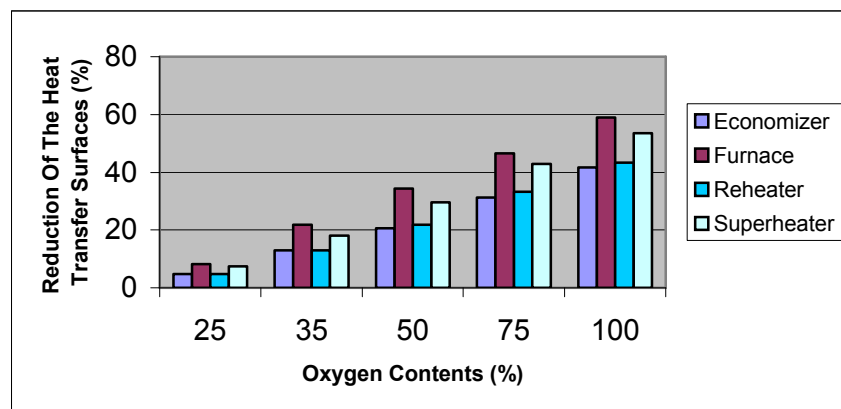
جدول ۸ : دمای دیواره لوله ها بر حسب درصد اکسیژن

| | % O ₂ | ۲۱ | ۲۵ | ۳۵ | ۵۰ | ۷۵ | ۱۰۰ |
|-----------------------|------------------|-------|--------|--------|--------|--------|--------|
| T _{Wall} (K) | اکونومایزر | ۵۵۹ | ۵۵۹/۱۳ | ۵۵۹/۴۳ | ۵۵۹/۷۵ | ۵۶۰/۲۳ | ۵۶۰/۶ |
| | کوره | ۶۲۳/۵ | ۶۲۴/۷۵ | ۶۲۵/۱۲ | ۶۲۶/۶ | ۶۲۷/۶ | ۶۲۸/۶ |
| | ری هیتر | ۷۰۰/۹ | ۷۰۳/۳۴ | ۷۰۶/۹۳ | ۷۱۰/۱۵ | ۷۱۲/۹۳ | ۷۱۳/۹۱ |
| | سوپر هیتر | ۷۲۸/۶ | ۷۲۹/۱۸ | ۷۳۰/۲ | ۷۳۱/۲۴ | ۷۳۲/۴ | ۷۳۳/۱۳ |

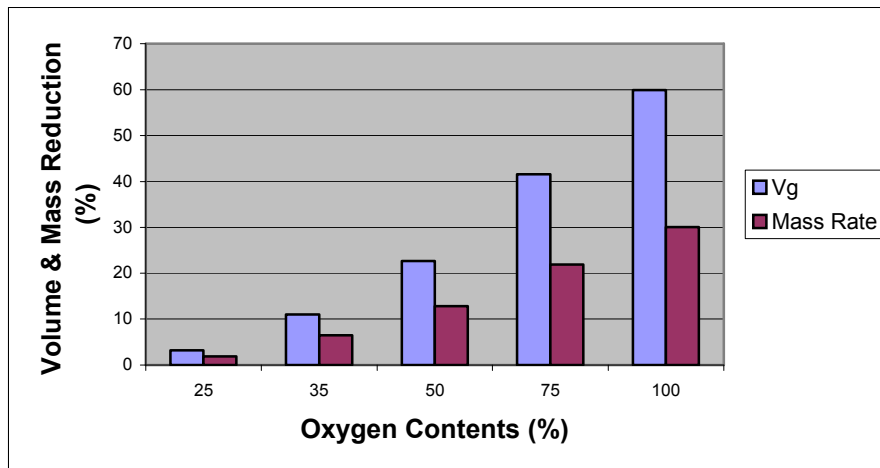
در شرایطی که دمای زیاد شعله نقش سودمندی را در انتقال حرارت تشعشعی دارد، کاهش نرخ جریان در قسمت جابجایی مجموعه و همچنین کمتر بودن مقدار دما در این نواحی نسبت به نواحی تشعشعی، ممکن است منجر به کاهش نرخ انتقال حرارت در این ناحیه گردد. این بدان معنی است که برای سیستم هایی که انتقال حرارت تشعشعی مکانیزم اصلی انتقال حرارت است، مانند کوره های سیمان یا ذوب شیشه، احتراق غنی شده از اکسیژن می تواند بدون اصلاحات چندانی در ساختار سیستم بکار گرفته شود. اگرچه، برای سیستم هایی که انتقال حرارت جابجایی در آن ها مهم است، تغییراتی در تجهیزات به جهت ثابت نگه داشتن پارامتر های طراحی بدون اصلاح ساختار مبدل حرارتی، باید داده شود.

۱-۴ - نتایج استفاده از هوای غنی شده از اکسیژن در احتراق

- کاهش سطوح انتقال حرارت بویلر (نمودار (۱)).
- کاهش مصرف سوخت تا ۳۰٪ (نمودار (۲)).
- افزایش دمای آدیاباتیک شعله و ضریب انتقال حرارت در داخل بویلر.
- کاهش حجم گازهای خروجی به میزان ۶۰٪ - ۵٪ (نمودار (۲)).
- در ابتدا میزان تولید NO_x حرارتی به دلیل افزایش دمای شعله افزایش می یابد، ولی برای مقادیر غنی سازی بیش از ۵۰٪ به دلیل کاهش مقدار نیتروژن موجود در هوای ورودی میزان تولید NO_x کاهش می یابد، که این نتیجه با توجه به محاسبه جزء مولی محصولات احتراق توسط کد کامپیوتری به ازای درصدهای مختلف اکسیژن، بدست آمده و در نمودار (۳) نشان داده شده است.
- در نمودار (۴) میزان تولید CO_2 و CO به ازای درصدهای مختلف غنی سازی اکسیژن نشان داده شده است.



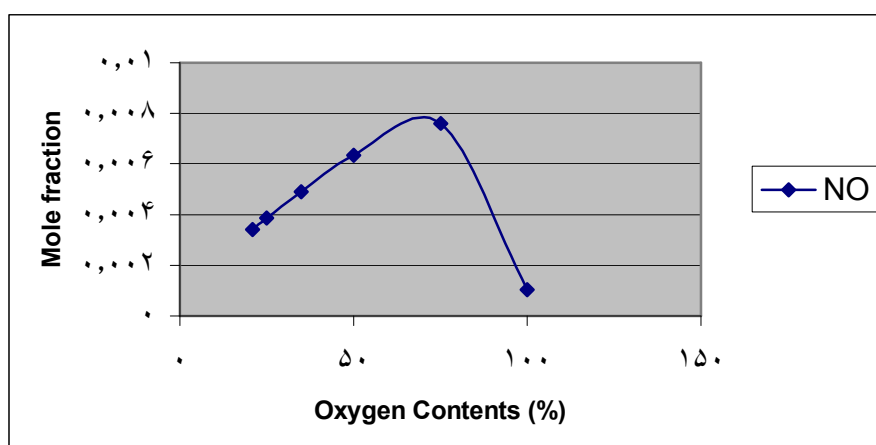
نمودار ۱: درصد کاهش سطوح حرارتی



نمودار ۲: درصد کاهش حجم و نرخ جرمی محصولات

۲-۴- کنترل NO_x

بر اساس تئوری، احتراق غنی شده از اکسیژن ممکن است که به دلیل دمای بیشتر شعله میزان تولید NO_x را در مقایسه با حالتی که از هوای اتمسفریک استفاده می کنیم افزایش دهد. در عمل، تمهیداتی را می توان در نظر گرفت که بر اساس آن مقدار NO_x ثابت مانده و یا حتی کاهش بیابد، مانند احتراق مرحله ای^۱. در هر منطقه و در هر زمانی تلاش مقتضی به منظور کاهش انتشار این آلاینده ها باید صورت پذیرد. در مواقعی که نیازمند کاهش زیاد این آلاینده ها هستیم، باید از روش های پس احتراقی مانند $SNCR^2$ یا SCR^3 ، به همراه احتراق با هوای اضافی کم و روش های ویژه احتراق، مانند احتراق مرحله ای و یا چرخش گازهای خروجی به داخل محفظه احتراق، استفاده کنیم. در حالت کلی راهکارهایی که برای کنترل NO_x در این روش استفاده می شود ممکن است با حالتی که از هوای اتمسفریک در احتراق استفاده می کنیم یکسان باشند، اما مقدار کمتر گازهایی که باید مورد پالایش قرار گیرند، موجب حجم کمتر تجهیزات مورد نیاز شده و در نهایت مزایای اقتصادی فراوانی را استفاده از روش OEC از نقطه نظر کنترل NO_x به همراه داشت. میزان تولید NO و همچنین مقدار CO و CO_2 به ازای درصدهای مختلف اکسیژن در نمودارهای (۳) و (۴) آورده شده اند.

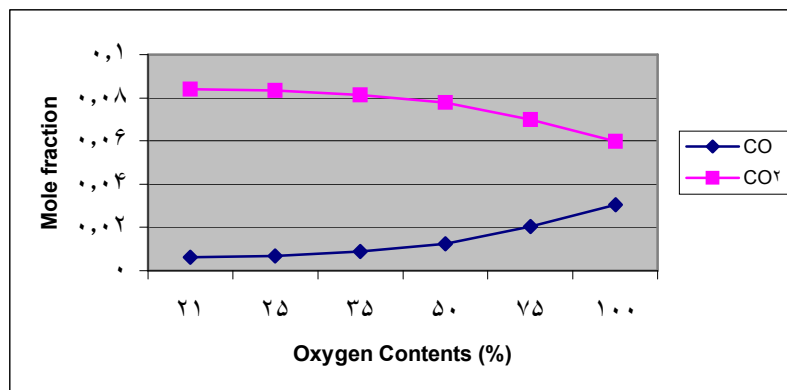


نمودار ۳: مقدار NO در محصولات

¹ Staged combustion

² Selective non-catalytic reduction

³ Selective catalytic reduction

نمودار ۴: مقدار CO و CO₂ در محصولات

جمع بندی

نکته مهمی که باید به آن توجه نمود این مطلب است که دمای زیاد شعله می تواند موجب سوختگی و آسیب دیدن سطح لوله ها شود. از اینرو برای اطمینان بیشتر در این رابطه، لوله ها را ترجیحاً از آلیاژ آهن، کرومیوم^۱ و نیکل (Ni - Fe - Cr)، مانند انواع مختلف اینگنل^۲ ساخته می شوند. علاوه بر این در مواردی که از درصد بالایی اکسیژن در احتراق استفاده می گردد- مثلاً احتراق سوخت با ۱۰٪ اکسیژن - یک پوشش سرامیکی نیز برای لوله ها در نظر گرفته می شود.

- به طور کلی به منظور استفاده از احتراق غنی شده از اکسیژن در نیروگاه ها باید موارد ذیل را در نظر گرفت:
- برآورد کاهش هزینه های ناشی از کاهش مساحت سطوح انتقال حرارت و اندازه بویلر، کاهش حجم گازهای خروجی و هزینه های مربوط به پالایش آنها و صرفه جویی حاصله در مصرف سوخت.
- برآورد هزینه های اضافه شده ناشی از تأمین اکسیژن مورد نیاز و افزایش استحکام لوله ها به منظور تحمل تنش های حرارتی.

در نهایت با بررسی موارد فوق است که می توان شرایط بکارگیری این شیوه را در نیروگاه ها ارزیابی نمود. با توجه به پیشرفت تکنولوژی هزینه های مربوط به تولید اکسیژن رو به کاهش است، علاوه بر آن مسئله کاهش مقدار آلاینده ها و سلامت محیط زیست و قوانین محلی در این مورد نیز موضوعی مهم است که در کنار موارد ذکر شده می تواند عامل تأثیر گذاری باشد.

مراجع

- [1] Marin ,O , Charon ,O AND Performis ,O, Steam Generation Apparatus And Methods, U.S. Patent 2004
- [۲] میرعمادی، م، رحمتی، ا، "احتراق غنی شده از اکسیژن در بویلر فوق بحرانی نیروگاه" پایان نامه دوره کارشناسی، ۱۳۸۴
- [3] Turns ,S,R, An Introduction To Combustion Concepts And Applications, McGraw Hill 1996
- [4] Cengel ,Y,A and Boles,M,A, Thermodynamics: An Engineering Approach, 1994
- [5] Incropera,F,P ,Dewitt,D,P, Fundamentals Of Heat & Mass Transfer, John Wiely & Sons, 1990
- [6] NAG ,P,K, Power Plant Engineering McGraw Hill, 2001
- [7] Weisman , J, Modern Power Plant Engineering, Prentice-Hall 1985
- [۸] کاکاک، س، لیو، ه، ترجمه: صنایع، س، مبادله کن های گرما، انتشارات دانشگاه علم و صنعت ایران ۱۳۸۱
- [9] Collier ,J,G and Thome ,J,R, Convective Boiling And Condensation, Clarendon press oxford 1996
- [10] Skrotzki ,G,A and Vopat ,W,A, Power Station Engineering And Economy, McGraw Hill 1960
- [11] Kern ,D,Q, Process Heat Transfer, McGraw Hill 1965

1 Chromium
2 Inconel