Archive of SID

بررسی نقش اختلاط جریان‌ها در طراحی بهینه‌ی شبکه‌ی آب و انرژی

مجید عمیدپور*+، سید مهدی سوفاری
تهران، دانشگاه خواجه نصیرالدین طوسی، دانشکده مهندسی مکانیک، صندوق پستی ۳۳۸۱-۱۶۷۶۵

چکیده: *آب و انرژی دو منبع مهم مورد نیاز صنایع فرایندی هستند. در زمینه‌ی تحلیل همزمان مصرف آب و انرژی دو کار مهم یکی با بهره‌گیری از روش‌های مفهومی و ابزار ترسیمی و دیگری با استفاده از برنامه‌ریزی ریاضی صورت گرفته است. در مقاله‌ی قبلی نشان داده شد رویه‌ی به کارگرفته شده در دو روش مذکور همیشه به هدفگذاری بهینه منجر نمی‌شود و یک روند درست برای دستیابی به این هدف ارایه شد. در این مقاله ابتدا به موضوع بسیار مهم اختلاط و نقش آن در بهینه‌سازی انرژی شبکه‌های آب پرداخته شده و نشان داده می‌شود که با استفاده از اختلاط مناسب جریان‌ها، می‌توان شبکه‌ای با حداقل ظرفیت و تعداد مبدل مورد نیاز طراحی کرد. سپس با استفاده از ترکیبی از مدل‌های ریاضی و روش‌های مفهومی اصلاح شده مراحل هدف‌گذاری، طراحی شبکه‌ی آب و طراحی شبکه‌ی انتقال حرارت غیر مستقیم و مستقیم برای سامانه‌های معمول با هدف کمینه کردن تعداد مبدل‌های حرارتی انجام می‌پذیرد. نتیجه‌های شبیه‌سازی، بهبودهای نسبی را در مقایسه با نتیجه‌های روش‌های قبلی نشان می‌دهد.*

واژه‌های کلیدی: *کمینه‌سازی همزمان مصرف آب و انرژی، سامانه‌های نوع اول، سامانه‌های نوع دوم، اختلاط جریان‌ها، اختلاط غیرهم‌دما، انتقال حرارت مستقیم، انتقال حرارت غیر مستقیم، فناوری پینچ.*

KEY WORDS: *Simultaneous water and energy minimization, Systems of type one, Systems of type two, Mixing of streams, Non-isothermal mixing, Direct heat transfer, Indirect heat transfer, Pinch technology.*

مقدمه

پس از بحران نفتی دهه‌ی ۷۰ میلادی، بهینه‌سازی انرژی در فرایندهای صنعتی روند پرشتابی یافت. در اوایل دهه‌ی ۸۰ فناوری پینچ به عنوان ابزاری مدون برای سنتز شبکه‌ی مبدل‌های حرارتی ارایه شد. دهه‌ی ۸۰ مقارن با خشکسالی و بحران کم آبی بود. این موضوع افزون بر این تشدید اعمال محدودیت‌های زیست‌محیطی در مورد دورریزهای صنعتی صاحبان صنایع را بر آن داشت که به طور جدی به فکر کمینه‌سازی مصرف آب و تولید پساب بیفتند. با توجه به موفقیت‌های پینچ در زمینه‌ی بهینه‌سازی انرژی، این فناوری به‌حیطهٔ آب هم کشانده‌شد و در اوایل دهه ۹۰ میلادی مفاهیم شبکهٔ مبدل‌های جرمی و پینچ آبی معرفی شد.

در میان روش‌های مفهومی و ترسیمی که برای کمینه‌سازی آب و پساب در سامانه‌هایی که در آنها برای دفع آلایندگی جریان‌های فرایندی از آب استفاده می‌شود ارایه شده‌اند، می‌توان به‌روش *وانگ* و *اسمیت* به عنوان یک کار شاخص اشاره کرد. در این روش ابتدا با رسم نمودار غلظت بر حسب بار آلاینده‌ی منتقل شده برای تک‌تک فرایندها و سپس ترکیب آن‌ها در بازه‌های

*عهده دار مکاتبات
+E-mail: amidpour@kntu.ac.ir

www.SID.ir

Archive of SID

غلظت و به دست آمدن منحنی ترکیبی، خط تغذیه‌ی آب تازه با حداقل دبی و نقطهٔ پینچ به دست می‌آید. در مرحله‌ی بعد با یک روال که باز هم از منحنی ترکیبی کمک می‌گیرد و با استفاده از مصرف مجدد، طراحی شبکه برای ارضای هدف‌گذاری انجام شده صورت می‌گیرد [۱]. افزون بر روش‌های مفهومی، روش‌های ریاضی متفاوتی هم ارایه شد که بهترین آنها را می‌توان کار *بگازویچ* و *ساولسکی* دانست. آنها با ارایه‌ی یک سری تعاریف و اثبات چند قضیه در مورد فرایندهای مصرف‌کننده‌ی آب و پساب توانستند یک مدل LP[۱] برای هدف‌گذاری آب به دست آورند. آن‌ها همچنین در ادامه برای دستیابی به شبکه‌ای با حداقل تعداد اتصالات یک مدل MILP[۲] پیشنهاد دادند [۳،۲].

امروزه آب و انرژی دو منبع مهم مورد نیاز صنایع هستند، در برخی فرایندها لازم است آب مصرفی گرم شود. از طرفی ممکن است برخی فرایندها افزون بر نیاز به آب با کیفیت ویژه، دمای عملکرد خاصی نیز داشته باشند که آب می بایستی در آن دما وارد فرایند شود. دمای آب برای فرایندهایی چون استریل کردن، شستشو، تولید بخار و ... یک پارامتر مهم است. پژوهش‌ها نشان داد که در چنین فرایندهایی کمینه‌سازی یک‌بعدی و جداگانه‌ی آب و انرژی منجر به بهینگی کلی سامانه نمی‌شود. در زمینه‌ی تحلیل همزمان آب و انرژی دو کار مهم را می‌توان نام برد. یکی توسط ساولسکو و اسمیت انجام گرفت که در آن یک روش مفهومی ارایه شد. آنها ابتدا برای یک مسأله‌ی مفروض با استفاده از روش *وانگ* و *اسمیت* به هدف‌گذاری آب پرداخته و سپس با به کارگیری پینچ، انرژی حداقل یوتیلیتی مورد نیاز سامانه را تعیین کردند. در مرحله‌ی بعد با ارایه‌ی نمودار شبکه‌ای دو بعدی که در آن فرصت‌های مصرف مجدد و بازیافت حرارت به طور همزمان دیده می‌شد و با پیشنهاد قوانین مصرف مجدد در جهت کنترل اختلاط به طراحی شبکه پرداختند. ویژگی بارز کار آن‌ها، ارایه‌ی مفهوم سامانه‌های مجزا برای دستیابی به حداقل تعداد مبدل مورد نیاز در شبکه بود [۴]. اما کار مهم دیگری که در این زمینه انجام گرفت یک کار ریاضی بود و توسط *بگازویچ* و همکارانش ارایه گردید. آنها ابتدا با استفاده از مدل خطی ارایه شده در کارهای قبلی خواد به هدف‌گذاری آب پرداخته و سپس با بهره‌گیری از نمایش فضای حالت، مسأله به صورت یک ابرساختار یک مدل خطی برای تعیین حداقل یوتیلیتی مورد نیاز سامانه ارایه دادند. آنها همچنین در ادامه برای دستیابی به شبکه‌ای با حداقل تعداد مبدل حرارتی یک مدل MILP پیشنهاد دادند [۵].

نگارندگان در کار قبلی خود ابتدا با تقسیم‌بندی سامانه‌های آب و انرژی، موضوع بهینگی کلی در هدف‌گذاری را برای آنها مورد بررسی قرار داده و نشان دادند که رویه‌ی به‌کارگرفته شده در دو روش قبلی همیشه به هدف‌گذاری بهینه منجر نمی‌شود. آن‌ها یک روند درست برای تحقق این هدف ارایه داده و سپس دو مدل برنامه‌ریزی ریاضی برای هدف‌گذاری آب و انرژی پیشنهاد نمودند و در پایان یک مدل نیز برای طراحی شبکه ارایه دادند که البته چون در آن انتقال حرارت مستقیم ناشی از اختلاط جریان‌ها مد نظر قرار نگرفته بود نمی‌توانست یک شبکه‌ی بهینه باشد [۷].

در این مقاله ابتدا در ادامه‌ی تحلیل سامانه‌های آب و انرژی، به موضوع اختلاط و تأثیر آن در بهینه‌سازی شبکه‌های آب و انرژی پرداخته می‌شود. سپس برای سامانه‌های معمول، که ویژگی‌های آن‌ها ذکر خواهد شد، یک روش ویژه با هدف دستیابی به یک شبکه با حداقل تعداد مبدل‌های ارایه می‌شود. بدین ترتیب که در مرحله‌ی نخست مدل‌های ریاضی برای هدف‌گذاری بهینه ارایه شده و در مرحله‌ی بعد، طراحی شبکهٔ مبدل حرارتی با استفاده از یک روش مفهومی اصلاح شده صورت خواهد گرفت. در پایان هم برای طراحی شبکه‌ی انتقال حرارت مستقیم یک مدل ریاضی ارایه خواهد شد.

اختلاط

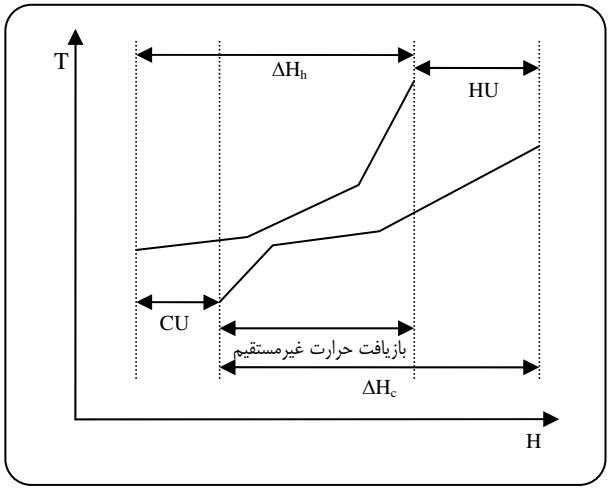
اختلاط یکی از مهم‌ترین موضوع‌ها در سامانه‌های آب و انرژی است. در مقاله‌ی قبلی به اثر اختلاط روی بخش آب یک سامانه اشاره شد [۷]. اما اختلاط جریان‌ها تأثیرهای مهمی هم در بخش انرژی سامانه دارد. فرض کنید برای یک مسأله هدف‌گذاری آب انجام شده و یک شبکه‌ی آب از بین پاسخ‌های ممکن انتخاب شده است. برای تعیین یوتیلیتی مورد نیاز این سامانه با استفاده از پینچ سنتی، گزینه‌های متفاوتی برای استخراج داده‌های دمایی جریانها وجود دارد. یک گزینه این است که می‌توان فرض کرد که انتقال حرارت بین تمام جریان‌ها فقط با روش غیر مستقیم یعنی مبدل‌های حرارتی صورت گیرد. در این صورت تمام اختلاط‌ها هم‌دما خواهند بود. برای اختلاط غیرهم‌دما گزینه‌های پیش رو زیاد است. اگر برای حالات متفاوت، منحنی ترکیبی رسم شده و پارامترهای نشان داده شده در شکل ۱

(۱) Linear programming

(۲) Mined integer linear programming

www.SID.ir

Archive of SID



شکل ۱ـ پارامترهای محاسبه شده برای گزینه‌های متفاوت استخراج داده‌های دمایی جریان‌ها از شبکه.

محاسبه شود، نتیجه‌های جالب و مهمی به‌دست می‌آید که می‌توان آن‌ها را در چند اصل کلی بیان کرد:

ـ در حالتی که اطلاعات دمایی جریان‌ها به صورت اولیه و بدون در نظر گرفتن اختلاط غیر هم‌دما استخراج شد، یوتیلیتی مورد نیاز در حداقل ممکن خواهد بود.

ـ هر اختلاط غیرهم‌دما یک اثر همیشگی و مطلوب دارد و آن، اینکه به‌دلیل کاهش جریان‌هایی که باید در پینچ سنتی مورد تحلیل قرار گیرند، تعداد مبدل‌های حرارتی مورد نیاز شبکه کاهش می‌یابد.

ـ هر اختلاط غیرهم‌دما یک اثر احتمالی و نامطلوب دارد و آن، این است که اگر اختلاط کنترل نشده و نامناسب باشد حداقل فاصله مجاز عمودی بین دو منحنی (حداقل تفاوت دمای مجاز) نقض می‌شود. در نتیجه برای جبران باید دو منحنی به‌صورت افقی از هم فاصله‌بگیرند که این باعث افزایش یوتیلیتی مورد نیاز می‌شود.

ـ اختلاط غیرهم‌دما بین دو یا چند جریان غیر هم‌نوع (سرد یا گرم) غیر از اثرهای بالا یک اثر حتمی و بسیار مطلوب دارد که در کارهای قبلی مورد توجه قرار نگرفته و آن این است که طول دو منحنی سرد و گرم یعنی ΔH_c و ΔH_h را کاهش می‌دهد و این به معنی کاهش سطح ناحیه‌ی بازیافت حرارت غیر مستقیم است. دلیل این کاهش این است که اختلاط غیرهم‌دما باعث می‌شود که بخشی از مجموع انتقال حرارتی که باید بین جریان‌ها صورت گیرد، به‌صورت مستقیم انجام شود و در نتیجه از سهم انتقال حرارت غیر مستقیم کاسته شود. البته این کاهش برای هر دو منحنی یکسان است و تفاوت طول آن‌ها تغییری نمی‌کند.

به عبارت دیگر اختلاط غیرهمدما یوتیلیتی را از میزان حداقل کاهش نمی‌دهد.

ـ اختلاط غیرهم‌دما بین دو یا چند جریان همنوع تأثیری در طول منحنی‌ها ندارد.

نتیجه‌ی مهم

اگر از اختلاط غیرهم‌دما به صورت کنترل شده و مناسب استفاده شود، می‌توان با ثابت نگه‌داشتن مصرف یوتیلیتی در حداقل ممکن، نه تنها تعداد مبدل‌های حرارتی مورد نیاز بلکه مهمتر از آن بازیافت حرارت غیر مستقیم و به عبارت دیگر مجموع ظرفیت مبدل‌های حرارتی مورد نیاز شبکه را کاهش داد.

سامانه‌های معمول

در بیشتر سامانه‌ها به طور معمول آب تازهٔ فرآیندها از یک منبع تأمین می‌شود و پساب‌های خروجی نیز به هم پیوسته و به دمای یکسانی برای تصفیه می‌رسند. در این حالت می‌توان شبکه را طوری طراحی کرد که تعداد مبدل‌های حرارتی مورد نیاز بسیار کاهش یابد. برای این منظور ابتدا باید انتقال حرارت غیر مستقیم بین جریان‌های فرایند به فرایند ممنوع شود. البته با این کار ممکن است هدف‌گذاری مسأله تحت تأثیر قرار گرفته و مصرف آب و انرژی افزایش یابد. ولی در اینجا یک نکته قابل ذکر است. در موردهایی که تعداد فرایندها بیشتر باشد، تعداد جریان‌های بین فرایندی سیر تصاعدی پیدا کرده به‌صورت و متناظر با آن تعداد مبدل‌های حرارتی مورد نیاز افزایش چشمگیری می‌یابد.

در این صورت شاید بهتر باشد که مقداری جریمه در مصرف آب و انرژی تقبل شود و در عوض در هزینه‌ی سرمایه‌گذاری برای مبدل‌ها صرفه‌جویی شود.

در مقاله‌ی قبلی سامانه‌های آب و انرژی بسته به اینکه بین محدودیت‌های دما و غلظت در آنها تداخل وجود داشته باشد یا نباشد به دو نوع تقسیم شدند و رویه‌ای برای تضمین بهینگی کلی در هدف‌گذاری برای آنها ارایه شد [۷].

با ممنوع کردن انتقال حرارت غیر مستقیم بین جریانهای فرایند به فرایند یک سری اختلاط غیرهم‌دمای اجباری به سامانه اعمال می‌شود که ممکن است تداخل‌هایی بین محدودیت‌های دما و غلظت در سامانه‌های نوع اول به وجود آورد و یا تداخل‌های موجود در سامانه‌های نوع دوم را تشدید کند. نخستین اثر احتمالی

www.SID.ir

Archive of SID

این کار افزایش مصرف کمینه‌ی آب تازه‌ی سامانه خواهد بود. افزون بر این ممکن است سامانه از یک نوع به نوع دیگری تبدیل شود. بنابراین، می‌توان گفت که مسأله‌ی قبلی تبدیل به یک مسأله‌ی جدید می‌شود و دوباره باید برای آن هدف‌گذاری آب و انرژی انجام گیرد.

هدف‌گذاری آب و انرژی

نگارندگان در مقاله‌ی قبلی مدل‌هایی برای هدف‌گذاری آب و یوتیلیتی یک سامانه ارایه دادند [۷]. در حالتی که انتقال حرارت غیر مستقیم بین جریان‌های فرایند به فرایند ممنوع است، می‌توان از همان مدل‌ها فقط با اضافه کردن یک محدودیت استفاده کرد. بنابراین، مدل پیشنهادی برای هدف‌گذاری آب به صورت ذیل خواهد بود:

s.t.

$$\mathrm{Min}=\sum_{j}F_{j}^{w} \qquad (۱)$$

$$F_{j}^{w}+\sum_{i}F_{i,j}-\sum_{k}F_{j,k}-F_{j,out}=0 \qquad \forall i,j,k\in N \qquad (۲)$$

$$\left.\begin{array}{l}\sum_{i}F_{i,j}\left(C_{i,out}-C_{j,in}\right)-F_{j}^{w}C_{j,in}=0\\ \sum_{i}F_{i,j}\left(C_{i,out}-C_{j,out}\right)-F_{j}^{w}C_{j,out}+L_{j}=0\end{array}\right\}\forall i,j\in N \qquad (۳)$$

$$F_{i,i}=0 \qquad \forall i\in N \qquad (۴)$$

$$\sum_{i}F_{i,j}\left(T_{i}-T_{j}\right)+F_{j}^{w}\left(T_{j}^{fw}-T_{j}\right)=0 \qquad \forall i,j\in N \qquad (۵)$$

معادله‌ی (۲) مربوط به تعادل جرمی آب برای هر فرایند و معادله‌های (۳) به ترتیب مربوط به تعادل جرمی آلاینده‌ها در اختلاط قبل از فرایندها و در خود فرایندها هستند. معادله‌ی (۴) بازچرخانی را ممنوع می‌کند. معادله‌ی (۵) هم محدودیت اضافه شده به مدل است و تعادل انرژی برای جریان‌های ورودی به یک فرایند را برقرار می‌کند.

مدل ذیل هم برای هدف‌گذاری یوتیلیتی پیشنهاد می‌شود:

$$\mathrm{Min}=\mathrm{HU} \qquad (۶)$$

s.t.

Water Constraints (معادله‌های ۲ تا ۴)

$$\sum_{j}F_{j}^{w}=\dot{m}_{fw}^{min} \qquad (۷)$$

$$\sum_{i}F_{i,j}\left(T_{i}-T_{j}\right)+F_{j}^{w}\left(T_{j}^{fw}-T_{j}\right)=0 \qquad \forall i,j\in N \qquad (۸)$$

$$\Delta H_{i,j}^{fw}=\left\{\begin{array}{ll}0 & T_{max}-i\le T_{j}^{fw}+\Delta T_{min}/2\\ -C_{p}F_{j}^{w} & T_{max}-i>T_{j}^{fw}+\Delta T_{min}/2\end{array}\right\} \qquad (۹)$$

$$\forall i\in N_{int},\forall j\in N$$

$$\Delta H_{i,j}^{fw}=\left\{\begin{array}{ll}0 & T_{max}-i\le T_{j}+\Delta T_{min}/2\\ -C_{p}F_{j,out} & T_{max}-i>T_{j}+\Delta T_{min}/2\end{array}\right\} \qquad (۱۰)$$

$$\forall i\in N_{int},\forall j\in N$$

$$\Delta H_{i}^{total}=\sum_{j}\Delta H_{i,j}^{fw}+\sum_{j}\Delta H_{i,j}^{out} \qquad \forall i\in N_{int},\forall j\in N \qquad (۱۱)$$

$$\Delta H_{i}^{cascade}=\sum_{j=1}^{i}\Delta H_{i}^{total} \qquad \forall i,j\in N_{int} \qquad (۱۲)$$

$$\mathrm{JU}=-\mathrm{Min}\left\{\Delta H_{i}^{cascade}\right\} \qquad \forall i\in N_{int} \qquad (۱۳)$$

در مدل فوق برای محاسبه‌ی یوتیلیتی حداقل از تجزیه‌ی آبشاری استفاده شده است. ولی برای سازگار کردن این روش با یک مدل استاندارد برنامه‌ریزی ریاضی تغییرهایی در آن داده شده است؛ بدین صورت که ابتدا بین دو دمای حداکثر و حداقل به n_{int} بازه تقسیم می‌شود که $n_{int}=T_{max}-T_{min}$ یعنی هر بازه ۱، درجه‌سانتی‌گراد طول دارد. سپس در هر بازه، انتالپی هر جریان بسته به اینکه آن بازه در محدوده دمایی جریان مورد نظر، قرار داشته باشد یا خیر محاسبه می‌گردد. معادله‌های (۹) و (۱۰) به ترتیب مربوط به محاسبه انتالپی بازه i برای جریان‌های ورودی آب تازه و جریان‌های پساب خروجی هستند. در معادله‌ی (۱۱) انتالپی خالص بازه‌ها تعیین می‌شود. معادله‌ی (۱۲) هم الگوریتم آبشاری را اجرا کرده و انتالپی هر بازه را برابر با مجموع انتالپی بازه‌های قبلی قرار می‌دهد. کمترین و یا به‌عبارتی منفی‌ترین انتالپی به‌دست آمده از این معادله با علامت معکوس میزان یوتیلیتی گرم مورد نیاز را نشان می‌دهد. تابع هدف مدل نیز کمینه کردن یوتیلیتی گرم است. بدیهی است اگر یوتیلیتی گرم کمینه شود، یوتیلیتی سرد هم متناظر با آن به حداقل ممکن خواهد رسید. در معادله‌ی (۷) حداقل مصرف آب تعیین شده به وسیله‌ی مدل قبلی به عنوان یک محدودیت در مدل هدف‌گذاری یوتیلیتی گنجانده شده است.

پس از حل دو مدل بالا طبق روشی که در مقاله‌ی قبلی ارایه شده است [۷]، ابتدا باید نوع سامانه در حالت جدید تعیین شده و سپس در صورت نیاز با حل مجدد مدل هدف‌گذاری یوتیلیتی

www.SID.ir

Archive of SID

برای مقادیر بیشتر در معادله‌ی (۷) مقدارهای بهینه برای دبی آب تازه و یوتیلیتی مورد نیاز سامانه تعیین شود.

کمینه‌سازی مجموع ظرفیت مبدل‌ها

همان‌طور که اشاره شد با ممنوع کردن انتقال حرارت غیر مستقیم بین جریان‌های فرایند به فرایند یک سری اختلاط غیرهم‌دما به سامانه تحمیل شده است. بنابراین، با استفاده از نتیجه‌های بحث اختلاط، کمینه کردن مجموع مبدل‌های مورد نیاز می‌تواند هدف بعدی باشد. برای این کار مدل ذیل پیشنهاد می‌شود:

$$\text{Min} = \sum_{j} C_p F_{j,out} \left(T_j - T_{out}\right) \qquad (۱۴)$$

s.t.

(معادله‌های ۲ تا ۴) Water Constraints

(معادله‌های ۸ تا ۱۲) Energy Constraints

$$\sum_{j} F_j^w = \dot{m}_{fw}^{optimum} \qquad (۱۵)$$

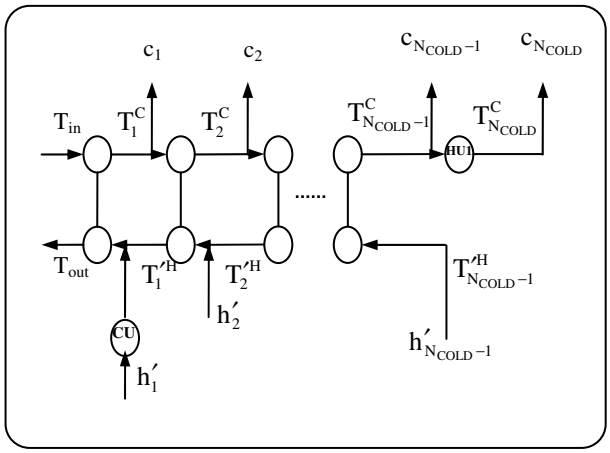
$$\Delta H_i^{cascade} \le HU_{min}^{optimum} \qquad \forall i \in N_{int} \qquad (۱۶)$$

تابع هدف این مدل کمینه کردن طول منحنی سرد است. واضح است که این تابع هدف همزمان طول منحنی گرم و در نتیجه انتقال حرارت غیر مستقیم را کمینه می‌کند که این به معنی به حداقل رسیدن مجموع ظرفیت مبدل‌های مورد نیاز است. در معادله‌های (۱۵) و (۱۶) مقدارهای بهینه‌ی به‌دست آمده از مراحل قبلی برای مصرف آب تازه و یوتیلیتی سامانه جایگذاری می‌شود.

پس از طی مراحل بالا و حل آخرین مدل، اولاً شبکه‌ی آب نهایی سامانه به دست می‌آید که درون آن نیازی به انتقال حرارت غیر مستقیم نیست. ثانیاً دبی و دمای جریان‌های آب تازه ورودی به فرایندها و دبی جریان‌های پساب خروجی مشخص می‌شود که در مراحل بعدی شبکه‌ی انتقال حرارت غیر مستقیم و مستقیم برای آنها طراحی می‌شود.

طراحی شبکه‌ی مبدل حرارتی

برای جریان‌های گرم و سردی که اطلاعات مربوط به دما و دبی آنها در مرحله‌ی قبل به دست آمده است می‌توان به روش معمول و سنتی یک شبکه مبدل حرارتی طراحی کرد. اما از ویژگی خاص این مسأله که در پیش ذکر شد می‌توان استفاده کرد و با یک روش ویژه تعداد مبدل‌های حرارتی مورد نیاز را به نحو چشمگیری کاهش داد. اساس این روش از کار *ساولسکو* و



شکل ۲ـ طراحی شبکه‌ی مبدل حرارتی.

همکارانش و روش سامانه‌های مجزای آن‌ها اقتباس شده‌است [۶]. ولی اصلاحاتی در آن صورت گرفته که افزون بر ساده‌تر شدن، معایب آن نیز رفع می‌شود. نخست اینکه دیگر نیازی به رسم نمودار نیست. افزون بر آن لازم نیست طراحی برای بالا و پایین پینچ جداگانه انجام گیرد و نیازی به طراحی دو شبکه‌ی مستقل انتقال حرارت مستقیم هم نیست. بالاخره اینکه در روش ساولسکو و همکارانش باید یک جریان تا دمایی بالاتر از بالاترین دمای مورد نیاز فرایندها گرم و یک جریان هم تا دمایی پایین‌تر از دمای تخلیه پساب‌ها سرد شود؛ درحالی که در روش اصلاح شده تمام دماهای شبکه‌ی مبدل در محدوده‌ی دمایی فرایندها قرار دارند. این روش به شرح ذیل است:

ابتدا تمام جریان‌های سرد به ترتیب دمای هدفشان از کوچک به بزرگ مرتب شده (c_1 تا $c_{N_{COLD}}$)، دبی آنها F_1^C تا $F_{N_{COLD}}^C$ و دمای آنها نیز متناظراً T_1^C تا $T_{N_{COLD}}^C$ فرض می‌شود. جریان‌های گرم هم به ترتیب دمای تغذیه‌شان (دمای خروجی از فرایندها) ولی از بزرگ به کوچک مرتب شده (h_1 تا $h_{N_{HOT}}$)، دبی آنها F_1^H تا $T_{N_{HOT}}^H$ و دمای آنها متناظراً T_1^H تا $T_{N_{HOT}}^H$ فرض می‌شود. برای دستیابی به تعداد مبدل حرارتی کمتر، طراحی بر اساس طرفی صورت می‌گیرد که تعداد جریان‌های آن کمتر باشد. در اینجا فرض می‌شود که تعداد جریان‌های سرد کمتر است. به شکل ۲ توجه کنید. کل دبی آب تازه مورد نیاز سامانه ابتدا وارد مبدل حرارتی اول شده و تا دمای T_1^C گرم می‌شود. در این مرحله جریان c_1 با دبی F_1^C از آن جدا می‌شود. سپس ما بقی جریان وارد مبدل حرارتی دوم شده تا دمای T_2^C گرم می‌شود و در این مرحله جریان c_2 جدا می‌شود. این روند ادامه پیدا می‌کند تا مبدل حرارتی

www.SID.ir

Archive of SID

شماره‌ی (N_{COLD}-۱) که جریان به دمای $T^{C}_{N_{COLD}-1}$ می‌رسد. در این مرحله نیز جریان $c_{N_{COLD}-1}$ جدا می‌شود.

در طرف دیگر مبدل‌های حرارتی، جریان‌های پساب قرار دارند که دبی و دمای آن‌ها براساس معادله‌های زیر تعیین می‌گردد:

$$F'^{H}_{i} = F^{C}_{i} \qquad i = 1...(N_{COLD}-2) \qquad (17)$$

$$F'^{H}_{N_{COLD}-1} = F^{C}_{N_{COLD}-1} + F^{C}_{N_{COLD}} \qquad (18)$$

$$F'^{H}_{i} = T^{C}_{i} + \Delta T_{min} \qquad i = 1...(N_{COLD}-1) \qquad (19)$$

جایگذاری یوتیلیتی‌ها

جریان باقیمانده‌ی نهایی در طرف سرد که دبی آن برابر $F^{C}_{N_{COLD}}$ است، وارد یک مبدل یوتیلیتی گرم شده و تا دمای مورد نیاز یعنی $T^{C}_{N_{COLD}}$ گرم می‌شود. ظرفیت این مبدل به راحتی از معادله‌ی زیر محاسبه می‌شود:

$$HU1 = F^{C}_{N_{COLD}} \left(T^{C}_{N_{COLD}} - T^{C}_{N_{COLD}-1}\right) \qquad (20)$$

تفاضل کل یوتیلیتی گرم مورد نیاز سامانه $\left(HU^{optimum}_{min}\right)$ و HU۱ در قالب یک مبدل دیگر سر راه یکی از جریان‌های h_1 تا $H_{N_{HOT}}$ قرار می‌گیرد. مبدل یوتیلیتی سرد هم روی جریان h'_1 قرار گرفته و آن را از دمای T'^{H}_{1} به دمای T''^{H}_{1} می‌رساند.

T''^{H}_{1} نیز به راحتی از معادله‌ی زیر محاسبه می‌شود:

$$T''^{H}_{1} = \frac{CU^{optimum}_{min}}{F'^{H}_{1}} + T'^{H}_{1} \qquad (21)$$

طراحی شبکه‌ی انتقال حرارت مستقیم

پس از اتمام طراحی شبکه‌ی مبدل‌های حرارتی، جریان‌های خروجی از طرف سرد مبدل‌ها به طور مستقیم به فرایندهای مربوط فرستاده می‌شوند. اما دبی و دمای مورد نیاز برای جریان‌های ورودی به طرف گرم مبدل‌ها که بر اساس طرف سرد تعیین شده با دبی و دمای جریان‌های گرم موجود یعنی جریان‌های پساب خروجی از شبکه‌ی آب (جریان‌های h_1 تا $h_{N_{HOT}}$) متفاوت است. لازم به ذکر است که اگر طراحی شبکه‌ی مبدل بر اساس طرف گرم انجام شده باشد، این مشکل برای طرف سرد وجود خواهد داشت. برای حل این مسأله باید جریان‌های موجود از روش انتقال حرارت مستقیم و با استفاده از اختلاط و شکافت به جریان‌های مورد نیاز تبدیل شوند. البته بدیهی است که چنین شبکه‌ای در صورتی قابل طراحی است که اولاً مجموع دبی جریان‌های موجود با مجموع دبی جریان‌های مورد نیاز برابر بوده و ثانیاً مجموع انتالپی موجود در جریان‌های موجود نسبت به یک دمای مبدأ نیز با مجموع انتالپی موجود در جریان‌های مورد نیاز نسبت به همان دمای مبدأ برابر باشد. ساولسکو و همکارانش برای انجام این کار از یک ابزار ترسیمی با عنوان منحنی‌های ترکیبی چشمه و نیازمندی انرژی" استفاده کرده‌اند [۶]. اما در این مقاله یک مدل ساده برنامه‌ریزی ریاضی برای حل این مسأله ارایه می‌شود که افزون بر ساده‌تر بودن نتیجه‌های بهتری نیز دارد.

فرض کنید جریانهای مبدأ S_1 تا S_m با دبی‌های F^{S}_{1} تا F^{S}_{m} و دماهای T^{S}_{1} تا T^{S}_{m} باید از روش شکافت و اختلاط به جریانهای مورد نیاز یا مقصد D_1 تا D_n با دبی‌های F^{D}_{1} تا F^{D}_{m} و دماهای T^{D}_{1} تا T^{D}_{m} تبدیل شوند. برای انجام این کار مدل ذیل پیشنهاد می‌گردد:

$$Min = \sum_{i=1}^{m}\sum_{i=1}^{n} X^{SD}_{i,j} \qquad (22)$$

s.t.

$$\sum_{i=1}^{m} F^{SD}_{i,j} = F^{D}_{j} \qquad j = 1...n \qquad (23)$$

$$\sum_{i=1}^{n} F^{SD}_{i,j} = F^{S}_{j} \qquad j = 1...m \qquad (24)$$

$$\sum_{i=1}^{m} F^{SD}_{i,j} T^{S}_{i} = F^{D}_{j} T^{D}_{j} \qquad j = 1...n \qquad (25)$$

$$F^{SD}_{i,j} - R X^{SD}_{i,j} \le 0 \qquad i = 1...m, j = 1...n \qquad (26)$$

$$X^{SD} \in \{0,1\} \qquad (27)$$

در معادله‌های بالا $F^{SD}_{i,j}$ دبی جریان منشعب شده از جریان S_i برای تشکیل جریان D_j می‌باشد. معادله‌ی (۲۳) یک تعادل جرمی است که مجموع دبی جریان‌های منشعب شده از جریان‌های مبدأ برای تشکیل جریان D_j را برابر با دبی مورد نیاز این جریان قرار می‌دهد. معادله‌ی (۲۴) نیز یک تعادل جرمی مشابه است که مجموع دبی جریان‌های منشعب شده از جریان S_i برای تشکیل جریان‌های مقصد متفاوت را برابر با F^{S}_{i} قرار می‌دهد و سرانجام معادله (۲۵) تعادل انرژی را برای جریان‌های متفاوت تشکیل دهنده‌ی جریان D_j برقرار می‌سازد. تابع هدف این مدل کمینه کردن تعداد شکافت‌های جریان‌ها انتخاب شده است.

www.SID.ir

Archive of SID

جدول ۱ـ اطلاعات فرایندی برای مثال ۱.

شمارهٔ فرآیند	بار جرمی منتقل شده (mg/s)	حداکثر مجاز غلظت ورودی C_{in}^{max} (ppm)	حداکثر مجاز غلظت خروجی C_{out}^{max} (ppm)	دمای فرآیند (°C)
۱	۲	۰	۱۰۰	۴۰
۲	۵	۵۰	۱۰۰	۱۰۰
۳	۳۰	۵۰	۸۰۰	۷۵
۴	۴	۴۰۰	۸۰۰	۵۰
T_{in}=۲۰°C and T_{out}=۳۰°C				

این کار با اقتباس از روش *بگازویچ* و *ساولسکی* برای کمینه‌سازی تعداد اتصال‌های آبی و با تخصیص دادن یک متغیر صفر و یک به تمام اتصالات ممکن و با استفاده از معادله‌ی (۲۶) صورت می‌گیرد [۳]. R در این معادله یک عدد ثابت بزرگ است.

مثال ۱

این مثال توسط *ساولسکو* و *اسمیت* طرح شده و *بگازویچ* و *همکارانش* نیز به حل آن پرداخته‌اند. اطلاعات مربوط به این مسأله در جدول ۱ قابل مشاهده است. در مقاله‌ی قبلی نگارندگان هدفگذاری بهینه‌ی آب و انرژی برای این مسأله به انجام رسید که حداقل دبی آب مورد نیاز ۹۰kg/s و یوتیلیتی گرم به میزان ۳۷۸۰kW به دست آمد و همچنین سامانه‌ی آن از نوع نخست تعیین گردید [۷]. حل این مسأله با دو روش قبلی نیز به همین هدف‌گذاری منجر شده است [۵،۴]. اما چون سامانه این مسأله از نوع معمول است، با استفاده از مدل‌های ارایه شده در این مقاله دوباره هدف‌گذاری آب و انرژی برای آن انجام شد که همان مقادیر قبلی به دست آمد. این نشان می‌دهد که خوشبختانه ممنوع کردن انتقال حرارت غیر مستقیم بین جریان‌های فرایند به فرایند، نه باعث افزایش مصرف آب این سامانه شده و نه نوع آن‌را تغییر داده است. در مراحل بعد مدل کمینه‌سازی مجموع ظرفیت مبدل‌های حرارتی برای مسأله حل شده و سپس طراحی شبکه‌ی انتقال حرارت غیر مستقیم و مستقیم انجام گرفت. طراحی مبدل حرارتی یک بار با روش *ساولسکو* و *همکارانش* و یک بار هم با روش اصلاح شده انجام گرفت. نتیجه‌های این دو پاسخ و پاسخ‌های *ساولسکو* و *اسمیت* و همچنین *بگازویچ* و *همکارانش* در جدول۲ ارایه شده است.

پاسخ نخست بسیار شبیه پاسخ *بگازویچ* و *همکارانش* است؛ با این تفاوت کوچک که در پاسخ نخست انتقال حرارت عمودی است که یک مزیت محسوب می‌شود. این پاسخ همچنین نسبت به پاسخ *ساولسکو* و *اسمیت* چند مزیت دارد. اول اینکه مبدل‌های حرارتی کمتری دارد. ثانیاً پیچیدگی آن (از نظر تعداد اتصال‌های آبی) کمتر است. مزیت دیگر آن این است که نیازی به گرم کردن آب تا دمای بالای ۱۰۰ درجه سانتی‌گراد نیست. در مورد ظرفیت مبدل‌های حرارتی پاسخ *ساولسکو* و *اسمیت* به دلیل اینکه دبی جریان‌ها داده نشده نمی‌توان نظر داد. ولی به طور مطمئن بیشتر و با خوشبینی برابر پاسخ‌های دیگر است. در جواب دوم هم که از روش *ساولسکو* و *اسمیت* برای طراحی شبکه‌ی مبدل استفاده شده، هم تعداد مبدل‌ها بیشتر از پاسخ نخست است و هم جریان سرد تا دمای بالاتری باید گرم شود. پاسخ نخست به عنوان پاسخ بهینه در شکل۳ و جواب ساولسکو و اسمیت در شکل۴ نمایش داده شده است.

مثال ۲

مسأله‌ی این مثال توسط *بگازویچ* و *همکارانش* طرح شده و مربوط به یک سامانه به نسبت بزرگ است [۵]. اطلاعات این سامانه ۸ فرایندی در جدول۳ موجود است.

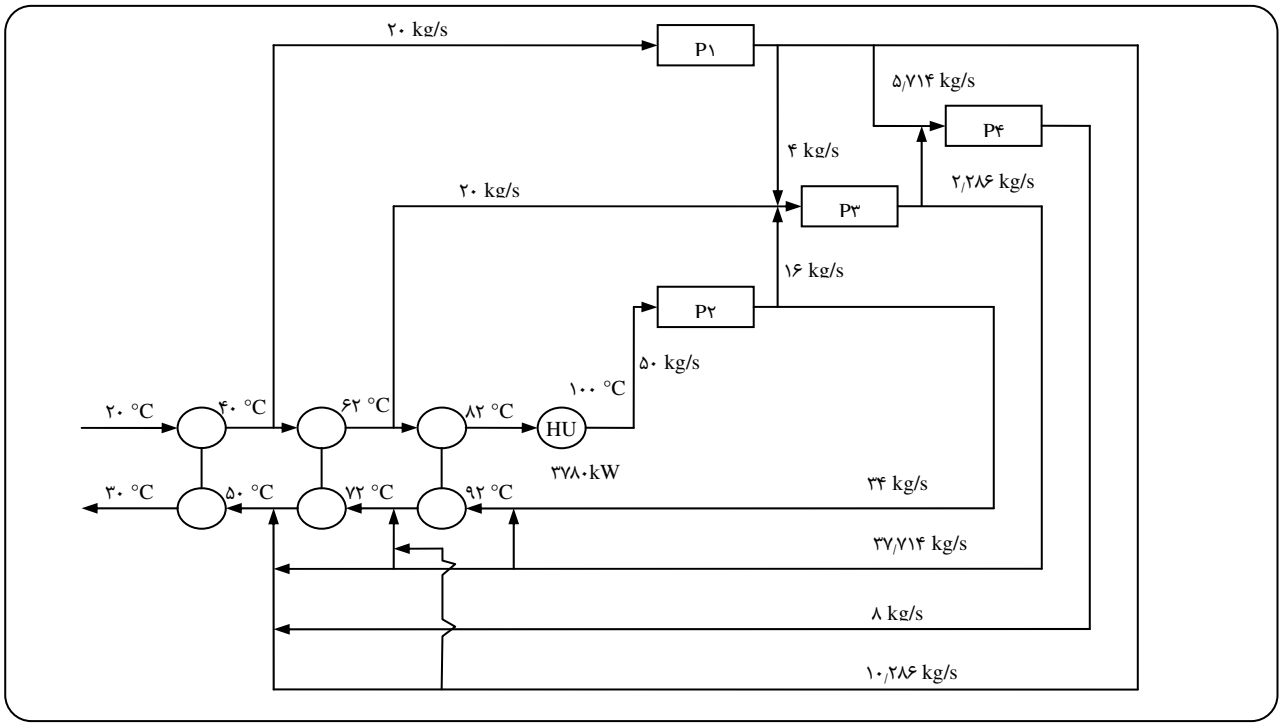
برای این مسأله روش ارایه شده در مقاله‌ی قبلی نگارندگان به هدف‌گذاری آب ۱۲۵٫۹۴ kg/s و یوتیلیتی گرم ۵۲۸۹٫۶ kW منجر شده که *بگازویچ* و *همکارانش* نیز به همین نتیجه‌ها دست یافته‌اند. در ضمن سامانه‌ی این مسأله از نوع نخست است. اما اطلاعات جدول۳ نشان می‌دهد که سامانه‌ی این مسأله نیز از نوع معمول است. هدف‌گذاری مجدد آب با حل مدل ارایه شده در این مقاله حداقل دبی آب مورد نیاز به میزان ۱۲۶٫۳۲۵ kg/s را برای این سامانه تعیین کرد که حدود ۰٫۳ درصد افزایش نسبت به حداقل ممکن را نشان می‌دهد. با جای‌گذاری این مقدار در مدل هدف‌گذاری انرژی مصرف حداقل یوتیلیتی گرم و سرد به ترتیب ۵۷۵۱٫۲۳ kW و ۴۴۴٫۳۶ kW به دست آمد. مشاهده می‌شود که سامانه در حالت جدید به نوع دوم تبدیل شده و مصرف انرژی آن افزایش به نسبت زیادی داشته است. بنابراین، برای تعیین حداقل مصرف یوتیلیتی، مدل هدف‌گذاری انرژی برای مقدارهای بیشتر مصرف آب حل شد و مشخص شد که با افزایش بسیار کم مصرف آب سامانه به ۱۲۶٫۵۸۴ kg/s مصرف انرژی کاهش شدیدی یافته و فقط به ۵۳۱۶٫۵ kW یوتیلیتی گرم

www.SID.ir

Archive of SID

جدول ۲ـ نتیجه‌های چهار پاسخ متفاوت برای مسأله‌ی مثال ۱.

	$\dot{m}_{fw}$ (kg/s)	HU (kW)	HEN Capacity (kW)	T^{C}_{final} (°C)	U	Vertical heat transfer
Solution #1	۹۰	۳۷۸۰	۱۸۲۲۸	۱۰۰	۴	Yes
Solution #2	۹۰	۳۷۸۰	۱۸۲۲۸	۱۱۶٫۴۷	۵	Yes
Bagajewicz et. al. Solution	۹۰	۳۷۸۰	۱۸۲۲۸	۱۰۰	۴	No
Savulescu & Smith Solution	۹۰	۳۷۸۰	≥ ۱۸۲۲۸	۱۱۷	۵	Yes



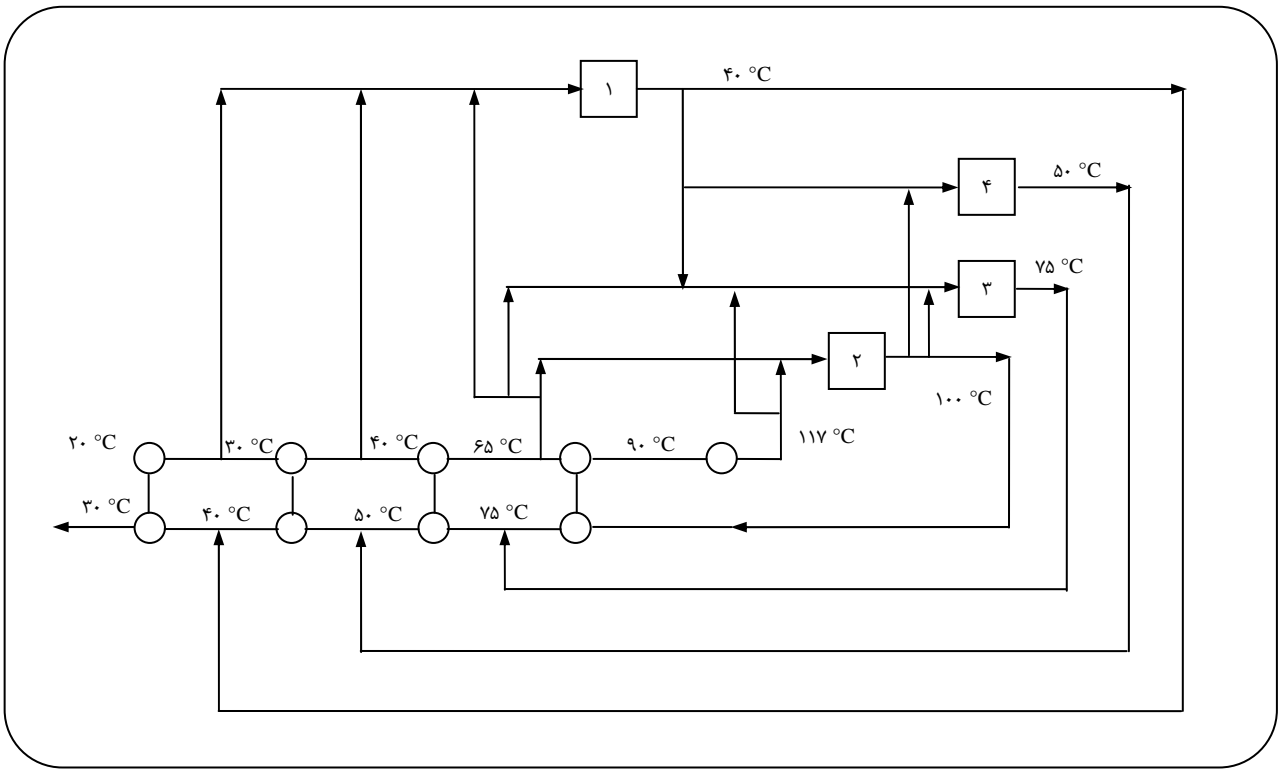
شکل ۳ـ شبکه‌ی بهینه‌ی طراحی شده برای مسأله‌ی مثال ۱.

منحصر می‌شود. برای هدف‌گذاری اخیر، در مرحلهٔ بعد مدل کمینه‌سازی ظرفیت مبدلها حل شد و سپس طراحی شبکه‌ی انتقال حرارت غیر مستقیم و مستقیم انجام گرفت. مانند مثال قبل طراحی مبدل یک بار با روش *ساولسکو* و *همکارانش* و یک بار هم با روش اصلاح شده به انجام رسید. نتیجه‌های این دو پاسخ و پاسخ *بگازویچ* و *همکارانش* در جدول۴ ارایه شده است.

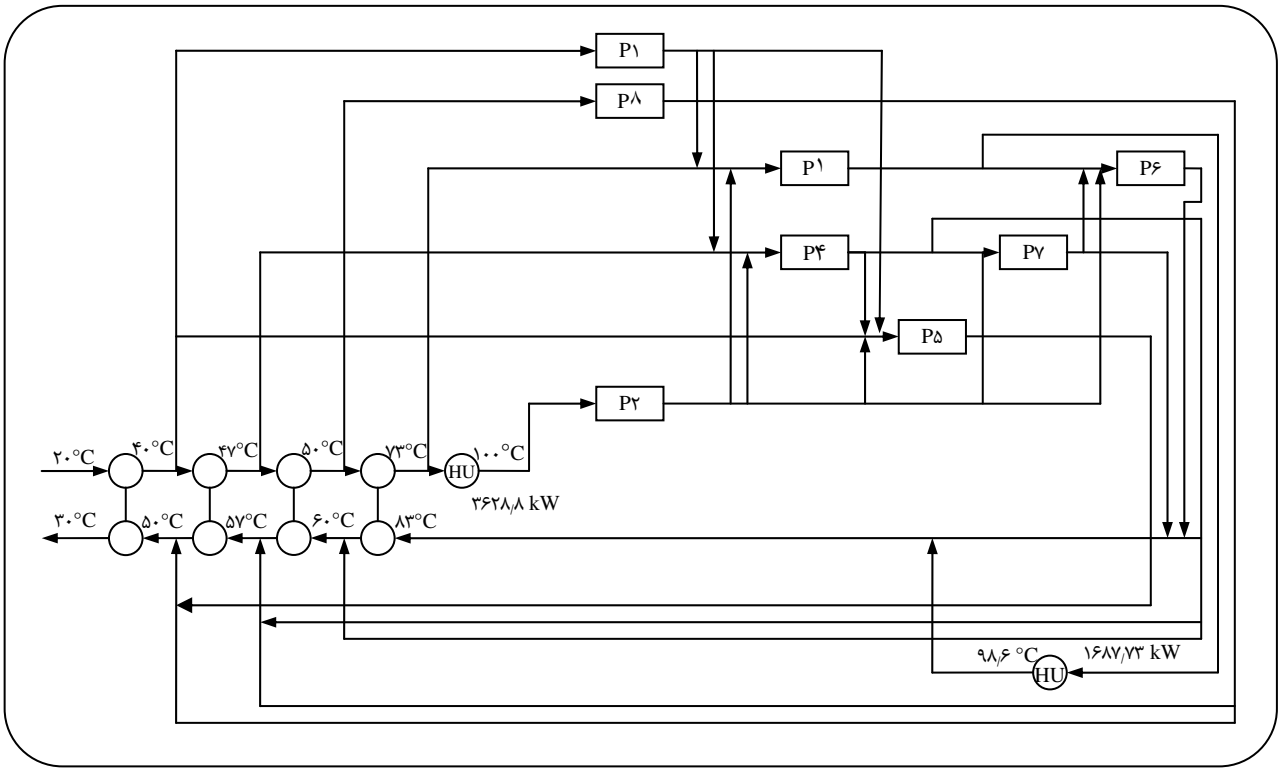
مقایسه‌ی نتیجه‌های جدول۴ نشان می‌دهد که پاسخ‌های ۱ و ۲ فقط حدود ۰٫۵ درصد مصرف آب و انرژی بیشتری نسبت به پاسخ *بگازویچ* و *همکارانش* دارند، اما در عوض مجموع ظرفیت مبدل‌های حرارتی مورد نیاز حدود ۸٫۸ درصد کمتر بوده و همچنین تعداد مبدل‌ها نیز در آن‌ها به میزان قابل ملاحظه‌ای کاهش یافته است. نکته‌ی دیگر عمودی بودن انتقال حرارت در مبدل‌های دو پاسخ نخست است که تأثیر زیادی در کاهش سطح انتقال حرارت مورد نیاز دارد. بالاخره مقایسه‌ی بین پاسخ نخست و دوم مزیت طراحی مبدل به روش اصلاح شده را نشان می‌دهد؛ چرا که در پاسخ دوم که از روش *ساولسکو* و *همکارانش* استفاده شده، دمای نهایی برای گرمایش جریان سرد بسیار بالاست. در پایان لازم به ذکر است که اگر از اختلاط غیرهم‌دما در طراحی شبکه صرف نظر شود برای این مسأله به شبکه‌ای با حداقل ۱۶ مبدل حرارتی و مجموع ظرفیت بسیار بیشتری نیاز است. پاسخ نخست به عنوان پاسخ پیشنهادی در شکل۵ نمایش داده شده است.

www.SID.ir

Archive of SID



شکل ۴ـ شبکه‌ی طراحی شده به‌وسیله‌ی ساولسکو و اسمیت برای مسأله‌ی مثال ۱ [۴].



شکل ۵ـ شبکه‌ی پیشنهادی برای مسأله‌ی مثال ۲.

www.SID.ir

Archive of SID

جدول ۳ـ اطلاعات فرایندی برای مثال ۲.

شمارهٔ فرآیند	بار جرمی منتقل شده (mg/s)	حداکثر مجاز غلظت ورودی C_{in}^{max} (ppm)	حداکثر مجاز غلظت خروجی C_{out}^{max} (ppm)	دمای فرآیند (°C)
۱	۲	۲۵	۸۰	۴۰
۲	۲٫۸۸	۲۵	۹۰	۱۰۰
۳	۴	۲۵	۲۰۰	۸۰
۴	۳	۵۰	۱۰۰	۶۰
۵	۳۰	۵۰	۸۰۰	۵۰
۶	۵	۴۰۰	۸۰۰	۹۰
۷	۲	۴۰۰	۶۰۰	۷۰
۸	۱	۰	۱۰۰	۵۰
T_{in}=۲۰°C and T_{out}=۳۰°C				

جدول ۴ـ نتیجه‌های سه پاسخ متفاوت برای مسأله‌ی مثال ۲.

	$\dot{m}_{fw}$ (kg/s)	HU (kW)	HEN Capacity (kW)	T_{final}^{C} (°C)	U	Vertical heat transfer
Solution #1	۱۲۶٫۵۸۴	۵۳۱۶٫۵	۱۶۸۴۵٫۲۶	۱۰۰	۶	Yes
Solution #2	۱۲۶٫۵۸۴	۵۳۱۶٫۵	۱۶۸۴۵٫۲۶	۲۲۴٫۹۶	۶	Yes
Bagajewicz et. al. Solution	۱۲۵٫۹۴	۵۲۸۹٫۶	۱۸۴۷۹٫۹	۱۰۰	۱۲	No

نتیجه‌گیری

در این مقاله ابتدا با بررسی نقش اختلاط در بهینه‌سازی انرژی شبکه‌های آب نشان داده شد که با استفاده‌ی مناسب و کنترل شده از اختلاط غیرهم‌دما می‌توان ظرفیت و تعداد مبدل‌های مورد نیاز شبکه را به حداقل ممکن رساند. در قسمت دوم مقاله به منظور دستیابی به حداقل تعداد مبدل‌ها در سامانه‌های معمول، ابتدا چند مدل ریاضی برای هدف‌گذاری آب و انرژی و کمینه‌سازی ظرفیت مبدل‌ها در آن‌ها ارایه شد. سپس یک روش اصلاح شده بر اساس ایده‌ی سامانه‌های مجزای *ساولسکو* و *همکارانش* برای طراحی شبکهٔ مبدل پیشنهاد شد و بالاخره یک مدل ریاضی برای طراحی شبکه‌ی انتقال حرارت مستقیم ارایه شد. روش ترکیبی بالا بر روی دو مسأله‌ی نمونه پیاده شد که تأثیر استفاده از مدل کمینه‌سازی ظرفیت مبدل‌ها در دستیابی به شبکه‌ی بهتر در آنها مشاهده شد. همچنین برتری روش اصلاح شده برای طراحی شبکه‌ی مبدل در جواب‌های نهایی آشکار شد. بالاخره اینکه با استفاده از مدل ریاضی ارایه شده برای طراحی شبکه‌ی انتقال حرارت مستقیم پاسخ‌هایی با تعداد شکافت‌های کمتر نسبت به روش ترسیمی *ساولسکو* و *همکارانش* به‌دست آمد.

علایم و نشانه‌ها

C	غلظت، (ppm)
F	دبی جریان آب، (kg/s)
L	بار جرمی آلاینده، (mg/s)
T	دما، (°C)
H	آنتالپی، (kW)
HU	یوتیلیتی گرم، (kW)
CU	یوتیلیتی سرد، (kW)
c	ضریب هزینه
$\dot{m}$	دبی جریان آب، (kg/s)
C_p	ظرفیت حرارتی ویژه، (kJ/kgK)
S	جریان مبدأ
D	جریان مقصد

www.SID.ir

Archive of SID

اندیس‌ها

حداقل	min	خروجی فرایند	out
حداکثر	max	آب تازه‌ی ورودی	fw
فرایندهای مصرف کننده‌ی آب	I,j,k		
ورودی فرایند	in		

تاریخ دریافت: ۸۶/۵/۲ ؛ تاریخ پذیرش: ۸۷/٤/۲۲

مراجع

[1] Wang, Y. P. and Smith, R., Waste Water Minimization, *Chemical Engineering Science*, **49**(7), p. 981 (1994).

[2] Savelski, M. J. and Bagajewicz, M. J., On the Optimality Conditions of Water Utilization Systems in Process Plants with Single Contaminants, *Chemical Engineering Science*, **55**, p. 5035 (2000).

[3] Bagajewicz, M. J. and Savelski, M. J., On the Use of Linear Models for the Design of Water Utilization Systems in Process Plants with a Single Contaminant, *Chemical Engineering Research and Design*, (Part A), **79**, p. 600 (2001).

[4] Savulescu, L. E. and Smith, R., Simultaneous Energy and Water Minimisation, *AIChE Annual Meeting*, Miami (1998).

[5] Bagajewicz, M. J., Rodera, H. and Savelski, M. J., Energy Efficient Water Utilization Systems in Process Plants, *Computers and Chemical Engineering*, **26**, p. 59 (2002).

[6] Savulescu, L. E., Sorin, M. and Smith, R., Direct and Indirect Heat Transfer in Water Network Systems, *Applied Thermal Engineering*, **22**, p. 981 (2002).

[۷] عمیدپور، مجید و سوفاری، سید مهدی، تحلیل همزمان مصرف آب و انرژی در فرایندها با استفاده از برنامه‌ریزی ریاضی، *نشریهٔ شیمی و مهندسی شیمی ایران*، **۲۵**، ص ۸۶ (۱۳۸۵).

[۸] سوفاری، سید مهدی، "کمینه‌سازی همزمان مصرف آب و انرژی در فرایندهای صنعتی با محدودیت‌های عملیاتی"، پایان‌نامه‌ی کارشناسی ارشد مهندسی مکانیک، دانشگاه صنعتی خواجه نصیرالدین طوسی (۱۳۸۴).

www.SID.ir