

# بهینه‌سازی شبکه هیدروژن با استفاده از مدیریت دی اکسید کربن

پروانه نارویی محمد، میر محمد خلیلی پور\*، فرهاد شهرکی و محمد رضا سردشتی بیرجندی  
گروه مهندسی شیمی، دانشکده مهندسی شهید نیکبخت، دانشگاه سیستان و بلوچستان، زاهدان، ایران

تاریخ دریافت: ۱۴۰۰/۴/۲۳ تاریخ پذیرش: ۱۴۰۰/۱۰/۱۳

## چکیده

هیدروژن از مهم‌ترین منابع انرژی تجدیدپذیر است ولی در اکثر پالایشگاه‌ها هم‌زمان با تولید هیدروژن توسط سوخت‌های فسیلی، مقدار قابل توجهی  $CO_2$  نیز تولید می‌گردد. در این مقاله به ارائه مدل ریاضی برای انتشار میزان  $CO_2$  از هر واحد موجود در شبکه هیدروژن و همچنین بهینه‌سازی چند هدفه، پرداخته شده است. این مدل شامل برنامه‌ریزی ریاضی خطی (LP) است که رابطه بین میزان انتشار  $CO_2$  و خوراک ورودی به سیستم سوخت و محصول خروجی واحد تولیدکننده هیدروژن را نشان می‌دهد. پارامترهای ثابت مدل براساس داده‌های تجربی موجود از شبکه هیدروژن پالایشگاه نفت بندرعباس به دست آمده است. تابع هدف نیز بر اساس تابع چند هدفه کاهش هم‌زمان نشر  $CO_2$  و کاهش هزینه‌های شبکه هیدروژن می‌باشد. نتایج حاصل از بهینه‌سازی کاهش  $29/1\%$  و  $22/4\%$  را به ترتیب برای نشر  $CO_2$  و کل هزینه‌های موجود در شبکه هیدروژن نشان می‌دهند. نتایج همچنین بیانگر افزایش مقدار  $16200 m^3/h$  با استفاده مجدد از هیدروژن ارسالی به سیستم سوخت هستند.

**کلمات کلیدی:** مدیریت هیدروژن، نشر  $CO_2$ ، بهینه‌سازی، مدل‌سازی ریاضی خطی، شبکه هیدروژن.

## مقدمه

هیدروژن را دارا هستند. این در حالی است که هم‌زمان با تقاضا برای هیدروژن، محدودیت‌های عملی روی محتویات آروماتیکی بنزین، منجر به کاهش شدت تولید در تبدیل کننده‌های کاتالیستی و متعاقباً کاهش تولید هیدروژن می‌شود. کلیه این عوامل باعث کمبود هیدروژن در پالایشگاه می‌گردد که برای رفع آن سرمایه‌گذاری جدید جهت ایجاد واحدهای اضافی تولید هیدروژن غیر قابل اجتناب خواهد بود. از آنجایی که خرید هیدروژن از خارج شبکه نیز اغلب به صرفه نیست، بهترین گزینه برای رفع این مشکل در پالایشگاه‌ها، کنترل و مدیریت شبکه هیدروژن است [۲]. منظور از

امروزه در پالایشگاه‌ها نیاز به واحد تصفیه هیدروژن با توجه به وضع قوانین جدید برای تولید سوخت‌های بدون سولفور، بیش از پیش احساس می‌شود. از سوی دیگر، استفاده از نفت خام سنگین و کاهش فروش سوخت‌های سنگین، سبب استفاده مضاعف از واحد شکست هیدروژنی (واحدی که مولکول‌های سنگین را به انواع سبک‌تر، که ارزش بیشتری دارند می‌شکند) گردیده است [۱]. از میان تمامی فرآیندهای موجود در پالایشگاه، واحدهای تصفیه و شکست هیدروژن بیشترین میزان مصرف

\*مسئول مکاتبات

آدرس الکترونیکی: a.khalilipour@eng.usb.ac.ir  
شناسه دیجیتال: (DOI: 10.22078/PR.2022.4559.3053)

[۴]. نیاز روز افزون هیدروژن باعث افزایش این آلاینده خواهد شد و تنها راه ممکن، بهینه‌کردن تولید هیدروژن به‌واسطه بهینه‌سازی مصرف این ماده در خلال فرآیندهای پالایش می‌باشد. بهینه‌سازی شبکه هیدروژن (مدیریت هیدروژن) موجود در پالایشگاه راه حل مناسبی برای استفاده بهینه از ظرفیت موجود تولید هیدروژن است که از طرفی موجب کاهش هزینه‌های سرمایه‌گذاری و عملیاتی ناشی از تولید هیدروژن می‌شود و از سوی دیگر در راستای رعایت محدودیت‌های زیست محیطی بسیار موثر خواهد بود. در شکل ۱، نمایی از شبکه هیدروژن در پالایشگاه نمایش داده شده است. به‌طور کلی عموماً برای مدیریت و انتگراسیون شبکه هیدروژن در پالایشگاه، دو دیدگاه مورد استفاده قرار می‌گیرد [۵]:

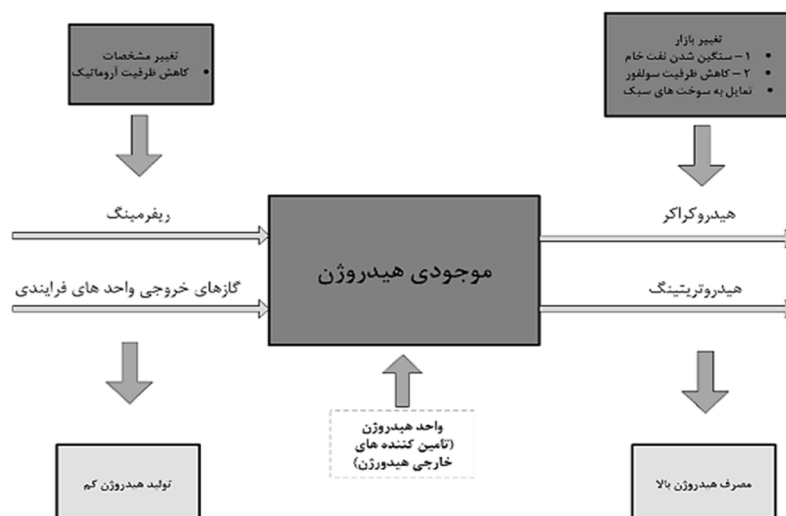
- الف- استفاده از رویکردهای مفهومی (تحلیلی)
- ب- استفاده از رویکردهای برنامه‌ریزی ریاضی

### مروری بر رویکردهای تحلیلی

مبنای این روش موازنه جرم و انتخاب مناسب منابع و چاهک‌ها است. هدف اصلی روش‌های گرافیکی/تحلیلی کاهش مصرف هیدروژن تازه با استفاده از بیشینه نمودن بازیافت و استفاده مجدد، درون شبکه هیدروژن است.

مدیریت شبکه هیدروژن، مجموعه‌ای از اقدامات و بررسی‌هایی است که عوامل اقتصادی و فنی مؤثر را در زمینه تولید، مصرف و نیاز به هیدروژن، مورد بررسی قرار می‌دهد. با توجه به مواجهه اکثر پالایشگاه‌های جهان با بحران هیدروژن، مدیریت صحیح در میزان مصرف هیدروژن و بهینه‌سازی شبکه توزیع آن، به‌طور منطقی سبب کاهش هزینه‌های سرمایه‌گذاری و عملیاتی در پالایشگاه‌ها می‌شود و میزان سوددهی در پالایشگاه را افزایش می‌دهد [۳]. خط مشی و فرآیند مدیریت و کنترل هیدروژن، کاهش میزان نیاز به هیدروژن را در پی خواهد داشت و این امر جایگزین مناسبی برای ساخت واحد جدید تولید هیدروژن خواهد بود [۳]. این روش، به دلایل زیر در پالایشگاه‌ها مورد استقبال قرار گرفته است:

- ۱- کاهش هزینه عملیاتی سرمایه‌گذاری در زمینه ساخت واحدهای جدید تولید هیدروژن
  - ۲- کاهش فضای لازم برای ساخت واحد جدید هیدروژن
  - ۳- کاهش تولید  $CO_2$  به‌واسطه تولید هیدروژن (یکی از اصلی‌ترین اهداف پالایشگاه)
- تولید هیدروژن توسط سوخت‌های فسیلی با هر روشی، همراه با تولید  $CO_2$  است و تقریباً به ازای تولید هر تن هیدروژن، ۱۰ تن  $CO_2$  تولید می‌گردد



شکل ۱ نمای کلی از شبکه هیدروژن در پالایشگاه [۶]

مناسب ریاضی است. این رویکرد بهینه‌سازی براساس برنامه‌ریزی ریاضی معمولاً شامل یک تابع هدف، متغیرهای تصمیم‌گیری، مجموعه‌ای از محدودیت‌ها و محدودیت‌های عملیاتی و یک ساختار شبکه‌ای که تمامی اتصالات را محاسبه می‌کند. تابع هدف در یک مسئله طراحی شبکه هیدروژن معمولاً شامل کاهش تولید هیدروژن و کاهش هزینه سالیانه کل می‌باشد. محدودیت‌های عملیاتی هم عموماً شامل محدودیت‌های عملکرد واحد، نیازهای خلوص، محدودیت‌های فشار و محدودیت اتصالات می‌باشد. علاوه بر تجزیه و تحلیل پینچ هیدروژن، الویز [۸] یک روش بر پایه برنامه‌ریزی ریاضی برای طراحی بهینه شبکه هیدروژن با استفاده از برنامه‌ریزی خطی توسعه داد. در برنامه‌ریزی خطی تابع هدف کاهش کل هزینه‌های سالیانه که در اینجا تنها هزینه تولید هیدروژن و هزینه توزیع و هزینه سوخت را شامل می‌شود، در نظر گرفته شد. این تابع هدف بیش از حد ساده گردید، تا حدی که تعدادی از کمپرسورهای جدید و اتصالات لوله کشی برای نصب را در سیستم توزیع در نظر نمی‌گرفت. به دلیل محدودیت‌های قبلی، لیو و هلاله [۱۳ و ۱۴] یک رویکرد بهینه‌سازی مبتنی بر روش ابر ساختار را با استفاده از یک مسئله بهینه‌سازی غیرخطی و آمیخته چند متغیره MINLP برای در نظر گرفتن محدودیت‌های مختلف شبکه از قبیل فشار، ظرفیت تجهیزات، محدودیت‌های تولید و مشخصات کیفیت در طراحی شبکه توسعه دادند. لیو و ژانگ [۱۵] بر مبنای رویکرد ابر ساختار، یک روش سیستماتیک برای انتخاب بهینه و انتگراسیون تصفیه کننده-های هیدروژن درون شبکه هیدروژن را ارائه دادند. در این روش طراحی شبکه بهینه با روش MINLP محاسبه گردید. احمد و همکاران [۱۶] اولین مدل بهینه‌سازی چند دوره‌ای را برای طراحی شبکه‌های هیدروژن با قابلیت انعطاف پیشنهاد دادند. در این مطالعه مدل بهینه‌سازی شبیه روش پیشنهاد شده

می‌توان با یک روش ساده تحلیلی (مانند روش گرافیکی)، حداکثر هیدروژن بازیابی قابل دسترس را قبل از جستجوی شبکه‌های جایگزین، به دست آورد. متأسفانه، در این روش نمی‌توان وجود محدودیت فشار و دیگر مسائل عملیاتی و محدودیت‌های فیزیکی از جمله فاصله بین واحدهای فرآیند یا حداکثر غلظت مجاز  $H_2S$  در هر راکتور را در نظر گرفت. اولین بار روش گرافیکی برای ارزیابی منابع هیدروژن توسط تیلور و همکاران [۷] ارائه گردید. تیلور شبکه هیدروژن را با استفاده از ملاحظات اقتصادی مورد آنالیز و بررسی قرار داد. او همچنین مقایسه‌ای بین هزینه‌های بازیابی هیدروژن و افزودن واحد جدید هیدروژن نمود. در این مطالعه تکنیک بکار برده شده برای بهینه‌سازی شبکه هیدروژن، استفاده از نمودار ترکیبی و آنالیز پینچ بوده است. الویز [۸] با استفاده از نظریه اقتصادی پیشنهاد شده تیلور و نظریه آنالیز پینچ هیدروژن توانست تکنیکی جدیدی برای مدیریت هیدروژن ارائه دهد. آنالیز پینچ هیدروژن از توزیع خلوص و نمودار مازاد هیدروژن برای تعیین هیدروژن قابل دسترس در پالایشگاه استفاده می‌کند. دینگ و همکاران [۹] توانستند قید فشار را با استفاده از پروفیل‌های فشار متوسط در نظر بگیرند. فو و مانان [۱۰] از آنالیز Gas Cascade برای تنظیم سرویس جانبی هیدروژن استفاده نمودند. ژائو و همکاران [۱۱] توانستند با استفاده از روش آنالیز پینچ هیدروژن پیشنهاد شده توسط الویز و تیلور [۱۲] و نمودار خلوص موجود در شبکه هیدروژن، شبکه هیدروژن را اصلاح و مصرف سرویس جانبی را کاهش دهند. ابزار گرافیکی و تحلیلی که برای اجرای این روش مورد نیاز است، شامل نمودار خلوص و نمودار هیدروژن اضافی است. **مروری بر رویکردهای برنامه‌ریزی ریاضی**

با توجه به مشکلات روش‌های گرافیکی/تحلیلی، بهترین راهکار برای تجزیه و تحلیل شبکه هیدروژن، طراحی شبکه هیدروژن به‌عنوان یک مسئله بهینه‌سازی، با استفاده از یک زبان برنامه‌نویسی

نوسانات واحدهای تقاضا هیدروژن یا واحدهای مصرف کننده هیدروژن و راه اندازی و خاموش شدن واحد هیدروژن پیشنهاد نمودند. در این مطالعه نیز با توجه به تعداد زیادی از متغیرهای گسسته و پیوسته، مسئله چندین دوره‌ای MINLP اصلی، برای ارائه راه حل استوارتر از نظر کیفیت و زمان، به چند مسئله MILP تبدیل گردید. وانگ و همکاران [۲۱] یک مدل LP را برای تعیین بهینه توزیع جریان یک شبکه هیدروژن ارائه کردند. آن‌ها یک جریان ثابت با تمام اتصالات امکان‌پذیر را برای از بین بردن حضور متغیرهای عدد صحیح و اصطلاحات دو طرفه در معادلات موازنه جرمی پیشنهاد دادند. برای تخمین تقاضای هیدروژن در مصرف کننده هیدروژن آن‌ها از یک رابطه خطی بین میزان مصرف خوراک و هیدروژن مورد نیاز استفاده نمودند. بنابراین شرایط بهینه توسط تنظیم شدت جریان از پیش تعیین شده بین منابع و مصرف کننده‌های مبدل، تعیین می‌شود. برای غلبه بر مشکلات حل مسئله MINLP در مقیاس بزرگ، خواجه پور و همکاران [۲۲] مجموعه‌ای از قوانین اکتشافی را برای کاهش اندازه مدل ابر ساختار ارائه دادند. استدلال در این روش حذف برخی از متغیرهای ناخواسته برای رفع مشکل فرمول بندی است. این امر باعث می‌شود که تلاش محاسباتی مورد نیاز برای یافتن راه حل‌های مطلوب به‌طور قابل توجهی بهبود یابد. لو و همکاران [۲۳] برای جلوگیری از محاسبات پیچیده، یک روش دو مرحله‌ای برای طراحی شبکه هیدروژن با استفاده مجدد و بازیافت هیدروژن ارائه نمودند. این مدل شامل واحدهای هیدروژن جدید، منابع هیدروژن فرآیندی، مصرف کننده‌های هیدروژن، سیستم سوخت، تصفیه کننده‌های هیدروژن و همه پتانسیل‌های ارتباطی ممکن بین آن‌ها می‌باشد. تابع هدف این مدل شامل کل هزینه‌های سالیانه و جریان سیستم جانبی هیدروژن می‌باشد. این موضوع باعث کاهش اتصالات بین واحدها در مدل‌سازی می‌گردد. بهینه‌سازی بر روی چندین

توسط لیو و ژانگ [۱۵] است و تنها تفاوت قابل توجه مدل در مورد چگونگی تعریف تابع هدف می‌باشد. در این مدل هر دو هزینه عملیاتی و سرمایه‌گذاری، به‌عنوان یک تابع میانگین وزنی در تمام دوره‌های عملیاتی مورد بررسی قرار می‌گیرد. بهینه‌سازی چند دوره‌ای سیستم‌های هیدروژن نیز توسط کوو و چانگ [۱۷ و ۱۸] مورد توجه قرار گرفت. آن‌ها توانستند مدل‌های دقیق از واحدهای مصرف کننده با در نظر گرفتن توامان توانایی عملیاتی انعطاف پذیر و غلظت‌ها، مدل‌سازی واحد هیدروژن و واحد‌های تصفیه‌سازها را برای شبکه هیدروژن ارائه دهند. همچنین در این مطالعه، بیان جدیدی برای محاسبه هزینه‌های سوخت پیشنهاد گردید. به علاوه، یک روش اکتشافی جایگزین براساس یک روش تقسیم زمانی برای بررسی شبکه‌های هیدروژن انعطاف پذیر نیز برای اولین بار ارائه شد. جیائو و همکاران [۱۹] دو روش برای بهینه‌سازی شبکه‌های هیدروژن ارائه دادند که روش اول براساس یک رویکرد بهینه‌سازی دو مرحله‌ای متوالی و روش دوم بر راهبرد بهینه‌سازی هم‌زمان استوار است. به زبان ساده تر رویکرد بهینه‌سازی دو مرحله‌ای متوالی یک مسئله MINLP را به دو قسمت نسبتاً کوچک MINLP تقسیم می‌کند. این کار برای کاهش تلاش محاسباتی مورد نیاز برای پیدا کردن راه حل‌های بهینه مطلوب یا جواب‌های محلی بهینه می‌باشد. در این روش، ابتدا سیستم تصفیه هیدروژن بهینه می‌گردد و سپس مسئله بهینه‌سازی به دنبال شبکه هیدروژن بهینه می‌گردد. در نقطه مقابل، رویکرد بهینه‌سازی هم‌زمان، مسئله اصلی را تقسیم نمی‌کند و کل شبکه توزیع هیدروژن را بصورت یکجا بهینه می‌نماید. همچنین در روند بهینه‌سازی این مطالعه از حل مدل MILP آزاد شده به‌عنوان مقدار اولیه برای حل مدل MINLP، استفاده گردیده است. جیائو و همکاران [۲۰] یک روش بهینه‌سازی سیستماتیک برای طراحی سیستم‌های انعطاف‌پذیر هیدروژن تحت شرایط مختلف عملیاتی مانند

کار در ساختار شبکه هیدروژن به جای دریچه‌های کاهش فشار از توربین‌های هیدروژنی برای تولید برق در مدل‌سازی استفاده شده است. ساختار شبکه جدید سیستم تبادل هیدروژن و کار نام‌گذاری گردیده است. نتایج نشان می‌دهد که با استفاده از توربین‌های هیدروژن و بازیابی کار جریان‌های غنی از هیدروژن، کل مصرف برق و کل هزینه‌های سالیانه را حدود ۰/۴٪ و ۰/۱۶٪ کاهش می‌یابد. چن و همکاران [۲۷] به طراحی و بهینه‌سازی شبکه هیدروژن پالایشگاه تحت عدم قطعیت با چند مقیاس پرداختند به نحوی که عواملی چون تغییر سریع بازار، تغییرات مواد خام و تغییر شرایط عملیاتی به‌عنوان عواملی که دارای عدم قطعیت می‌باشند در شبکه هیدروژن تعریف گردید. در این تحقیق یک مدل-سازی عدم قطعیت دو مرحله‌ای به همراه قیود انعطاف‌پذیر برای بهینه‌سازی ساختار شبکه پیشنهاد گردید. نتایج حاصل از بهینه‌سازی، افزایش انعطاف‌پذیری عملیاتی و کاهش کل هزینه‌های سالیانه را نشان می‌دهد. یانگ و همکاران [۲۸] به بررسی ساختار شبکه هیدروژن با بازیابی هیدروکربن‌های سبک پرداختند. روش جبری پیشنهادی بر اساس آنالیز پینچ برای کاهش مصرف هیدروژن تازه و منابع هیدروژن طراحی گردید. نتایج استفاده از این روش، علاوه‌بر بهبود ساختار شبکه و کاهش هیدروژن تازه مورد نیاز و افزایش بازیابی گاز مایع شده و بنزین را نشان داد. ژانگ و همکاران [۲۹] به شبیه‌سازی و بهینه‌سازی شبکه هیدروژن بر اساس تجزیه و تحلیل ریسک فرآیند جداساز فلاش پرداختند. روش آن‌ها شامل بهبود ساختار شبکه هیدروژن به همراه استفاده از فاکتور خطر فشار جداساز فلاش<sup>۱</sup> (FP) می‌باشد. هدف از این روش، برای جداساز فلاش موجود در شبکه هیدروژن یک محدود ممکن و غیرممکن بر اساس خطر فشار تعریف شده است. نتایج استفاده از روش بر روی ساختار شبکه هیدروژن، کاهش هم‌زمان مصرف کل اکسرژی

شبکه که شامل واحد تصفیه هیدروژن و استفاده مجدد هیدروژن است، انجام گرفت. نتایج، کاهش هیدروژن مصرفی در شبکه بهینه شده را نسبت به حالت موجود نشان داده است. یانگ و فنک [۲۴]، بهینه‌سازی شبکه هیدروژن را با در نظر گرفتن واحد حذف  $H_2S$  مورد بررسی قرار دادند. آن‌ها مدل پیشنهاد شده برای واحد حذف  $H_2S$  را با استفاده از نرم افزار اسپن-هایسیس اعتبارسنجی نمودند. نتایج نشان می‌دهد که استفاده از واحد حذف  $H_2S$  باعث بهبود استفاده از هیدروژن و عملکرد اقتصادی شبکه هیدروژن می‌گردد. علاوه‌بر این با توجه به اینکه منابع هیدروژن موجود در شبکه دارای خلوص‌های مختلف از هیدروژن می‌باشد، بهتر است قبل از ارسال به واحد تصفیه هیدروژن، میزان  $H_2S$  جریان‌ها حذف گردد، تا از کاهش کارایی واحد تصفیه هیدروژن جلوگیری شود. سیلوا و همکاران [۲۵] به مقایسه و بررسی شبکه بهینه شده هیدروژن توسط دو مدل غیرخطی و خطی پرداختند. در این کار با بررسی نقاط ضعف و قوت هر مدل، نتایج نشان داد که کمترین هزینه عملیاتی از طریق بهینه‌سازی یک مدل غیرخطی به‌دست می‌آید که این مدل مستلزم مقداردهی اولیه بر اساس مدل آمیخته خطی (MILP) می‌باشد. از طرف دیگر، نتایج بیان می‌کند که حل مدل خطی ساده‌تر بوده و به مقدار اولیه برای حل نیاز ندارد. این در حالی است که کمترین هزینه عملیاتی و هزینه سرمایه‌گذاری برای ساختار شبکه هیدروژن از طریق این مدل نیز به‌دست می‌آید. لیو و همکاران [۲۶] به بازیابی انرژی و انتگراسیون شبکه هیدروژن با استفاده از توربین‌های هیدروژن پرداختند. در حالت کلی، وظیفه کمپرسورهای هیدروژن در شبکه افزایش فشار برای جریان‌های غنی از هیدروژن می‌باشد. از سوی دیگر، تعدادی دریچه‌های کاهش فشار نیز برای کاهش فشار بر روی جریان‌های هیدروژن در شبکه وجود دارد که منجر به هدر رفتن انرژی می‌گردد. در این

1. Flash Pressure

هیدروژن تازه و کار فشرده سازی که در منطقه ممکن احتمال خطر FP می‌باشد را نشان می‌دهد. چانگ و همکاران [۳۰] ساختار بهینه با استفاده از گسسته‌سازی فشار برای شبکه هیدروژن را به‌دست آوردند. یکی از مشکلات به‌دست آوردن جواب بهینه در ساختار شبکه هیدروژن، وجود قیود توان تراکمی غیرخطی کمپرسورها می‌باشد. آن‌ها با خطی‌سازی قیود تراکمی کمپرسور بدون کاهش دقت قیود، توانستند جواب‌های بهینه مطلق و همچنین مجموع کل هزینه‌های موجود را کاهش دهند. نتایج به‌دست آمده بر روی دو ساختار مورد مطالعه با استفاده از گسسته‌سازی فشار در شبکه هیدروژن، کاهش حدود ۶٪ نسبت به حالت موجود را نشان می‌دهند. تقریباً تمام مطالعات مربوط به مدیریت هیدروژن تنها بر جنبه‌های اقتصادی سیستم توزیع هیدروژن متمرکز شده است و تأثیرات زیست محیطی حاصل از فرآیندهای تولید و عرضه هیدروژن مانند انتشار گازهای گلخانه‌ای (مانند  $CO_2$ ،  $CH_4$  و غیره) در نظر گرفته نشده است. هدف از این پژوهش، بهینه‌سازی شبکه هیدروژن به کمک مدیریت دی اکسیدکربن می‌باشد. در این تحقیق ابتدا مدل ریاضی برای انتشار میزان  $CO_2$  از هر واحد موجود در شبکه هیدروژن ارائه شده است. سپس، کل شبکه هیدروژن که شامل واحدهای تولیدکنندگان، مصرف کنندگان هیدروژن، کمپرسورها و تصفیه کنندگان هیدروژن می‌باشند، مدل‌سازی ریاضی گردید. در انتها، بهینه‌سازی چند هدفه با استفاده از مدل‌سازی انجام شده با هدف کاهش هم‌زمان هزینه‌های سالیانه کل شبکه هیدروژن و انتشار  $CO_2$  از شبکه هیدروژن پالایشگاه نفت بندرعباس انجام گردیده است.

### مدیریت شبکه هیدروژن بر اساس برنامه‌ریزی ریاضی

شبکه هیدروژن در پالایشگاه از سه قسمت تشکیل شده است [۶]:

۱- منابع هیدروژن (چشمه‌ها)

۲- مصرف کننده‌های هیدروژن (چاه‌ها)

۳- هیدروژن برگشتی (بازیافتی)

در حقیقت شبکه هیدروژن از ارتباط بین این سه قسمت تشکیل شده و برای مدیریت هیدروژن در پالایشگاه باید بهینه‌ترین ارتباط بین عناصر شبکه و مؤثرترین ساختار در شبکه به وجود آید. با توجه به استفاده از روش ابر ساختار در مقاله قبل از توضیح معادلات ریاضی حاکم در شبکه هیدروژن، توضیح این روش به شرح زیر می‌باشد:

### روش ابر ساختار

بر اساس مدل ابر ساختار به منظور بهینه‌سازی، ابتدا تمامی حالات ممکن برای چیدمان اجزای سیستم را در نظر گرفته و سپس به مدل‌سازی و فرمولاسیون ریاضی روابط حاکم بر آن در قالب یک مسئله بهینه‌سازی پرداخته می‌شود. پس از فرمولاسیون و مدل‌سازی، باید الگوریتم مناسب برای یافتن نقاط بهینه انجام شود. در نهایت با حل این مسئله بهینه‌سازی، بهترین حالت ممکن از بین کل حالات ارائه شده در مدل ابرساختار تعیین می‌شود. بهینه‌سازی ساختار یک فرآیند شامل مراحل عمده زیر می‌باشد [۱۳].

مرحله اول: تمامی حالت‌های ممکن و موجه برای طراحی فرآیند در قالب یک ابرساختار ترسیم می‌شود تا ساختار بهینه از بین تمامی ساختارهای موجود در ابرساختار انتخاب شود. یک ابرساختار شامل تعدادی از واحدهای فرآیندی و خطوط ارتباطی بین آن‌ها می‌باشد. برای مثال سیستمی شامل دو واحد فرآیندی، یک ورودی و یک خروجی را در نظر بگیرید. ابرساختار متناظر با این سیستم شامل  $n=2+1+1=4$  گره به همراه کلیه خطوط ارتباطی بین گره‌ها می‌باشد. خطوط ارتباطی بین واحدهای فرآیندی به‌صورت دو طرفه و خطوط ارتباطی خروجی‌ها و ورودی‌ها یک‌طرفه می‌باشد. شکل ۲، تمام جریان‌های ممکن در این سیستم چهار عضوی را نشان می‌دهد.



منابع هیدروژن

منابع هیدروژن به کلیه جریان‌هایی گفته می‌شوند که می‌توانند هیدروژن را به مصرف‌کننده‌ها ارسال نمایند. بنابراین، میزان ارسال به چاه‌ها (مصرف‌کننده‌ها) می‌بایست برابر میزان خروجی از چشمه‌ها باشد [۱۴].

$$F_{source} = \sum_j F_{i,j} \quad (1)$$

مصرف‌کننده‌های هیدروژن

تصفیه هیدروژنی و شکست کاتالیستی از مهم‌ترین فرآیندهای مصرف‌کننده هیدروژن می‌باشند. به منظور حفظ عملکرد تمام مصرف‌کنندگان (چاه‌ها)، مقدار و درجه خلوص هیدروژن ورودی در این واحدها می‌بایست ثابت نگه داشته شود [۱۴].

$$F_{sink,j} = \sum_i F_{i,j} \quad (2)$$

$$F_{sink,j} \gamma_{sink,j} = \sum_i F_{i,j} \gamma_i \quad (3)$$

تصفیه‌کننده‌ها

هدف از استفاده خالص‌سازها، افزایش خلوص هیدروژن جریان‌ها و بازیابی هیدروژن می‌باشد. پرکاربردترین واحدهای تصفیه هیدروژن، PSA و غشا می‌باشند. این واحدها می‌توانند هیدروژن را از چندین جریان با خلوص متفاوت دریافت کنند و با خلوص بالا به چندین مصرف‌کننده بفرستند. یک واحد خالص‌ساز به صورت یک چاه (ورودی تصفیه‌کننده) و دو چشمه (خروجی محصول با درصد خلوص بالا و جریان باقیمانده) در سیستم شبکه هیدروژن در نظر گرفته می‌شود. این موضوع در شکل ۴ به خوبی نشان داده شده است.

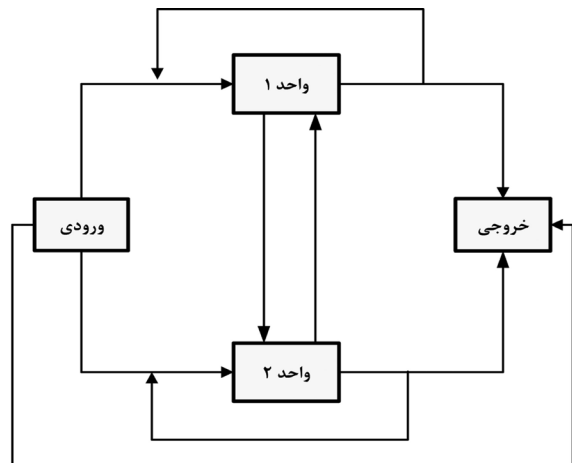


شکل ۴ واحد تصفیه هیدروژن، با یک چاه و دو چشمه

جریان خوراک ورودی از رابطه زیر به دست می‌آید:

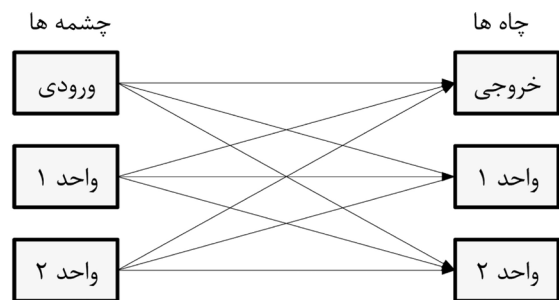
$$F_{in,pur} = \sum_i F_i \cdot pur \quad (4)$$

درصد خلوص خوراک نیز با معادله ۵ بیان می‌گردد:



شکل ۲ جریان‌های ممکن در یک سیستم چهار عضوی شامل دو واحد فرآیندی، یک ورودی و یک خروجی [۱۳].

این ابرساختار را به صورت دیگری می‌توان نشان داد. هر جزء موجود در ابرساختار در حقیقت به‌عنوان یک چشمه یا یک چاهک و یا هر دوی آنها عمل می‌کند. هر واحد ورودی مانند یک چشمه، هر واحد خروجی مانند یک چاهک و هر واحد فرآیندی به‌طور هم‌زمان به منزله یک چشمه و یک چاهک عمل می‌کند. بنابراین، ابرساختار متناظر با سیستم بالا را می‌توان به صورت شکل ۳ نشان داد.



شکل ۳ ابرساختار با سیستم چهار عضوی شامل دو واحد فرآیندی، یک ورودی و یک خروجی [۱۳].

مرحله دوم: مدل ریاضی ابرساختار

مدل ریاضی کلی ابرساختار ارائه شده در این مرحله دارای مخلوطی از متغیرهای دودویی (۰ و ۱) و متغیرهای پیوسته و نتیجه یک مدل بهینه‌سازی ترکیبی چند متغیره (MINLP) می‌باشد. در ادامه به توضیح معادلات ریاضی حاکم قسمت‌های مختلف شبکه هیدروژن می‌پردازیم.

به افزودن تجهیزات جدید می‌باشیم. از جمله این تجهیزات می‌توان کمپرسورها و یا خالص‌سازها را نام برد. افزودن تجهیزات اضافی بر اساس تأمین منابع سرمایه‌ای پالایشگاه انجام می‌گیرد. مدل ریاضی برای این تجهیزات به صورت متغیرهای دودوی<sup>۱</sup> به کل مدل شبکه هیدروژن افزوده می‌شود و به صورت زیر نمایش داده می‌شوند [۲۶]:

$$\sum_i F_{i, new-equipment} - Y_n UP \leq 0 \quad (12)$$

$$\sum_i F_{i, new-equipment} - Y_n UP \geq 0 \quad (13)$$

$Y_n = \{\text{New equipment}\} \in \{0, 1\}$

که  $Y_n$  همان متغیر دودوی (بودن یا نبودن تجهیزات جدید) که براساس تابع هدف به دو شکل ۰ و ۱ در بهینه‌سازی ظاهر می‌شود و نیز  $UP$  حداکثر شدت جریان ممکن برای واحد مورد بررسی است.

#### ملاحظات اقتصادی

تابع هدف در اکثر تحقیقات به علت جامع بودن براساس کاهش TAC است. هزینه کل به مجموع دو هزینه سرمایه‌گذاری و هزینه عملیاتی گفته می‌شود. در حقیقت، بهینه‌سازی براساس بالا و پایین کردن این دو نوع هزینه انجام می‌شود. در زیر به توضیح هر کدام می‌پردازیم:

#### هزینه‌های عملیاتی

##### هزینه سوخت

ارزش سوختی هیدروژن، هزینه‌ای است که باید صرف سوخت اضافی شود که به جای هیدروژن بازیافتی، در خوراک سیستم سوخت‌گازی به کار می‌رود. ارزش‌گازی که به سیستم سوخت فرستاده می‌شود از ارزش حرارتی گاز محاسبه می‌شود. اگر برای ساده‌سازی فرض شود که گاز مخلوطی است از هیدروژن و متان، از معادله زیر می‌توان جهت تخمین هزینه‌ی سوختی به ازای واحد شدت جریان سوخت استفاده نمود [۲۷]:

$$C_{Fuel} = F_{Fuel} t_{Fuel} (y_{Fuel} \times \Delta H_{C,H_2}^0 + (1 - y_{Fuel}) \times \Delta H_{C,H_2}^0) \times e_{Fuel} \quad (14)$$

1. Binary

$$\sum_i F_{in, pur} y_{in, pur} = \sum_i F_{in, pur} y_i \quad (5)$$

شدت جریان خروجی محصول برابر است با:

$$F_{prod, pur} y_{prod, pur} = R \times F_{in, pur} y_{in, pur} \quad (6)$$

شدت جریان و خلوص خروجی دور ریز نیز به ترتیب از رابطه‌های ۷ و ۸ به دست می‌آیند:

$$F_{prod, pur} = F_{in, pur} - F_{prod, pur} \quad (7)$$

$$F_{resid, pur} y_{resid, pur} = (R - 1) F_{in, pur} y_{in, pur} \quad (8)$$

که  $R$  درصد هیدروژن برگشتی می‌باشد. درصد هیدروژن برگشتی وابسته به متغیرهای خالص‌ساز همچون میزان جریان ورودی، خلوص ورودی و خلوص محصول وابسته‌اند. در طراحی تصفیه‌کننده‌ها، می‌بایست به سه نکته اساسی توجه کرد [۱۵]:

۱- خلوص محصول

۲- فشار محصول

۳- میزان بازیافت هیدروژن

#### کمپرسورها

منابع هیدروژن برای استفاده باید فشاری برابر یا بزرگتر از مصرف‌کننده داشته باشند. بنابراین برای تأمین این فشار از کمپرسورها استفاده می‌شود. کمپرسورها هم‌زمان به‌عنوان چشمه و چاه در نظر گرفته می‌شوند؛ اما رفتار آن‌ها با چشمه‌ها و چاه‌های هیدروژن متفاوت است. دبی و درصد خلوص هر کمپرسور، می‌تواند متغیر باشد، در حالی که در چاه‌های هیدروژن این دو پارامتر (دبی و درصد خلوص) ثابت می‌باشند. میزان جریان ورودی به کمپرسورها می‌بایست برابر میزان خروجی باشد:

$$\sum_i F_{comp, j} = \sum_i F_{i, comp} \quad (9)$$

هیدروژن ورودی به کمپرسور نیز می‌بایست برابر میزان هیدروژن خروجی از آن باشد:

$$\sum_i F_{comp, j} y_{comp} = \sum_i F_{i, comp} y_i \quad (10)$$

یک قید برای بیشینه دبی برای هر کمپرسور لحاظ می‌شود:

$$\sum_i F_{i, comp} \leq F_{max, comp} \quad (11)$$

#### افزودن تجهیزات جدید

گاهی برای بهینه‌سازی شبکه هیدروژن نیازمند



$T$  = دمای ورودی گاز (K)

$P1$  = فشار ورودی گاز (psi)

$P2$  = فشار خروجی گاز (psi)

$\eta$  = بازدهی آیزنتروپیک کمپرسور (۰/۸۵)

$\gamma$  = نسبت ظرفیت حرارتی گاز در فشار ثابت به

ظرفیت حرارتی در حجم ثابت (معمولاً برای گازهای

ایده‌آل برابر ۱/۴ است.)

### هزینه‌های سرمایه‌گذاری

هزینه خرید کمپرسور

در مقاله هلاله برای خرید کمپرسور رابطه‌ی زیر

مورد استفاده قرار گرفته است [۱۲]:

$$C_{comp} = \sum_{i \in I_{new}} (\alpha_{comp} + \beta_{comp} POWER_i) \quad (18)$$

که  $\alpha_{comp}$  و  $\beta_{comp}$  ضرایبی ثابت می‌باشند.

### هزینه لوله‌کشی

در مقاله هلاله برای هزینه‌ی لوله‌کشی از رابطه زیر

استفاده شده است [۱۳]:

$$C_{pipe} = \sum_{O_{new}} L \left( \alpha_{pipe} + \beta_{pipe} \frac{4F_{p,q} \rho_{p,0}}{\pi u \rho_p} \right) \quad (19)$$

که در معادله ۱۹،  $\rho_{p,0}$  چگالی در شرایط استاندارد

و  $\rho_p$  چگالی در شرایط عملیاتی است و همچنین

$L$  فاصله بین واحدها و  $\alpha_{pipe}$  و  $\beta_{pipe}$  ضرایب ثابت

هستند. در تحقیق پیش رو مقدار  $\alpha_{pipe}$  و  $\beta_{pipe}$  به

ترتیب برابر ۳/۲ و ۱۱/۴۲ در نظر گرفته شده است.

در انتها، کل هزینه سالیانه (TAC) به صورت زیر

محاسبه می‌شود:

$$TAC = (C_{H_2} + C_{Power} - C_{Fuel}) + Af \left( \sum_{i \in I_{new}} C_{new-equipment} \right) \quad (20)$$

که  $Af$  فاکتور سالیانه است. در تحقیق حاضر، ساعات

کار در یک سال در پالایشگاه در حدود ۸۲۰۰ h و

فاکتور سالیانه ۰/۵ در نظر گرفته شده است.

### نشر CO<sub>2</sub> از پالایشگاه

پالایشگاه‌های نفتی یکی از عمده‌ترین منابع انتشار

گاز دی‌اکسیدکربن هستند که حدود ۵٪ از کل

که  $\Delta H_{C,H_2}^0$  گرمای استاندارد احتراق،  $e_{Fuel}$  هزینه به ازای واحد انرژی حرارتی و  $t_{Fuel}$  ساعت کار پالایشگاه و نیز  $F_{Fuel}$  میزان شدت جریان ورودی به سیستم سوخت است که در این تحقیق  $e_{Fuel}$  برابر با MJ/\$ ۰/۰۴۱ در نظر گرفته شده است.

### هزینه هیدروژن

در واحد تولید هیدروژن فرض می‌شود، هزینه‌های

عملیاتی متناسب با دبی جریان خروجی واحد

می‌باشد. البته این فرض منطقی است، زیرا هزینه

عملیاتی واحد تولید هیدروژن (به‌عنوان نمونه روش

تغییر با بخار) با هزینه مواد خام ورودی و همچنین

میزان سوخت مورد استفاده در واحد تولید هیدروژن

متناسب است. از طرف دیگر، این هزینه‌ها به‌طور

مستقیم با دبی جریان هیدروژن تولیدی متناسب

هستند. هزینه خرید هیدروژن از یک منبع خارجی

در حدود ۰/۰۸۱ Nm<sup>3</sup>/\$ می‌باشد. ساعات کار در

یک سال در پالایشگاه در حدود ۸۲۰۰ hr می‌باشد.

بنابراین، هزینه عملیاتی واحد تولید هیدروژن از

رابطه زیر محاسبه می‌شود [۲۷]:

$$C_{H_2} = t_h F_h e_h \quad (15)$$

که  $F_h$  و  $e_h$  به ترتیب هزینه خرید هیدروژن و شدت

جریان خروجی از واحد هیدروژن هستند.

### هزینه الکتریسیته

هزینه‌ی الکتریسیته در پالایشگاه ۰/۰۸ kWh/\$

می‌باشد. مهم‌ترین مصرف‌کننده الکتریسیته در

پالایشگاه، کمپرسورها می‌باشند. کار کمپرسور از

رابطه زیر به دست می‌آید [۲۶]:

$$POWER_i = \sum_{i \in I} F_i \frac{C_{p,i} T}{\eta_i} \left[ \left( \frac{P_i^{out}}{P_i^{in}} \right)^{\frac{\gamma_i-1}{\gamma_i}} - 1 \right] \frac{\rho_{i,0}}{\rho_i} \quad (16)$$

که  $i$  نشان دهنده تعداد کمپرسورها است. بنابراین،

هزینه سالانه الکتریسیته به صورت زیر تعریف

می‌گردد:

$$C_{POWER} = e_{POWER} \sum_{i \in I} t_i POWER_i \quad (17)$$

که در آن:

$Cp$  = ظرفیت گرمایی مولار گاز (J/kmol.K) که تابع

ترکیب و نسبت فشردگی می‌باشد.

شبکه هیدروژن که شامل کاهش کل هزینه‌های سالیانه و کاهش کل انتشار  $CO_2$  با استفاده از مدل ریاضی معتبر برای انتشار  $CO_2$  از واحدهای موجود در شبکه هیدروژن، از راه‌های کاربردی خواهد بود.

#### ارائه مدل برای انتشار $CO_2$

برای به‌دست آوردن مدل معتبر برای انتشار  $CO_2$  باید شناخت کافی از شبکه هیدروژن و منابع انتشار آن داشته باشیم. با توجه به توضیحات قبلی منابع انتشار  $CO_2$  در شبکه هیدروژن، واحد تولید هیدروژن و سیستم‌های سوخت شبکه می‌باشد. سیستم سوخت شامل کوره‌هایی که برای تولید گرما بکار می‌روند، می‌باشد. پارامترهای عملیاتی زیادی در میزان تولید  $CO_2$  از واحد تولید هیدروژن و سیستم سوخت وجود دارند. از جمله میزان حرارت، نوع ماده سوختی و شدت جریان ماده سوختی و غیره می‌توان اشاره کرد. با توجه به وجود متغیر شدت جریان هیدروژن در محاسبات مدیریت هیدروژن، برای ارائه مدل انتشار از هر واحد، فرض ساده شونده‌ای انجام گرفته است. فرض مورد نظر ارائه مدل خطی می‌باشد که میزان  $CO_2$  خروجی از واحد مورد تنها به شدت جریان آن واحد ارتباط دارد. به این معنی که برای واحدهای تولیدکننده هیدروژن میزان انتشار با مقدار تولید هیدروژن و برای واحدهای مصرف کننده با مقدار هیدروژن مصرفی ارتباط خواهد داشت. پس با این فرض برای واحد تولید هیدروژن داریم:

$$E_{1,CO_2} = \varepsilon_1 \times F_{Hydrogen,i} + \varepsilon_2 \quad (21)$$

در معادله ۲۱،  $E_{1,CO_2}$  میزان انتشار  $CO_2$  از هر واحد موجود در شبکه هیدروژن را نشان می‌دهد. ضرایب انتشار  $\varepsilon_1$  و  $\varepsilon_2$  را می‌توان با استفاده از داده‌های تجربی از واحد محاسبه نمود. عبارت  $F_{Hydrogen,i}$  نیز میزان شدت جریان هیدروژن تولیدی از واحد هیدروژن را نشان می‌دهد. به همین ترتیب برای کوره‌هایی مربوط به هر یک از مصرف کننده‌ها و

گازهای منتشر شده صنعتی در سطح جهان را به خود اختصاص داده‌اند [۴]. عمده منابع نشر گازهای اضافی در پالایشگاه عبارتند از [۶]:

- ۱- سوخت برای فرآیندهای حرارتی، افزایش بخار و کوره‌ها
- ۲- واحد تولید هیدروژن
- ۳- واحد شکست کاتالیستی در بستر سیال (FCC) [۳۱ و ۳۲]
- ۴- واحد تبدیل کک<sup>۱</sup>

#### انتشار $CO_2$ از شبکه هیدروژن

در مورد مشخصات و عملکرد شبکه هیدروژن در بخش قبل به‌طور کامل توضیح داده شد. امروزه در بیشتر پالایشگاه‌ها برای تأمین هیدروژن مورد نیاز مصرف‌کننده‌ها، از احداث واحد هیدروژن در پالایشگاه استفاده می‌کنند. علاوه بر هیدروژن،  $CO_2$  نیز به مقدار زیاد، یکی از محصولات شبکه هیدروژن است [۴]. بنابراین فرآیند تولید هیدروژن از منابع مهم انتشار دی‌اکسیدکربن در پالایشگاه است. عمده منابع نشر گازهای اضافی در شبکه هیدروژن عبارتند از:

- ۱- واحدهای تولید هیدروژن [۳۳ و ۳۴]
  - ۲- انتشار از سیستم سوخت [۳۵]
- در تحقیقات گذشته کارهایی برای مدیریت  $CO_2$  در پالایشگاه انجام گرفته است. راهکارهای مورد استفاده برای کاهش  $CO_2$ ، بالانس و تغییر سوخت و نیز کاربرد تکنولوژی (فرآیندهای حذف)  $CO_2$  هستند [۶].

#### الف- موازنه<sup>۲</sup>: تنظیم محصولات واحدهای انتشار

دهنده‌ی  $CO_2$  برای کاهش  $CO_2$

ب- تغییر سوخت: استفاده از سوخت‌های مختلف با توجه به هزینه‌های آن‌ها

پ- تکنولوژی حذف  $CO_2$ : نصب فرآیندهای حذف برای کاهش انتشار  $CO_2$  از واحدها.

انتشار گازهای رها شده به اتمسفر ممکن است نتیجه فرآیند یا طراحی تجهیزات و یا شیوه‌های عملیاتی باشد، بنابراین بهینه‌سازی چند هدفه برای

1. Coker Unit  
2. Balancing

دو واحد H<sub>2</sub> Plant و CCR Plant به ترتیب ۴۰۵۰۰ Nm<sup>3</sup>/h و ۵۹۰۰۰ Nm<sup>3</sup>/h می‌باشد. در **جدول ۱** داده‌های فرآیندی در مورد منابع و چشمه‌ها آورده شده‌اند. در **شکل ۳**، محل استقرار کمپرسورها و خطوط لوله نیز نشان داده شده است. در این مقاله متوسط فاصله بین واحدها ۲۰۰ m فرض شده است. در این تحقیق دو حالت ساختار بهینه شبکه هیدروژن با ساختار موجود پالایشگاه مورد بررسی قرار گرفته شده است. حالت اول بهینه‌سازی براساس روش ابر ساختار می‌باشد. کلیه معادلات ۲۰-۱ که شامل تابع هدف و محدودیت شبکه هیدروژن می‌باشند در روش ابر ساختار حل می‌گردد.

حالت دوم مربوط به بهینه‌سازی چند هدفه که شامل معادلات ۲۲-۱ می‌باشد. در این حالت، بهینه‌سازی شامل دو تابع هدف کاهش انتشار CO<sub>2</sub> و کاهش کل هزینه‌های سالیانه شبکه می‌باشد. در این مقاله، از نرم افزار GAMS و همچنین، برای برآزش خطی و به‌دست آوردن ضرایب ثابت معادله‌های ۲۱ و ۲۲ از این نرم‌افزار استفاده شده است. بیشتر داده‌های فرآیندی مربوط شبکه هیدروژن موجود در **شکل ۵** و **جداول ۱ تا ۵** آورده شده است.

تولیدکننده‌های هیدروژن می‌توان این رابطه خطی را ارائه نمود.

$$E_{2,CO_2} = \sum_i \varphi_i F_{i,fuel} + \gamma_i \quad (22)$$

در معادله بالا، عبارت  $E_{2,CO_2}$  میزان انتشار و همچنین، ضرایب  $\varphi_i$  و  $\gamma_i$  فاکتورهای انتشار می‌باشند. عبارت  $F_{i,fuel}$  نیز برای تولیدکننده‌ها میزان هیدروژن تولیدی و برای مصرف کننده‌ها مقدار هیدروژن ورودی به واحد مصرف کننده در نظر گرفته شده است.

### شبکه هیدروژن پالایشگاه بندرعباس

ساختار کلی شبکه هیدروژن موجود در **شکل ۳** نمایش داده شده است. در این شبکه، واحدهای H<sub>2</sub> plant و CCR plant هیدروژن مورد نیاز سه واحد Hydrocracker (HC) و Heavy Naphta Hydrotreating (HNHT) و Kero & Diesel Hydrotreating (KDHT) را تأمین می‌کنند. دو واحد خالص‌ساز PSA، بر اساس کیفیت خوراک ورودی، از واحدهای CCR Plant و H<sub>2</sub> Plant تغذیه می‌شوند. همان طور که در **شکل ۳** دیده می‌شود دو جریان OFF-GAS با خلوص نسبتاً بالا به سیستم سوخت فرستاده می‌شوند. جریان خروجی از

جدول ۱ اطلاعات تأمین کننده‌های هیدروژن

منابع هیدروژن	شدت جریان (Nm <sup>3</sup> /h)	بیشینه شدت جریان (Nm <sup>3</sup> /h)	خلوص (%)	فشار (bar)
واحد هیدروژن	۴۰۵۰۰	۹۰۰۰۰	۷۶	۲۲
واحد CCR	۵۹۰۰۰	۶۵۰۰۰	۹۲	۴/۵

جدول ۲ داده‌های مربوط به کمپرسورها

کمپرسور	جریان عملیاتی (Nm <sup>3</sup> /h)	بیشینه جریان (Nm <sup>3</sup> /h)	فشار ورودی (bar)	فشار خروجی (bar)
CP1	۵۴۳۰۰	۷۶۰۰۰	۲۱/۳	۱۹۸
CP2	۵۹۰۰۰	۶۵۰۰۰	۴/۵	۲۴/۵
CP3	۹۰۰۰	۱۰۰۰۰	۲۴/۵	۵۵
CP4 (Shutdown)	-	۱۶۴۰۰	۴/۸	۳۰

جدول ۳ داده‌های مربوط به منابع هیدروژن (Off - Gas)

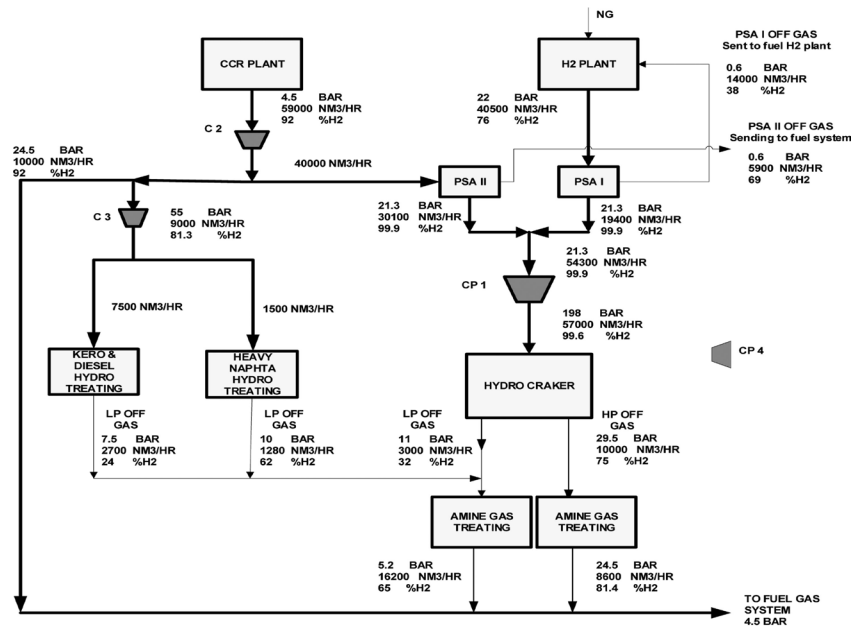
منابع	شدت جریان (Nm <sup>3</sup> /h)	خلوص (%)	فشار (bar)
HP Off-gas (Amine gas)	۸۶۰۰	۸۱/۴	۲۴/۵
LP Off-gas (Amine gas)	۷۶۰۰	۵۱	۵/۲

جدول ۴ داده‌های مربوط به واحدهای PSA

درصد هیدروژن برگشتی (%)	بیشینه شدت جریان (Nm <sup>3</sup> /h)	
۸۰ - ۹۰	۸۰۰۰۰	PSAI
۸۰ - ۹۰	۵۰۰۰۰	PSAII

جدول ۵ داده‌های مربوط به مصرف‌کننده‌های هیدروژن

مصرف کننده‌ها	شدت جریان (Nm <sup>3</sup> /h)	خلوص (%)	فشار (bar)
HC	کمینه ۳۵۰۰۰	۹۲ - ۹۹/۹	۱۹۸
	عادی ۵۷۰۰۰		
	بیشینه ۶۳۰۰۰		
HNHT	کمینه ۱۵۰۰	۸۰ - ۹۲	۵۵
	بیشینه ۱۷۰۰		
HDHT	کمینه ۷۵۰۰	۸۰ - ۹۲	۵۵
	بیشینه ۸۶۰۰		
Fuel	-	-	۴/۵



شکل ۵ شبکه هیدروژن موجود پالایشگاه

### نتایج و بحث حاصل از بهینه‌سازی شبکه هیدروژن

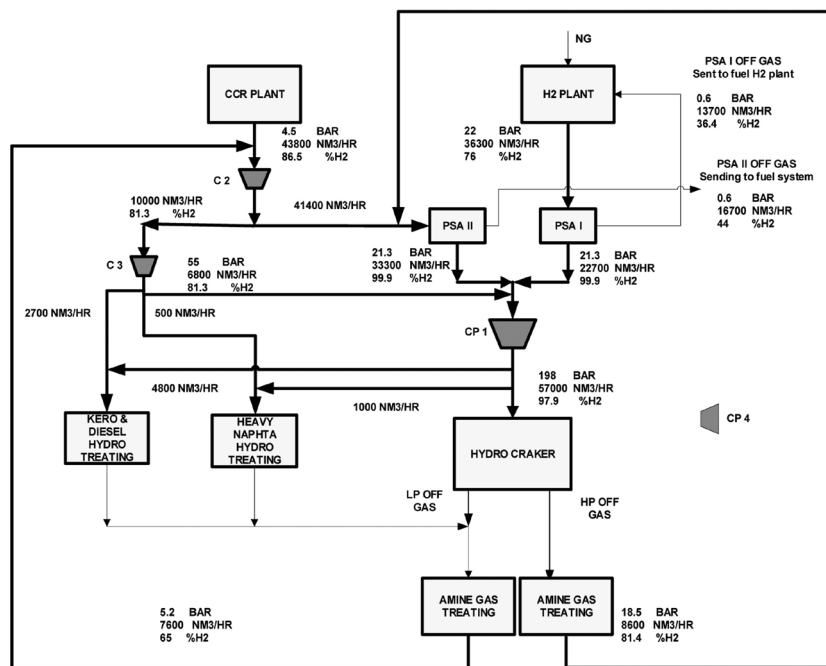
در ابتدا برای مقایسه نتایج روش‌های پیشنهاد شده در تحقیق حاضر و بررسی نتایج، شبکه هیدروژن را بر اساس روش ابر ساختار بهینه می‌گردد. ساختار بهینه شبکه بر اساس حل مسئله MINLP می‌باشد. نتایج حاصل از بهینه‌سازی در جدول ۶ و شکل ۶

نشان داده شده است.

میزان هیدروژن تولیدی از واحد H<sub>2</sub> Plant به مقدار ۳۶۳۰۰ Nm<sup>3</sup>/h می‌باشد یعنی ۱۰٪ کاهش جریان در واحد هیدروژن نسبت به حالت موجود داریم. با توجه به شکل ۵، نیاز به اضافه کردن هیچ گونه دستگاه و سیستم جدیدی نمی‌باشد و تنها افزودن هزینه لوله‌کشی نیازمند است.

جدول ۶ نتایج حاصل از بهینه‌سازی چند هدفه

شبکه هیدروژن موجود	شبکه بهینه با روش ابر ساختار	شبکه بهینه با روش بهینه‌سازی چند هدفه	
۵۰/۴۱۸	۴۴/۳۶۳	۳۹/۰۹	کل هزینه‌های سالیانه (\$M)
۲۶/۹	۲۴/۱	۱۹/۹۲	هزینه تولید هیدروژن (M\$/yr)
۷/۵۱۹	۷/۷۸	۷/۳۴	هزینه الکتریسیته (M\$/yr)
۱۵/۹۹۹	-۱۲/۲۴	۲/۱۷	هزینه سوخت (M\$/yr)
-	۰/۲۴۳	۹/۶۶	هزینه لوله‌کشی (\$M)
۱۱۳/۶۷	۹۸/۳۴	۸۰/۵۲	انتشار CO <sub>2</sub> (Mt CO <sub>2</sub> /yr)

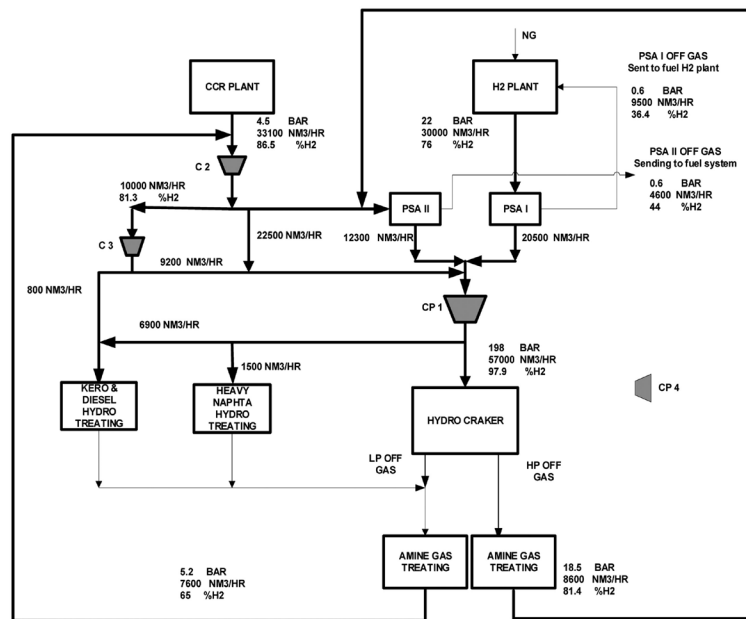


شکل ۶ شبکه بهینه در حالت استفاده از روش ابر ساختار

میزان انتشار CO<sub>2</sub> در شبکه بهینه نسبت به شبکه موجود ۱۵/۵٪ کاهش یافته است.

مرحله بعد نتایج بهینه‌سازی شبکه هیدروژن با استفاده از کمینه کردن هم‌زمان کل هزینه‌های شبکه و انتشار CO<sub>2</sub> به‌عنوان تابع هدف در شکل ۷ و جدول ۶ نشان داده شده است. استفاده مجدد از هیدروژن درون شبکه نتیجه حاصل از بهینه‌سازی بوده و در شکل ۷ نمایش داده شده است یعنی دو جریان HP OFF-GAS و LP OFF-GAS جهت استفاده مجدد و به جای سوختن در سیستم سوخت به شبکه برگشت داده شده‌اند.

با مقایسه شکل‌های ۵ و ۶ به این نتیجه خواهیم رسید که جریان HP OFF-GAS دیگر به سیستم سوخت فرستاده نمی‌شود و برای خالص‌سازی به PSAII فرستاده می‌شود. همچنین، مقدار LP OFF-GAS به‌طور کامل به سیستم شبکه هیدروژن برگردانده می‌شود. در ضمن، مقدار هیدروژن تولیدی از واحد CCR کاهش یافته و به مقدار ۴۳۸۰۰ Nm<sup>3</sup>/h رسیده است. یک تغییر دیگر این است که یک جریان از کمپرسور CP3 با شدت ۶۸۰۰ Nm<sup>3</sup>/h به کمپرسور CP1 فرستاده می‌شود. در مجموع، در مدل MINLP برای شبکه هیدروژن، ۱۲٪ کاهش کل هزینه‌های سالیانه را خواهیم داشت. علاوه‌بر این،



شکل ۷ شبکه هیدروژن بهینه شده با روش بهینه‌سازی چند هدفه

سوخت و واحد تولیدکننده هیدروژن) ارائه گردید. همچنین، از یک تابع چندهدفه برای بهینه‌سازی شبکه با در نظر گرفتن کاهش هم‌زمان TAC و نشر  $\text{CO}_2$  استفاده شده است. ساختار بهینه شده بر مبنای بهینه‌سازی چندهدفه با دو حالت موجود شبکه و بهینه‌سازی بر اساس روش ابر ساختار مقایسه گردید. نتایج حاصل از بهینه‌سازی چندهدفه، کاهش میزان  $\% 29/1$  و  $\% 22/4$  را به ترتیب برای نشر  $\text{CO}_2$  و کل هزینه‌های موجود در شبکه هیدروژن نسبت به حالت موجود در شبکه را نشان می‌دهد. نتایج همچنین افزایش مقدار  $16200 \text{ m}^3/\text{h}$  استفاده مجدد از هیدروژن ارسالی به سیستم سوخت در حالت شبکه بهینه چندهدفه را نشان می‌دهد. همچنین، مقایسه نتایج میزان انتشار  $\text{CO}_2$  در شبکه بهینه چند هدفه و شبکه بهینه با روش ابر ساختار، کاهش  $17/82$  میلیون تن در سال نشر  $\text{CO}_2$  را برای شبکه بهینه چندهدفه نشان داد. نتایج به دست آمده نشان می‌دهد که کاهش هم‌زمان TAC و نشر  $\text{CO}_2$  در شبکه هیدروژن می‌تواند باعث استفاده مجدد هیدروژن و بازیابی هیدروژن در شبکه گردد تا حدی که مقدار هیدروژن مورد نیاز شبکه

در شبکه بهینه شده، میزان انتشار  $\text{CO}_2$  از مقدار  $113/67$  میلیون تن در سال به مقدار  $80/52$  میلیون تن در سال کاهش یافته است. از مهم‌ترین نتایج کاهش تقریباً  $\% 22/4$  کل هزینه‌های سالیانه شبکه بهینه شده نسبت به شبکه موجود می‌باشد. میزان تولید هیدروژن واحد  $\text{H}_2$  Plant به مقدار  $30000 \text{ Nm}_3/\text{h}$  کاهش یافته است.

### نتیجه‌گیری

در این مطالعه ساختار شبکه هیدروژن پالایشگاه بر اساس دو روش، ابر ساختار و روش بهینه‌سازی چند هدفه مورد بررسی قرار گرفت. نتیجه کلی از مقایسه روش بهینه‌سازی چند هدفه و روش ابر ساختار، اجبار ساختار بهینه از استفاده از هیدروژن بازیافتی می‌باشد. در واقع تابع دو هدفه پیشنهادی به نحوی تعریف شده است تا تمرکز آن بر روی کاهش جریان‌های تولیدی هیدروژن از یک سو و کاهش ارسال جریان‌های حاوی هیدروژن به سیستم سوخت از سوی دیگر باشد. در روش بهینه‌سازی چندهدفه برای انتشار  $\text{CO}_2$  از شبکه هیدروژن، مدل خطی LP برای دو واحد انتشار دهنده  $\text{CO}_2$  (سیستم



$LP$ : برنامه خطی  
 $MINLP$ : بهینه‌سازی غیرخطی و آمیخته چند متغیره  
 $NLP$ : برنامه غیرخطی  
 $PSA$ : واحد جذب با تغییر فشار  
 $POWER$ : کار کمپرسور  
 $R$ : درصد هیدروژن برگشتی  
 $TAC$ : کل هزینه‌های سالیانه (\$M)  
 $\gamma$ : درصد خلوص هیدروژن  
 $\gamma_{in, pur}$ : خلوص در جریان ورودی به واحد تصفیه کننده هیدروژن  
 $\gamma_{prod, pur}$ : خلوص جریان محصول خروجی از واحد تصفیه کننده هیدروژن  
 $\gamma_{Resid, pur}$ : خلوص جریان پسماند خروجی از واحد تصفیه کننده هیدروژن  
 $Y_n$ : متغیر دوتایی  
 $\Delta H_{H_2}^\circ$ : گرمای استاندارد احتراق هیدروژن  
 $\Delta H_{C, CH_4}^\circ$ : گرمای استاندارد احتراق متان  
 $p$ : چگالی در شرایط موجود  
 $p_0$ : چگالی در شرایط استاندارد  
 $\eta$ : بازدهی آیزنتروپیک کمپرسور  
 $\gamma$ : نسبت ظرفیت حرارتی گاز در فشار ثابت به ظرفیت حرارتی در حجم ثابت

نیز تأمین می‌گردد. این مطالب به وضوح دلیل اصلی کاهش نشر  $CO_2$  از شبکه هیدروژن خواهد بود.

### سیاسگزاری

از پشتیبانی فنی پالایشگاه بندرعباس در طول انجام این پژوهش قدردانی و سپاسگزاری می‌گردد.

### علائم و نشانه

$Af$ : فاکتور سالیانه  
 $CCR$ : واحد تبدیل کاتالیستی  
 $C_{H_2}$ : هزینه عملیاتی واحد تولید هیدروژن ( $M\$/yr$ )  
 $C_{fuel}$ : هزینه عملیاتی سوخت ( $M\$/yr$ )  
 $C_{Power}$ : هزینه عملیاتی الکتریسیته ( $M\$/yr$ )  
 $C_{pipe}$ : هزینه بابت لوله کشی ( $M\$/yr$ )  
 $c_p$ : ظرفیت گرمایی مولار گاز ( $J/mol.K$ )  
 $D$ : قطر لوله (in)  
 $e_{fuel}$ : هزینه سوخت  
 $e_h$ : هزینه هیدروژن  
 $F$ : مقدار جریان چشمه یا چاه ( $Nm^3/h$ )  
 $E$ : میزان انتشار  $CO_2$  از واحد موجود در شبکه هیدروژن

### مراجع

- [1]. Marques J P, Matos H A, Oliveira N M C, Nunes C P (2017) State-of-the-art review of targeting and design methodologies for hydrogen network synthesis, International Journal of Hydrogen Energy, 42: 376-404.
- [2]. Deng C, Zhou Y, Jiang W, Feng X (2017) Optimal design of inter-plant hydrogen network with purification reuse/recycle, International Journal of Hydrogen Energy, 42: 19984-20002.
- [3]. Khajehpour M, Farhadi F, Pishvaie MR (2008) Nonlinear optimization of hydrogen management of refinery, Master's Thesis to Sharif University of Technology, Tehran, Iran.
- [4]. Thernese A, Szalmas G, Dinka P, Simon T (2008)  $CO_2$  capture- New challenge in refinery industry, MOL Scientific Magazine.
- [5]. Zhang Q, Liu G, Feng X, Chu KH, Deng C (2014) Hydrogen networks synthesis considering separation performance of purifiers, Int. J. Hydrogen Energy, 39: 8357-8373.
- [6]. Alhajri I (2008) Integration of hydrogen and  $CO_2$  management within refinery planning, Ph.D thesis to University of Waterloo.
- [7]. Towler G P, Mann R, Serriere A J L, Gabaude C M D (1996) Refinery hydrogen management: cost analysis of chemically integrated facilities, Industrial and Engineering Chemistry Research, 35: 2378-2388.
- [8]. Alves J J (1999) Analysis and design of refinery hydrogen distribution systems, Manchester, UK: University of Manchester Institute of Science and Technology, Ph.D. Thesis.

- [9]. Ding Y, Feng X, Chu K H (2011) Optimization of hydrogen distribution systems with pressure constraints, *Journal of Cleaner Production*, 19: 204-211.
- [10]. Foo D C Y, Manan Z A (2006) Setting the minimum utility gas flowrate targets using cascade analysis technique, *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 45: 5986-5995.
- [11]. Zhao Z, Liu G, Feng X (2007) The integration of the hydrogen distribution system with multiple impurities, *Chemical Engineering Research and Design*, 5: 1295-1304.
- [12]. Alves J J, Towler G P (2002) Analysis of refinery hydrogen distribution systems, *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 41: 5759-5769.
- [13]. Hallale N, Liu F (2001) Refinery hydrogen management for clean fuels production, *Advances in Environmental Research*, 6: 81-98.
- [14]. Liu F, Hallale N, Gani R, Jorgensen SB (2001) Retrofit of refinery hydrogen systems, *European Symposium on Computer Aided Process Engineering*; Elsevier, 11: 445-50.
- [15]. Liu F, Zhang N (2004) Strategy of purifier selection and integration in hydrogen networks, *Chemical Engineering Research and Design*, 82: 1315-1330.
- [16]. Ahmad M I, Zhang N, Jobson M (2010) Modelling and optimization for design of hydrogen networks for multi-period operation, *Journal of Cleaner Production*, 18: 889-899.
- [17]. Kuo CC, Chang CT (2014) Improved model formulations for multiperiod hydrogen network designs, *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 53: 20204-20222.
- [18]. Chang C T, Kuo C C (2015) Improved design strategies for flexible hydrogen networks, *Computer Aided Chemical Engineering*, 37: 1007-1012.
- [19]. Jiao Y, Su H, Hou W (2012) Improved Optimization Methods for Refinery Hydrogen Network and Their Applications, *Control engineering practice*, 20: 1075-1093.
- [20]. Jiao Y, Su H, Hou W, Liao Z (2012) A multiperiod optimization model for hydrogen system scheduling in refinery, *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 51: 6085-6098.
- [21]. Liao Z, Wang J, Yang Y, Rong G (2010) Integrating purifiers in refinery hydrogen networks: a retrofit case study, *Journal of Cleaner Production*, 18: 233-241.
- [22]. Khajepour M, Farhadi F, Pishvaie MR (2009) Reduced superstructure solution of MINLP problem in refinery hydrogen management, *International journal of Hydrogen Energy*, 34: 9233-9238.
- [23]. Yaqi L, Zuwei L, Jingyuan S, Binbo J, Jingdai W, Yongrong Y (2019) A novel two-step method to design inter-plant hydrogen network, *International Journal of Hydrogen Energy*, 44: 5686-5695.
- [24]. Minbo Y, Xiao F (2019) Simulation-based optimization and design of refinery hydrogen networks with hydrogen sulfide removal, *International Journal of Hydrogen Energy*, 44: 23833-23845.
- [25]. Silva P R, Aragão M E, Trierweiler J O, Trierweiler L F (2020) An overview of different approaches in hydrogen network optimization via mathematical programming, *Brazilian Journal of Operations and Production Management*, 17: 2020990-2021010.
- [26]. Xuepeng L, Jian L, Chun D, Jui-Yuan L, Raymond R T (2020) Synthesis of refinery hydrogen network integrated with hydrogen turbines for power recovery, *Energy*, 201: 117623-117637.
- [27]. Ying C, Min L, Hao J, Zhihong Y, Bingzhen C (2020) Optimal design and operation of refinery hydrogen systems under multi-scale uncertainties, *Computers and Chemical Engineering*, 138: 106822-106843.
- [28]. Yang M, Feng X, Zhao L (2021) Coupling pinch analysis and rigorous process simulation for hydrogen networks with light hydrocarbon recovery, *Chinese Journal of Chemical Engineering*,
- [29]. Zhang Q, Fang Q, Feng Q (2021) Simulation and modeling-based refinery hydrogen network integration with process risk analysis, *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 60: 5516-5529.
- [30]. Chang C, Lin Q, Liao Z, Wang J, Yang Y (2022) Globally optimal design of refinery hydrogen networks with pressure discretization, *Chemical Engineering Science*, 247: 117021-117035.
- [31]. Mertens J N, Minks K, Spoor R M (2006) Refinery CO<sub>2</sub> challenges, *Petroleum Technology Quarterly*, 1: 113-121.
- [32]. Stockle M, Carter D, Jounes L (2008) Optimizing refinery CO<sub>2</sub> emissions, *Petroleum Technology Quarterly*, 1: 123-130.
- [33]. Ratan S, Uffelen R (2008) Curtailing refinery CO<sub>2</sub> through H<sub>2</sub> Plant, *Petroleum Technology Quarterly* 7: 19-23.
- [34]. Clarke S C (2001) CO<sub>2</sub> management – a refiner’s perspective, *Petroleum Technology Quarterly*, 23: 77-85.
- [35]. Ritter K, Nordrum S, Shires T, Levon M (2005) Ensuring consistent greenhouse gas emissions estimates, *Chemical Engineering Processes*, 34: 30-37.



# Hydrogen Network Optimization Using CO<sub>2</sub> Management

Parvaneh Naroui Mohammad, Mir Mohammad Khalilipour\*, Farhad Shahraki, Mohammadreza Sardashti Birjandi

Chemical Engineering Department, Shahid Nikbakht Faculty of Engineering, University of Sistan and Baluchestan, Zahedan, Iran

a.khalilipour@eng.usb.ac.ir

DOI: 10.22078/PR.2022.4559.3053

Received: July/14/2021

Accepted: January/03/2022

## Introduction

Refinery hydrogen network management is an increasingly important problem as the hydrogen consumption of refineries rises sharply in order to comply with clean fuel specifications enforced due to environmental concerns [1]. Environmental regulation, clean (low-sulfur) fuel and converting heavy oils to light products, increase hydrogen requirement to use in refineries. In addition to hydrogen as a main component, a large amount of unfavorable CO<sub>2</sub> may be produced. In most cases, CO<sub>2</sub> is purged to the atmosphere because of its harmful nature. Environmental concerns over rising CO<sub>2</sub> concentrations in the Earth's atmosphere are driving efforts to reduce CO<sub>2</sub> emissions [2-3].

Most of the publications about hydrogen management of hydrogen network have focused on minimizing the hydrogen utility or reduced the total annual cost [4]. To reduce costs and save energy and to meet environmental regulations for refineries, the hydrogen system should be not only hydrogen management considered but also CO<sub>2</sub> management be considered together.

This paper presents a mathematical model for CO<sub>2</sub> emission from each unit in the hydrogen network as well as multi-objective optimization. This model includes linear mathematical programming (LP), which illustrates the relationship between CO<sub>2</sub> emissions and feed input to the fuel system and the output product of the hydrogen-generating unit.

## Mathematical Model for CO<sub>2</sub> Emission

The hydrogen networks include several hydrogen consumers and hydrogen producers. In addition, models are developed for hydrogen producers and consumers that include the operating variables [4-

8], which usually are difficult to solve. In this paper, we choose a linear programming (LP) model to evaluate the CO<sub>2</sub> emission of hydrogen consumers and hydrogen producers. In addition, it is assumed that the CO<sub>2</sub> emission of hydrogen producers are determined by outlet flowrate of hydrogen producers, and CO<sub>2</sub> emission of hydrogen consumers are determined by inlet flowrate to hydrogen consumers.

The two main emission sources in hydrogen network refinery are:

- Hydrogen plant units using reforming hydrocarbons
- Processing units are using fuel oil as the current furnace fuel (Fuel system)

## Hydrogen Plant

The CO<sub>2</sub> emission of hydrogen plant can be distributed to two major ways, including reforming hydrocarbons for produce hydrogen and furnace of hydrogen plant. The total CO<sub>2</sub> produced from hydrogen plant equal the coefficient of the amount hydrogen produced of hydrogen plant, as indicated by Equation 1.

$$E_{1,CO_2} = \varepsilon_1 \times F_{Hydrogen,i} + \varepsilon_2 \quad (1)$$

where  $F_{Hydrogen,i}$  denotes the amount of hydrogen produced by the hydrogen plant;  $\varepsilon_1$  and  $\varepsilon_2$  are constants and CO<sub>2</sub> emission factors, and  $E_{1,CO_2}$  is the amount CO<sub>2</sub> produced by the hydrogen plant that including reforming hydrocarbons for produce hydrogen.

## Fuel System

There are several processes for hydrogen production and consumption in the hydrogen network. For example, the catalytic reforming, steam methane

reforming and partial oxidation are as the hydrogen production processes, and also the hydrotreating, hydrocracking, isomerization are as the hydrogen consumption processes. All these processes are associated through with the furnaces. The furnaces are main emission sources in hydrogen network refinery. We are estimated amount CO<sub>2</sub> emissions of furnaces by applying emissions factors. The emission amount of furnaces is calculated by using the following equation:

$$E_{2,CO_2} = \sum_i \phi_i F_{i, fuel} + \gamma_i \tag{2}$$

where  $E_{2,CO_2}$  is the amount of CO<sub>2</sub> produced,  $\phi_i$  and  $\gamma_i$  are the emission factors.  $F_{i, fuel}$  is outlet flowrate of hydrogen producers and inlet flowrate of hydrogen consumers.

**Results and Discussion**

The hydrogen network is illustrated in Figure 1.

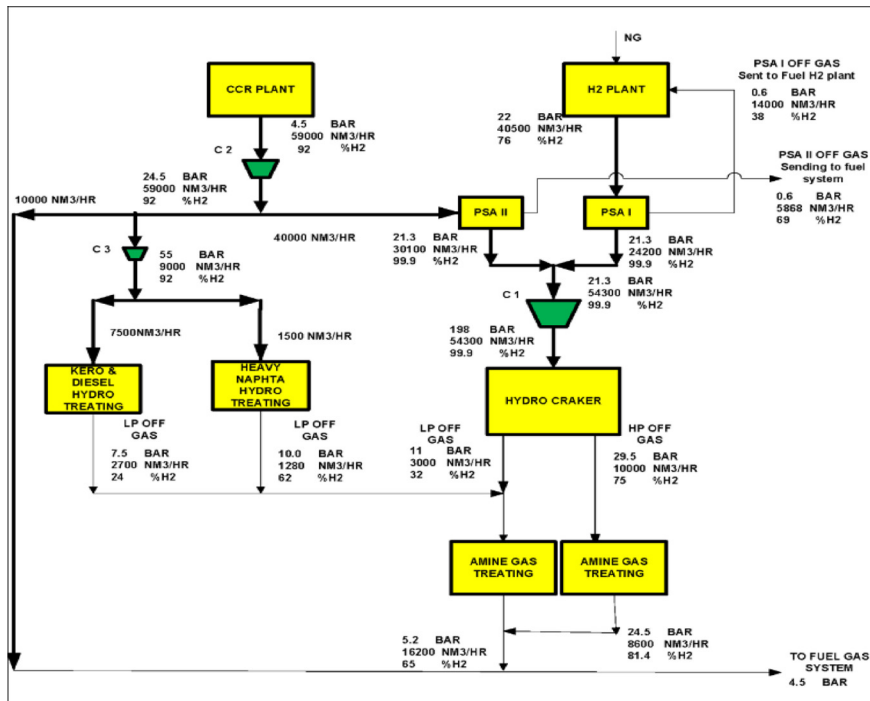


Fig. 1 The existing hydrogen network.

A nonlinear programming model based on minimizing total annual cost and CO<sub>2</sub> emission as two objective functions is solved. In this optimization method,

numerous set of operation details, inlet/outlet flowrates of units experimental data, have been used in CO<sub>2</sub> emission of units. The optimal structure for this Methodology is shown in Figure 2.

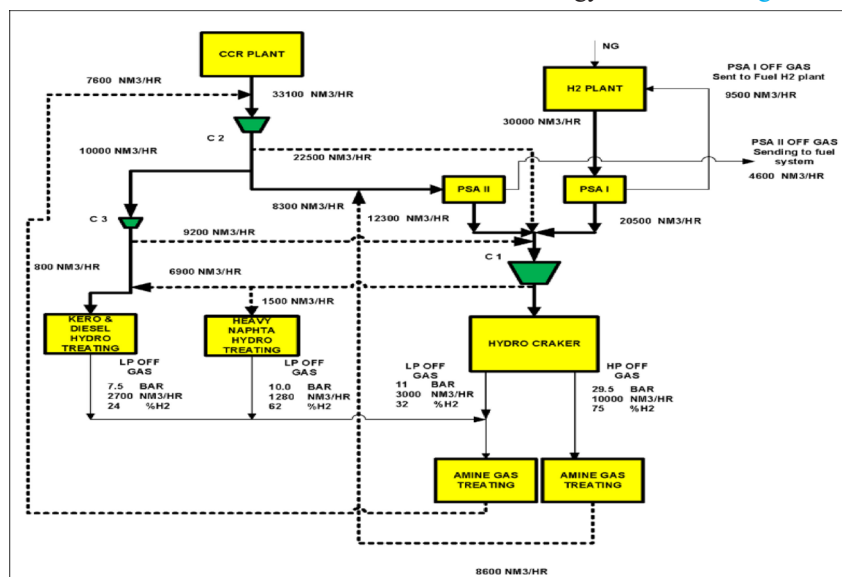


Fig. 2 Optimized hydrogen network using multi-objective optimization.

### Conclusion

In this study, a comprehensive strategy for optimization a hydrogen network has been represented. To achieve suitable results for the real hydrogen system, the multi-objective optimization problems have been considered by minimizing TAC and CO<sub>2</sub> emission together for hydrogen network. Results of optimized network indicated that total annual cost and CO<sub>2</sub> emissions have been decreased by 22.4% and 29.1%, respectively. Furthermore, hydrogen within the fuel system was recovered to use in hydrogen network by purifications units. The amount of hydrogen recovery from fuel gas, which has been sent to purification units, is 16200 m<sup>3</sup>/h.

### References

- [1]. Marques J P, Matos H A, Oliveira N M C, Nunes CP (2017) State-of-the-art review of targeting and design methodologies for hydrogen network synthesis, *International Journal of Hydrogen Energy*, 42: 376-404.
- [2]. Deng C, Zhou Y, Jiang W, Feng X (2017) Optimal design of inter-plant hydrogen network with purification reuse/recycle, *International Journal of Hydrogen Energy*, 42: 19984-20002.
- [3]. Khajepour M, Farhadi F, Pishvaie M R (2008) *Nonlinear Optimization of Hydrogen Management of Refinery*, MA Thesis, Sharif University of Technology, Tehran, Iran.
- [4]. Thernese A, Szalmas G, Dinka P, Simon T (2008) CO<sub>2</sub> capture- New challenge in refinery industry, *MOL Scientific Magazine*
- [5]. Khajepour M, Farhadi F, Pishvaie M R (2009) Reduced superstructure solution of MINLP problem in refinery hydrogen management, *International journal of hydrogen energy*, 34, 22: 9233-9238.
- [6]. Yaqi L, Zuwei L, Jingyuan S, Binbo J, Jingdai W, Yongrong Y (2019) A novel two-step method to design inter-plant hydrogen network, *International journal of hydrogen energy*, 44: 5686-5695.
- [7]. Minbo Y, Xiao F (2019) Simulation-based optimization and design of refinery hydrogen networks with hydrogen sulfide removal, *International journal of hydrogen energy*, 44: 23833-23845.
- [8]. Xuepeng L, Jian L, Chun D, Jui-Yuan L, Raymond RT (2020) Synthesis of refinery hydrogen network integrated with hydrogen turbines for power recovery, *Energy*, 201: 117623-117637.