Archive of SID

محیط‌شناسی، دورهٔ ٤٥، شمارهٔ ٤، زمستان ١٣٩٨، صفحهٔ ٧٨٦-٧٧٣

بهینه‌سازی زنجیرهٔ تأمین آب آب‌شیرین‌کن اسمز معکوس با رویکرد اقتصادی و زیست‌محیطی (پژوهش موردی زنجیره تأمین آب آب‌شیرین‌کن در استان هرمزگان)

محمدرضا مهرگان [١]، حنان عموزاد مهدیرجی [٢]، شهاب بینائی [٣]*، ولی علی‌پور [٤]، حسین رضوی حاجی‌آقا [٥]

١. استاد دانشکدهٔ مدیریت دانشگاه تهران، تهران، ایران mehregan@ut.ac.ir
٢. استادیار دانشکدهٔ مدیریت دانشگاه تهران، ایران h.amoozad@ut.ac.ir
٣. دکتری مدیریت تولید و عملیات پردیس بین‌المللی کیش، دانشگاه تهران، ایران
٤. دانشیار دانشکدهٔ بهداشت دانشگاه علوم پزشکی هرمزگان، ایران v_alip@yahoo.com
٥. استادیار دانشکدهٔ مدیریت دانشگاه خاتم، ایران s.hossein.r@gmail.com

تاریخ وصول مقاله: ١٣٩٨/٠٦/٠٣ تاریخ پذیرش مقاله: ١٣٩٨/١٢/٠٨

چکیده

مدیریت زنجیره تأمین پایدار، تعاملات بین ابعاد اقتصادی، زیست‌محیطی و اجتماعی را در برمی‌گیرد. این پژوهش، مدل ریاضی برنامه‌ریزی خطی طراحی زنجیره تأمین آب آب‌شیرین‌کن اسمز معکوس برای بهینه‌سازی ارزش فعلی خالص هزینه‌های سرمایه‌گذاری و بهره‌برداری کارخانه‌های آب‌شیرین‌کن، خطوط لوله انتقال آب و هزینه‌های زیست‌محیطی برای افق زمانی را معرفی می‌کند. هزینه‌های زیست‌محیطی شامل هزینه‌های مالیاتی ناشی از تولید گاز گلخانه‌ای CO_2 و هزینه‌های زیست‌محیطی رقیق‌سازی پساب قبل از ورود به دریا است. مدل برای مطالعهٔ موردی زنجیره تأمین آب آب‌شیرین‌کن اسمز معکوس پنج شهر در استان هرمزگان در افق زمانی ٢٠ ساله پس از کدگذاری در نرم‌افزار متلب[١] حل‌شده است. سهم هزینه بخش‌های زنجیره تأمین آب آب‌شیرین‌کن در بندرعباس با احتساب هزینه‌های زیست‌محیطی برحسب دلار آمریکا در مترمکعب آب شیرین و درصد شامل هزینه کل زنجیره تأمین ٠/٥٣٣٤ (١٠٠درصد)، کارخانه آب‌شیرین‌کن ٠/٣٦٤٠ (٦٨/٢٤درصد)، خط انتقال ٠/٠٤٥٨ (٨/٥٩ درصد)، مالیات دی‌اکسید کربن ٠/٠٨٨٥ (١٦/٥٩درصد) و رقیق‌سازی پساب ٠/٠٣٥١ (٦/٥٨ درصد) است. هرچه هزینه رقیق‌سازی پساب بیشتر شود تأثیرات زیست‌محیطی بیشتر کاهش می‌یابد و برعکس. همچنین با کاهش مصرف انرژی سوخت‌های فسیلی در آب‌شیرین‌کن‌ها مقدار گاز CO_2 کاهش می‌یابد. برنامه ریزان منابع آب می‌توانند از مدل ریاضی ارائه‌شده و نتایج این پژوهش برای گسترش ظرفیت آب‌شیرین‌کن استفاده کنند.

کلیدواژه

آب‌شیرین‌کن اسمز معکوس[٢]، تأثیر زیست‌محیطی[٣]، زنجیرهٔ تأمین آب آب‌شیرین‌کن[٤]، مدل ریاضی[٥]، مدیریت زنجیره تأمین پایدار[٦]

١. سرآغاز

افزایش شدید ظرفیت پروژه‌های آب‌شیرین‌کن در جهان از ٣٢٦ مترمکعب در روز در سال ١٩٤٥ به بیش از ٥,٠٠٠,٠٠٠ مترمکعب در روز در سال ١٩٨٠ و به بیش از ٣٥,٠٠٠,٠٠٠ مترمکعب در روز در سال ٢٠٠٤ رسید. در سال ٢٠٠٨، کل ظرفیت روزانه ٥٢,٣٣٣,٩٥٠ مترمکعب در روز و در سال ٢٠١١، ظرفیت کل حدود ٦٧ میلیون مترمکعب در روز بود، درحالی‌که در سال ٢٠١٢ حدود ٧٩ میلیون مترمکعب در روز شد. در سال ٢٠١٦، ظرفیت تولید آب‌شیرین‌کن‌ها ٩٥/٦ میلیون مترمکعب در روز بوده است

* نویسنده مسئول: Email: shahab.binaee@gmail.com

www.SID.ir

Archive of SID

(Proskynitopoulou & Katsoyiannis., 2018). فناوری غشاء، اسمز معکوس، ۶۶ درصد از ظرفیت در حال بهره‌برداری را تشکیل می‌دهد و سپس فناوری تبخیر ناگهانی چندمرحله‌ای[۷] (*MSF*) و تقطیر چندمرحله‌ای[۸] (*MED*) به ترتیب ۲۰ و ۷ درصد از ظرفیت‌های در حال بهره‌برداری را تشکیل می‌دهند. آب دریا ۵۸ درصد از منبع آب تغذیه آب‌شیرین‌کن جهانی است، درحالی‌که اسمز معکوس دریایی[۹] (*SWRO*) حدود ۳۰ درصد از ظرفیت نصب‌شده دریایی را به خود اختصاص داده است(*Caldera & Breyer., 2017*).

فعالیت‌های زنجیره تأمین آب آب‌شیرین‌کن به ترتیب شامل به دست آوردن آب تغذیه و مواد شیمیایی موردنیاز برای فرآیندهای آب‌شیرین‌کن، سیستم فرایند آب‌شیرین‌کن، ذخیره آب تولیدشده و پخش آب شیرین به کاربران نهایی است.

روش‌های بهینه‌سازی طراحی سیستم‌های تأمین آب که در آن آب دریا، منبع آب خام در نظر گرفته می‌شود در ادبیات پژوهش ارائه‌شده است. برای‌مثال، Al-Nory, Brodsky و همکاران (۲۰۱۴) رویکردی مبتنی بر مدل خطی را برای به حداقل رساندن کل هزینه‌های سرمایه‌گذاری و بهره‌برداری یک سیستم تأمین آب شیرین ارائه دادند. González-Bravo, Nápoles-Rivera و همکاران (۲۰۱۵) رویکردی مبتنی بر مدل غیرخطی برای ادغام کارخانه‌های آب‌شیرین‌کن با نیروگاه‌ها در طراحی مطلوب سیستم‌های تأمین آب ارائه کردند تا حداکثر سود ناخالص سالیانه از فروش آب و انرژی به دست آید. Shahabi, McHugh (۲۰۱۶) و همکاران رویکردی برای یکپارچه‌سازی یک مدل خطی عدد صحیح، یک مدل ارزیابی چرخه زندگی، یک مدل هزینه و یک سیستم اطلاعات جغرافیایی برای برنامه‌ریزی سیستم‌های آب‌رسانی آب شیرین در مناطق شهری پیشنهاد می‌کنند. Balfaqih, Al-Nory و همکاران (۲۰۱۶) یک زنجیره تأمین آب آب‌شیرین‌کن با اهداف اقتصادی ارائه کردند. Missimer و Maliva (۲۰۱۷) بررسی مسائل زیست‌محیطی در آب‌شیرین‌کن اسمز معکوس دریایی شامل آبگیر و پساب خروجی از آب‌شیرین‌کن موردبررسی قراردادند و نتیجه گرفتند که تجارب آب‌شیرین‌کن اسمز معکوس دریایی تا به امروز نشان می‌دهد که با طراحی مناسب بر اساس تجزیه‌وتحلیل آثار زیست‌محیطی منطقی و طراحی امکانات، می‌توان تأثیرات زیست‌محیطی را رضایت‌بخش کرد. Herrera-León, Lucay و همکاران (۲۰۱۸) رویکرد بهینه‌سازی طراحی سیستم‌های آب‌رسانی در مناطق غیر ساحلی که از آب دریا به‌عنوان راه‌حلی بالقوه استفاده می‌شود موردتوجه قرار می‌دهند. Bhojwani, Topolski و همکاران (۲۰۱۹) داده‌های هزینه آب‌شیرین‌کن‌ها را بررسی و تجزیه‌وتحلیل کرده‌اند.

اکثر مدل‌های ذکرشده، بر بهینه‌سازی بعد اقتصادی سیستم‌های تأمین آب متمرکزشده‌اند. بااین‌حال، آن‌ها در مدل ریاضی جزئیات جنبه‌های زیست‌محیطی را نادیده گرفته‌اند. این پژوهش مدل اقتصادی ارائه‌شده، در خصوص زنجیره تأمین آب آب‌شیرین‌کن را به نحوی گسترش داده است که علاوه بر توانایی به حداقل رساندن هزینه‌های کل سرمایه‌گذاری و بهره‌برداری، جزئیات زیست‌محیطی را نیز در نظر می‌گیرد (Al-Nory, Brodsky et al., 2014). جزئیات زیست‌محیطی شامل مدل‌سازی کاهش غلظت شوری و مواد شیمیایی پساب با رقیق‌سازی پساب قبل از ورود به دریا در حد استانداردی که اجازه تخلیه به آب پذیرنده بدهد. هم‌چنین انتشار گاز CO_2 نیز به‌عنوان یک تأثیر زیست‌محیطی مدل‌سازی شده است. همچنین بر اساس مطالعات کتابخانه‌ای و جستجوی این‌جانب تاکنون در ایران هیچ تحقیقی درزمینهٔ بهینه‌سازی زنجیره تأمین آب آب‌شیرین‌کن اسمز معکوس با رویکرد اقتصادی و زیست‌محیطی انجام‌نشده است و این نخستین تحقیق در نوع خود است.

www.SID.ir

Archive of SID

۲. مواد و روش بررسی

روش تحقیق بر اساس مدل پیاز پژوهش ساندرز انجام شد که لایه‌های آن شامل فلسفه پژوهش، رویکردهای پژوهش، راهبرد پژوهش، نوع گزینه پژوهش، افق زمانی پژوهش و شیوه گردآوری داده‌ها است (Saunders, Lewis et al. 2009). این پژوهش از لحاظ جهت‌گیری در مرحله طراحی از نوع توسعه‌ای و در مرحله آزمون در سازمان‌ها و صنایع متولی کاربردی، رویکرد این پژوهش استقرایی- قیاسی، راهبرد این پژوهش موردی، نوع گزینه پژوهش کمی، افق زمانی در این پژوهش از نوع مطالعات مقطعی و شیوه گردآوری داده‌ها به‌منظور انجام پژوهش استفاده تلفیقی از شیوه مطالعه اسناد و مدارک، مقالات و مصاحبه نیمه ساختاریافته است. مدل بکار رفته در این پژوهش در حوزهٔ زنجیره تأمین آب آب‌شیرین‌کن‌ها است. نقاط قوت این مدل این است که مدل خاص و در حوزهٔ آب‌شیرین‌کن است و چندین هدف را تأمین می‌کند و از نقاط ضعف مدل این است که مدل قطعی و روابط خطی است ولی غیرقطعی و غیرخطی نیست و بسیاری از موارد کیفی مانند فازی، تصادفی و غیره در نظر نگرفته است. این تحقیق در بازهٔ زمانی بهمن سال ۱۳۹۶ تا شهریور سال ۱۳۹۸ به مدت ۱۸ ماه انجام‌شده است.

برای انجام مطالعهٔ موردی، زنجیرهٔ تأمین آب‌شیرین‌کن‌های پنج شهر از شهرهای استان هرمزگان با ویژگی‌های محیطی و مکانی به شرح جدول ۱ برای بررسی انتخاب شد.

۲. ۱. پیش‌فرض‌های تحقیق

یک شبکه زنجیره تأمین در قالب گراف جهت‌دار G=(V,E) در نظر گرفته می‌شود که V مجموعه رئوس شامل رابطه (۱) است

$$V = N^s \cup N^a \cup N^d \quad (۱)$$

مجموعه‌ای از مکان‌های تقاضا (N^d)، مجموعه‌ای از مکان‌های جمع کننده (N^a)، مجموعه‌ای از مکان‌های کارخانه نمک‌زدایی (N^s).

هر تأمین‌کننده فقط می‌تواند به یک کارخانه نمک‌زدایی مواد اولیه ارسال کند که آب خام باشد. به همین دلیل هزینهٔ تأمین آب خام که هزینهٔ آبگیر[۱۰] است در هزینهٔ کارخانه‌ها دیده می‌شود. یک جمع کننده یک گره مفهومی است که نشان‌دهندهٔ جریان ورودی از کارخانه N^s به جریان خروجی مکان تقاضا N^d است. فرض می‌شود مخزن که همان گره جمع کننده است قبلاً ساخته‌شده است. E نشان‌دهندهٔ مجموعه لوله‌های انتقال آب که محل‌های N^s را به N^a و مکان‌های N^a به N^d متصل می‌کند. هر گره به تمام گره‌های دیگر متصل نیست، به این معنی که همه کارخانه‌ها نمی‌توانند به تمام نقاط تقاضا آب برسانند؛ بنابراین تمام خط لوله‌های احتمالی زیرمجموعه‌ای از مجموعه E و نشان‌دهنده خط لوله انتقال آب است. T نشان‌دهنده مجموعه‌ای از تمام کارخانه‌های آب‌شیرین‌کن است. H= 0,1,2,... نشان‌دهنده افق برنامه‌ریزی در سال‌ها است که سال صفر سال سرمایه‌گذاری در ساخت‌وساز است و تولیدی از کارخانه‌ها انتظار نمی‌رود.

جدول ۱. ویژگی‌های محیطی و مکانی شهرهای موردمطالعه

شهر	جمعیت در سال۱۳۹۸	موقعیت مکانی	وضعیت تأمین آب
بندرعباس	۵۷۵,۴۸۲ نفر	مرکز استان هرمزگان در جنوب ایران	سد، چاه و آب‌شیرین‌کن
درگهان و هلر	۲۳,۳۱۰ نفر	در غرب جزیره قشم در خلیج‌فارس و در ۵۸ کیلومتری شهر بندرعباس	آب‌شیرین‌کن
هرمز	۶,۴۹۴ نفر	جزیره‌ای در خلیج‌فارس و در ۱۶ کیلومتری شهر بندرعباس	آب‌شیرین‌کن
ابوموسی	۴,۷۵۵ نفر	جزیره‌ای در خلیج‌فارس و در ۲۲۲ کیلومتری شهر بندرعباس	آب‌شیرین‌کن
سیریک	۵,۸۷۹ نفر	در شرق استان هرمزگان و در ۲۰۱ کیلومتری شهر بندرعباس	آب‌شیرین‌کن

(منبع: اطلاعات دریافتی از شرکت آب و فاضلاب استان هرمزگان)

www.SID.ir

Archive of SID

۲. ۲. پارامترهای مدل

پارامترهای مدل به شرح زیر است.

Inf نرخ تورم[11]

Int نرخ بهره[12]

cpx_{lt}^{T} تخمین هزینه‌های سرمایه‌گذاری در سال صفر برای کارخانه t در مکان l

v_{lh}^{o} ارزش خالص فعلی (NPV) کل هزینه‌های بهره‌برداری (OPEX) کارخانه t در مکان l در افق زمانی h

$aopx_{lt}^{T}$ تخمین هزینه‌های بهره‌برداری سالانه کارخانه t در مکان l

opx_{lt}^{T} تخمین هزینه‌های بهره‌برداری در سال نخست برای هر مترمکعب آب نمک‌زدایی کارخانه t در مکان l

v_{l}^{r} ارزش اسقاط کارخانه در محل l در پایان افق برنامه‌ریزی

cpx_{i}^{N} تخمین کل هزینه‌های سرمایه‌گذاری در سال صفر برای هر خط انتقال i

w_{ih}^{o} NPV کل هزینه‌های بهره‌برداری در سال صفر (OPEX) در خط انتقال در زمان h

$aopx_{i}^{N}$ تخمین هزینه‌های بهره‌برداری (OPEX) سالانه در خط انتقال i

opx_{i}^{N} تخمین هزینه‌های بهره‌برداری در سال اول برای هر مترمکعب آب در خط انتقال i

cap_{l}^{T} ظرفیت طراحی کارخانه نمک‌زدایی برحسب مترمکعب در روز $t\in T$

cap_{i}^{N} ظرفیت خط انتقال برحسب مترمکعب در روز $i\in E$

E_{l}^{s} مجموعه لوله‌های خروجی از کارخانه $l\in N^{s}$

E_{l}^{in} مجموعه جریان‌های ورودی به جمع کننده[13] در محل $l\in N^{a}$

E_{l}^{out} مجموعه جریان خروجی از جمع کننده در مکان $l\in N^{a}$

d_{lh} تقاضا در محل $l\in N^{d}$ در زمان h

cf_{lth} ضریب ظرفیت کارخانه $t\in T_l$ در مکان $l\in N^{s}$ در زمان $h\in H$

$u_{lt}^{CO_2}$ انتشارات CO_2 تولیدشده به‌وسیله کارخانه t در مکان l برای یک مترمکعب آب تولیدشده، $kg\ CO_2 / m^3$

Er_{lt} انرژی موردنیاز[14] کارخانه t برحسب کیلووات ساعت بر مترمکعب kwh/m^3

Ef ضریب انتشار[15] گاز CO_2 یعنی $e - kwh - kg\ CO_2$

$opxCO_2$ هزینه CO_2 به ازای هر کیلوگرم $\$ / kg\ CO_2$

Pc ضریب v_1^c برحسب درصد از کل هزینه سرمایه‌گذاری برای هزینه رقیق کردن پساب

Po ضریب v_{lh}^o برحسب درصد از کل هزینه بهره‌برداری برای هزینه رقیق کردن پساب

۲. ۳. متغیرهای تصمیم

متغیرهای تصمیم مربوط به تولید و سرمایه‌گذاری در کارخانه‌های نمک‌زدایی و خط انتقال به شرح زیر است.

x_{lth} مقدار آب تولیدشده با استفاده از کارخانه t در محل l در زمان h هرگاه $l\in Ns$، $t\in Tl$، $h\in H$ به‌استثنای سال صفر

y_{lt} تعداد کارخانه‌های t نصب‌شده در مکان l هرگاه $t\in Tl$، $l\in Ns$

z_{ih} مقدار جریان در خط انتقال i در زمان h هرگاه $i\in E$ و $h\in H$

v_{l}^{c} ارزش خالص کنونی (NPV) هزینه‌های سرمایه‌گذاری کل(CAPEX) کارخانه در مکان l

c_{l}^{T} ارزش خالص فعلی (NPV) کل هزینه کارخانه در مکان l

w_{i}^{c} ارزش خالص کنونی (NPV) هزینه‌های سرمایه‌گذاری کل (CAPEX) در خط انتقال آب

c_{i}^{N} ارزش خالص فعلی (NPV) کل هزینه خط انتقال i

www.SID.ir

Archive of SID

$u_l^{CO_2}$ مقدار کل انتشارات CO2 در محل l در سال

$opxu_l^{CO_2}$ ارزش خالص فعلی (NPV) کل هزینه‌های انتشارات CO2 در مکان l

$c_l^{redTDS\&chem}$ ارزش فعلی خالص (NPV) کل هزینه‌های رقیق کردن پساب برای کاهش TDS و غلظت مواد شیمیایی پساب

c_l^{enviT} ارزش فعلی خالص (NPV) کل هزینه‌های زیست‌محیطی کارخانه نمک‌زدایی در مکان l

۲. ۴. بهینه‌سازی تابع هدف

تابع هدف که در رابطهٔ (۲) مشخص‌شده است، هزینه‌های کل سرمایه‌گذاری و بهره‌برداری زنجیره تأمین هم کارخانه و هم خط انتقال را به حداقل می‌رساند. همچنین تأثیرات زیست‌محیطی نیز به حداقل می‌رساند.

$$minTC = \sum_{l\in N^s} c_l^T + c_l^{enviT} + \sum_{i\in E} c_i^N \qquad (۲)$$

هزینهٔ کل آب[۱۶] (TWC) اغلب در ادبیات صنعت آب‌شیرین‌کن به‌عنوان مقایسه‌ای معمول بین پروژه‌ها نقل‌شده است. در جدول ۲ مقایسه هزینه کل توابع هدف و اجزای آن برحسب هزینه یک مترمکعب آب شیرین برحسب دلار آمریکا ($US\$/m^3$) آمده است.

۲. ۵. محدودیت‌های مدل

تعدادی محدودیت به شرح زیر در مدل وجود دارد:

رابطه (۳) ارزش خالص فعلی (NPV) کل هزینه‌های سرمایه‌گذاری (CAPEX) کارخانه در مکان l را نشان می‌دهد.

جدول ۲. مقایسهٔ هزینهٔ کل توابع هدف و اجزای آن برحسب هر مترمکعب آب شیرین

توابع هدف با اجزا	هزینهٔ یک مترمکعب آب شیرین برحسب دلار آمریکا ($US\$/m^3$)
TWC1	کارخانه – کل هزینه‌های سرمایه‌گذاری، بهره‌برداری و زیست‌محیطی (کاهش شوری + CO2)
TWC2	کارخانه – کل هزینه‌های سرمایه‌گذاری، بهره‌برداری و زیست‌محیطی (کاهش شوری)
TWC3	کارخانه – کل هزینه‌های سرمایه‌گذاری، بهره‌برداری بدون هزینه‌های زیست‌محیطی
TWC4	خط انتقال – کل هزینه‌های سرمایه‌گذاری، بهره‌برداری
TWC5	کارخانه به‌علاوه خط انتقال – کل هزینه‌های سرمایه‌گذاری، بهره‌برداری و زیست‌محیطی (کاهش شوری + CO2)
TWC6	کارخانه بعلاوه خط انتقال – کل هزینه‌های سرمایه‌گذاری، بهره‌برداری و زیست‌محیطی (کاهش شوری)
TWC7	کارخانه بعلاوه خط انتقال – کل هزینه‌های سرمایه‌گذاری، بهره‌برداری بدون هزینه‌های زیست‌محیطی
TWC8	زیست‌محیطی – هزینه‌های (CO2 + کاهش شوری)
TWC9	زیست‌محیطی – هزینه‌های (CO2)
TWC10	زیست‌محیطی – هزینه‌های (کاهش شوری)

www.SID.ir

Archive of SID

$$v_l^c = \sum_{t\in T_l} \frac{cpx_{lt}^T * y_{lt}}{(1+int)} \quad \forall \quad l\in N^s \qquad (۳)$$

رابطه (۴) ارزش فعلی خالص (NPV) هزینه‌های بهره‌برداری کارخانه در مکان l *در افق زمانی* h را نشان می‌دهد.

$$v_{lh}^o = \sum_{t\in T_l} \frac{opx_{lt}^T * (1+\inf)^h * x_{lth}}{(1+int)^h} \quad \forall \quad \begin{matrix} l\in N^s, \\ h\in H \end{matrix} \qquad (۴)$$

رابطه (۵) ارزش خالص فعلی (NPV) ارزش باقیمانده کارخانه در مکان l در انتهای افق برنامه را نشان می‌دهد.

$$v_l^r = \sum_{t=T_l} \frac{ndp_{lt} * (1+inf)^{|H|+2} * y_{lt}}{(1+int)^{|H|+2}} \quad \forall \quad l\in N^s \qquad (۵)$$

ارزش خالص فعلی (NPV) کل هزینه کارخانه در مکان l به شرح رابطه (۶) است.

$$c_l^T = v_l^c + \sum_{h\in H} v_{lh}^o - v_l^r \quad \forall \quad l\in N^s \qquad (۶)$$

ارزش خالص فعلی (NPV) کل هزینه‌های سرمایه‌گذاری (CAPEX) خط انتقال به شرح رابطه (۷) است.

$$w_i^c = \frac{cpx_i^N}{(1+int)} \quad \forall \quad i\in E \qquad (۷)$$

ارزش خالص فعلی (NPV) کل هزینه‌های بهره‌برداری (OPEX) خط انتقال در زمان h به‌صورت رابطه (۸) است.

$$w_{ih}^o = \frac{opx_i^N * (1+inf)^h * z_{ih}}{(1+int)^h} \quad \forall \quad i\in E \qquad (۸)$$

ارزش خالص فعلی (NPV) کل هزینه خط انتقال i به‌صورت رابطه (۹) است.

$$c_i^N = w_i^c + \sum_{h\in H} w_{ih}^o \quad \forall \quad i\in E \qquad (۹)$$

متغیر باینری تأسیس یا عدم تأسیس کارخانه به‌صورت رابطه (۱۰) است.

$$Y_t = 0 \text{ or } 1 \qquad (۱۰)$$

متغیر باینری تأسیس یا عدم تأسیس خط انتقال به‌صورت رابطه (۱۱) است.

$$Y_i = 0 \text{ or } 1 \qquad (۱۱)$$

رابطه (۱۲) مقدار آب تولیدشده توسط کارخانه t در محل l در افق زمانی h که محدود به ظرفیت کارخانه t در *محل* l با ضریب ظرفیت cf_{lth} تنظیم‌شده است.

$$x_{lth} \le cap_t^T * cf_{lth} * 365 * y_{lt} \quad \forall \quad \begin{matrix} l\in N^s, t\in T_l, \\ h\in H \end{matrix} \qquad (۱۲)$$

مقدار آب شیرین که پاسخگوی آب محل‌ها است در هر موقعیت مکانی l در افق زمانی hبرابر یا بیشتر از تقاضا است طبق رابطه (۱۳) است.

$$\sum_{i\in E_l^d} z_{ih} \ge d_{lh} \quad \forall \quad \begin{matrix} l\in N_d, \\ h\in H \end{matrix} \qquad (۱۳)$$

رابطه (۱۴) مقدار آب شیرین واردشده و خارج‌شده از جمع‌آوری‌کننده که برابر هستند را نشان می‌دهد.

$$\sum_{i\in E_l^{in}} z_{ih} = \sum_{i\in E_l^{out}} z_{ih} \quad \forall \quad \begin{matrix} l\in N^a, \\ h\in H \end{matrix} \qquad (۱۴)$$

کل مقدار آب تولیدشده توسط کارخانه نمک‌زدایی t در مکان l وارد خط انتقال می‌شود به‌صورت رابطه (۱۵) است.

$$\sum_{t\in T_l} x_{lth} = \sum_{i\in E_l^s} z_{ih} \quad \forall \quad \begin{matrix} l\in N^s, \\ h\in H \end{matrix} \qquad (۱۵)$$

مقدار جریان آب در خط انتقال i در زمان h محدود به ظرفیت خط انتقال i است و به‌صورت رابطه (۱۶) است.

$$z_{ih} \le cap_i^N \quad \forall \quad \begin{matrix} i\in E, \\ h\in H \end{matrix} \qquad (۱۶)$$

مقدار انتشار گاز CO_2 زنجیره تأمین آب نمک‌زدایی از حد مجاز برای انتشار گازهای CO_2 تجاوز نمی‌کند و به‌صورت رابطه (۱۷) است.

$$u \le u^{max} \qquad (۱۷)$$

مقدار کل انتشارات CO_2 در محل l در زمان h به‌صورت رابطه (۱۸) است.

$$u_l^{CO_2} = \sum_{t\in T_l} x_{lth} * u_{lt}^{CO_2} \quad \forall \quad l\in N^s \qquad (۱۸)$$

که u^{co2}_{lt} انتشارات CO_2 تولیدشده به‌وسیله کارخانه t در مکان l برای یک مترمکعب آب تولیدشده است و به‌صورت رابطه (۱۹) است.

$$u_{lt}^{CO_2} = Er_{lt} * Ef \qquad (۱۹)$$

که Er_{lt} انرژی موردنیاز[۱۷] کارخانه t برحسب کیلووات ساعت بر مترمکعب kwh/m^3 و Ef ضریب انتشار[۱۸] گاز CO_2 یعنی $kg\ CO_2 - e\ /\ kwh$ است.

ارزش خالص فعلی (NPV) کل هزینه انتشارات CO_2 در افق زمانی H به‌صورت رابطه (۲۰) است.

www.SID.ir

Archive of SID

$$opxu_l^{CO_2} = \sum_{h\in H} \frac{u_l^{CO_2} \times opxCO_2 \times (1+inf)^h}{(1+int)^h} \quad (۲۰)$$

که $opx\ CO_2$ هزینه CO_2 به ازای هر کیلوگرم $\$ / kg$ CO_2 است.

ارزش خالص فعلی (NPV) هزینه رقیق کردن پساب برای کاهش غلظت شوری و مواد شیمیایی پساب به‌صورت رابطهٔ (۲۱) است.

$$c_l^{redTDS\&chem} = pc \times v_l^c + po \times \sum_{h\in H} v_{lh}^o \quad (۲۱)$$

ارزش خالص فعلی (NPV) کل هزینه‌های کاهش آثار زیست‌محیطی کارخانه نمک‌زدایی به‌صورت رابطه (۲۲) است.

$$c_l^{enviT} = opxu_l^{CO_2} + c_l^{redTDS\&chem} \quad (۲۲)$$

هزینه بهره‌برداری یک مترمکعب آب در کارخانه opx_{lt}^T به‌صورت رابطه (۲۳) است.

$$opx_{lt}^T = \frac{aopx_{lt}^T}{cap_t^T \times cf_{lth} \times 365} \quad (۲۳)$$

ظرفیت کارخانه cap^T_t برحسب مترمکعب در شبانه‌روز است.

ضریب ظرفیت cf_{lth} کارخانه $t\in T_l$ در مکان $l\in N^s$ در زمان $h\in H$ است.

تخمین هزینه‌های بهره‌برداری opx_i^N برای هر مترمکعب آب در خط انتقال i به‌صورت رابطه (۲۴) است.

$$opx_i^N = \frac{aopx_i^N}{cap_i^N * 365} \quad (۲۴)$$

ظرفیت خط انتقال cap_i^N برحسب مترمکعب در شبانه‌روز است.

برای اینکه توابع هدف قابل‌درک و مقایسه باشند، برحسب TWC یعنی هزینه کل به ازای هر مترمکعب آب شیرین ($US\$/m^3$) طبق روابط (۲۵) تا (۳۴) بیان می‌شود.

$$TWC_1 = \frac{\sum_{l\in N^s} c_l^T + c_l^{enviT}}{\sum_{h\in H} x_{lth}} \quad (۲۵)$$

$$TWC_2 = \frac{\sum_{l\in N^s} c_l^T + c_l^{redTDS\&chem}}{\sum_{h\in H} x_{lth}} \quad (۲۶)$$

$$TWC_3 = \frac{\sum_{l\in N^s} c_l^T}{\sum_{h\in H} x_{lth}} \quad (۲۷)$$

$$TWC_4 = \frac{\sum_{i\in E} c_i^N}{\sum_{h\in H} x_{lth}} \quad (۲۸)$$

$$TWC_5 = \frac{minTC}{\sum_{h\in H} x_{lth}} \quad (۲۹)$$

$$TWC_6 = \frac{\sum_{l\in N^s} c_l^T + c_l^{redTDS\&chem} + \sum_{i\in E} c_i^N}{\sum_{h\in H} x_{lth}} \quad (۳۰)$$

$$TWC_7 = \frac{\sum_{l\in N^s} c_l^T + \sum_{i\in E} c_i^N}{\sum_{h\in H} x_{lth}} \quad (۳۱)$$

$$TWC_8 = \frac{\sum_{l\in N^s} c_l^{enviT}}{\sum_{h\in H} x_{lth}} \quad (۳۲)$$

$$TWC_9 = \frac{\sum_{l\in N^s} opxu_l^{CO_2}}{\sum_{h\in H} x_{lth}} \quad (۳۳)$$

$$TWC_{10} = \frac{\sum_{l\in N^s} c_l^{redTDS\&chem}}{\sum_{h\in H} x_{lth}} \quad (۳۴)$$

۳. یافته‌ها و بحث

ابتدا داده‌های موردنیاز از کارخانه‌های آب‌شیرین‌کن و خطوط انتقال موجود در استان هرمزگان و ادبیات پژوهش جمع‌آوری شد. بر اساس داده‌های جمع‌آوری‌شده، هزینه‌های سرمایه‌گذاری و بهره‌برداری و زیست‌محیطی موردنیاز مدل تخمین زده شد. ازآنجایی‌که مدل تولید برق در ایران تقریباً مشابه مدل تولید برق پرتقالی جمع‌آوری‌شده از ادبیات (Raluy, Serra et al. 2006) است، از این مدل برای تخمین مقدار گاز گلخانه‌ای CO_2 موردنیاز مدل ریاضی استفاده شد. مقالاتی وجود دارد که هزینه مالیات بر کربن را در کل هزینه محاسبه می‌کنند که از ۱۹ دلار در هر تن (Nisan and Benzarti 2008) تا ۲۳ دلار در هر تن برآورد می‌شود (Kesieme, Milne et al. 2013). در این پژوهش ۲۳ دلار در هر تن یا ۰/۰۲۳ دلار

www.SID.ir

Archive of SID

در کیلوگرم گاز دی‌اکسید کربن تخمین زده‌شده است و با توجه به استاندارد موجود در ایران – استاندارد شرکت ملی نفت ایران (IPS-E-SF-880) – که مورد تأیید سازمان حفاظت محیط‌زیست ایران است و برای تخلیه پساب حداکثر ۱۰ درصد افزایش شوری در آب پذیرنده را مجاز می‌داند (رضایی و دیگران، ۱۳۹۳)، برای هزینه رقیق‌سازی پساب درصدی از هزینه‌های کل سرمایه‌گذاری و بهره‌برداری کارخانه آب‌شیرین‌کن در نظر گرفته‌شده است. سپس مدل ریاضی در نرم‌افزار متلب کدگذاری و با استفاده از حل‌کننده[19] opti- intlinprog از مجموعه نرم‌افزارهای OPTI TOOL BOX حل شد. با تغییر دادن پارامترها، مدل تحلیل حساسیت و اعتبار آن تأیید شد. همچنین مدل برای زنجیره تأمین آب آب‌شیرین‌کن‌های موجود شهرهای جزیره ابوموسی، بندرعباس، درگهان قشم، سیریک و جزیره هرمز بر اساس داده‌های جدول ۳ برای افق زمانی ۲۰ ساله حل شد که متغیرهای تصمیم و توابع هدف به ترتیب طبق جدول‌های شماره ۴ و ۵ ارائه‌شده است.

جدول ۳. ورودی‌های مدل

پارامتر ورودی		واحد	ابوموسی	بندرعباس	درگهان قشم	سیر یک	هرمز
کارخانه آب‌شیرین‌کن	cap^T_t	M^3/d	2,500	100,000	6,000	3,750	1,750
	cf_{lth}	ندارد	0.90	0.90	0.90	0.90	0.90
	cpx_{lt}^T	US$	3,000,000	80,000,000	6,600,000	4,500,000	2,300,000
	$aopx_{lt}^T$	US$	230,000	7,300,000	550,000	340,000	160,000
	Er_{lt}	kwh/m^3	4	4	4	4	4
	Ef	kg CO_2 / kwh	0.77	0.77	0.77	0.77	0.77
	opx CO_2	US$ / kg CO_2	0.023	0.023	0.023	0.023	0.023
	Pc	ندارد	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15
	Po	ندارد	0.07	0.07	0.07	0.07	0.07
خط انتقال	*طول*	km	5	28	2	8	4
	cap_i^N	M^3/d	2,500	100,000	6,000	3,750	1750
	cpx_i^N	US$	1,400,000	22,000,000	2,120,000	870,000	1,000,000
	$aopx_i^N$	US$	50,000	500,000	60,000	43,000	55,000
تقاضا	d_{lh}	M^3/d	2,100	89,000	5,300	3,300	1,500
نرخ تورم	Inf	*درصد*	20	20	20	20	20
نرخ بهره	Int	*درصد*	18	18	18	18	18
افق زمانی	H	*سال*	20	20	20	20	20

www.SID.ir

Archive of SID

جدول ۴. متغیرهای تصمیم خروجی مدل

متغیرهای تصمیم	واحد	ابوموسی	بندرعباس	درگهان قشم	سیریک	هرمز
x_{lth}	m^3/d	2100	89000	5300	3300	1500
y_{lt}	تعداد	1	1	1	1	1
z_{ih}	m^3/d	2100	89000	5300	3300	1500
v_l^c	US$	2542372.88	67796610.17	5593220.34	3813559.32	1949152.54
c_l^T	US$	7468877.62	236489778.17	18118363.08	11464138.19	5421556.78
w_i^c	US$	1186440.68	18644067.80	1796610.17	737288.14	847457.63
c_i^N	US$	2235277.09	29756739.28	3120141.83	1682239.80	2024722.98
$u_l^{CO_2}$	Kg	2360820.00	100053800.00	5958260.00	3709860.00	1686300.00
$opxu_l^{CO_2}$	US$	1355967.18	57467180.29	3422202.87	2130805.56	968547.98
$c_l^{redTDS\&chem}$	US$	756606.29	22788547.36	1782612.10	1153166.96	558744.03
c_l^{enviT}	US$	2112573.47	80255727.65	5204814.98	3283972.52	1527292.02

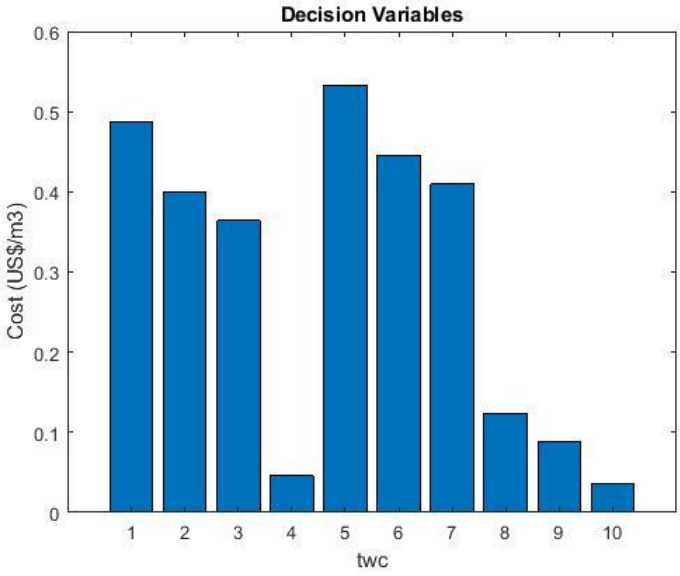
جدول ۵. مقایسه هزینه کل توابع هدف و اجزای آن برحسب هر مترمکعب آب شیرین

توابع هدف و اجزای آن	واحد	ابوموسی	بندرعباس	درگهان قشم	سیریک	هرمز
TWC_1	$US\$/m^3$	0.6250	0.4875	0.6028	0.6122	0.6346
TWC_2	$US\$/m^3$	0.5366	0.3991	0.5144	0.5238	0.5461
TWC_3	$US\$/m^3$	0.4872	0.3640	0.4683	0.4759	0.4951
TWC_4	$US\$/m^3$	0.1458	0.0458	0.0806	0.0698	0.1849
TWC_5	$US\$/m^3$	0.7708	0.5333	0.0806	0.6820	0.8195
TWC_6	$US\$/m^3$	0.6824	0.4449	0.5950	0.5936	0.7311
TWC_7	$US\$/m^3$	0.6330	0.4098	0.5489	0.5457	0.6800
TWC_8	$US\$/m^3$	0.1378	0.1235	0.1345	0.1363	0.1395
TWC_9	$US\$/m^3$	0.0885	0.0885	0.0885	0.0885	0.0885
TWC_{10}	$US\$/m^3$	0.0494	0.0351	0.0461	0.0479	0.0510

در اینجا زنجیره تأمین کارخانهٔ آب‌شیرین‌کن با ظرفیت اسمی ۱۰,۰۰۰ مترمکعب در شبانه‌روز شهر بندرعباس موردبحث قرار می‌گیرد. این شهر مرکز استان هرمزگان است. کارخانه آب‌شیرین‌کن تأمین‌کننده آب آن در غرب شهر قرار دارد. ورودی‌های مدل برای آب‌شیرین‌کن‌های این شهر به شرح جدول ۳ است. پس از حل مدل برای افق زمانی ۲۰ ساله در جدول ۴ تحت عنوان متغیرهای تصمیم آمده است و در جدول ۵ و شکل ۱ هزینه کل توابع هدف و اجزای آن برحسب هر مترمکعب آب شیرین به‌منظور مقایسه آمده است. تابع هدف حداقل سازی هزینه minTC= 346502245.0967 برحسب دلار آمریکا است؛ که این هزینه برحسب دلار آمریکا بر مترمکعب آب تولیدی آب‌شیرین‌کن $US\$/m^3$ برابر TWC = 0.5333 است.

www.SID.ir

Archive of SID



شکل ۱. مقایسهٔ هزینهٔ کل توابع هدف و اجزای آن برحسب هر مترمکعب آب شیرین شهر بندرعباس

در شکل ۱ نشان داده می‌شود که هزینه کل زنجیره تأمین که TWC_5 است برابر 0.5333 دلار آمریکا برای هر مترمکعب است؛ که سهم کارخانه آب‌شیرین‌کن با احتساب هزینه‌های کاهش تأثیرات زیست‌محیطی با رقیق کردن پساب TWC_2 برابر 0.3991 دلار آمریکا و سهم هزینه‌های خط انتقال TWC_4 برابر ۰/۰۴۵۸ دلار و سهم هزینه‌های زیست‌محیطی TWC_8 شامل هم هزینه گاز گلخانه‌ای CO_2 و هم هزینه کاهش شوری پساب است برابر ۰/۱۲۳۵ دلار است. برای تصمیم گیران ضرورت دارد که به هزینه‌های اجزای زنجیره تأمین برای تصمیم‌گیری توجه داشته باشند. همان‌طور که مشاهده می‌شود سهم کارخانه آب‌شیرین‌کن با احتساب هزینه‌های کاهش تأثیرات زیست‌محیطی با رقیق کردن پساب TWC2 برابر ۰/۳۹۹۱ دلار آمریکا به ازای هر مترمکعب شده است. این عدد 0.3991 US$/$m^3$ نسبت به قیمت تمام‌شده هر مترمکعب آب نمک‌زدایی شده بر اساس اطلاعات جمع‌آوری‌شده در ادبیات پژوهش برای مثال ۰/۹ دلار بر مترمکعب که وتکاو در هزینه پروژه تولید آب آورده است (Voutchkov, 2012) یا ۰/۷ تا ۱/۴ دلار بر مترمکعب که بجوانی گزارش کرده است، قیمت پایینی را نشان می‌دهد (Bhojwani, Topolski et al., 2019). طبق یافته‌های این پژوهش علت عمده آن به قیمت انرژی یارانه‌ای در ایران مربوط می‌شود. طبق تعرفه برق وزارت نیرو در سال ۹۸ هزینه انرژی برای آب‌شیرین‌کن هر کیلووات ساعت ۵۰۰ ریال است که اگر نرخ دلار ۱۰۰,۰۰۰ ریال در نظر گرفته شود، به ازای هر کیلووات ساعت ۰/۰۰۵ دلار آمریکا می‌شود؛ که اگر برای هر مترمکعب آب شیرین ۴kw/h انرژی در نظر گرفته شود سهم انرژی از قیمت تمام‌شده برابر ۰/۰۲ دلار برای هر مترمکعب آب شیرین می‌شود؛ که برابر پنج درصد قیمت تمام‌شده آب شیرین است. درحالی‌که طبق مطالعات جهانی وتکاو سهم انرژی مصرفی از قیمت تمام‌شده برابر ۰/۲۳US$/$m^3$ که ۲۶ درصد از قیمت تمام‌شده آب است (Voutchkov, 2012). یا در مواردی هزینه‌های انرژی تقریباً ۳۰ تا ۴۰ درصد کل هزینه‌های تولید آب شیرین است (Voutchkov, 2011). در کشورهای مختلف هزینه برق به ازای هر کیلووات ساعت بین ۰/۰۵ تا ۰/۰۶ دلار آمریکا متغیر است (Papapetrou, Cipollina et al., 2017)؛ که اگر با نرخ ۰/۰۰۵ دلار به ازای هر کیلووات ساعت در ایران مقایسه شود موضوع روشن‌تر خواهد شد. طبق جدول ۵، هزینه‌های خط انتقال TWC 4 بر حسب

www.SID.ir

Archive of SID

$US\$/m^3$ برای زنجیره تأمین آب شیرین شهرهای ابوموسی ۰/۱۴۵۸، بندرعباس ۰/۰۴۵۸، درگهان ۰/۰۸۰۶، سیریک ۰/۰۶۹۸ و هرمز ۰/۱۸۴۹، به دست آمده است؛ برای مثال طبق جدول ۶ سهم هزینه خط انتقال TWC 4 برابر با ۸/۵۹ درصد است که این نشان دهنده این است که عمده هزینه‌ها مربوط به کارخانهٔ آبشیرین کن اسمز معکوس است.

۳. ۱. کاهش آثار زیست‌محیطی

هدف زیست‌محیطی در دو قسمت آثار زیست‌محیطی ناشی از انتشار گاز گلخانه‌ایCO_2 و آثار زیست‌محیطی ناشی از شوری دفع پساب بررسی شد (جدول ۶).

۳. ۲. هزینه‌های زیست‌محیطی ناشی از گاز گلخانه‌ای CO_2

افزایش استفاده از سوخت‌های فسیلی برای نمک‌زدایی می‌تواند آلودگی هوا ناشی از انتشار گازهای گلخانه‌ای دی‌اکسید کربن (CO_2) را افزایش دهد و خساراتی بر سلامت عمومی و محیط‌زیست وارد سازد. سهم هزینه‌های زیست‌محیطی ناشی از گاز گلخانه‌ای CO_2 درصورتی‌که برای هر مترمکعب آب شیرین چهار کیلووات ساعت انرژی در نظر گرفته شود طبق جدول ۶ حدود ۱۶/۵۹ درصد که برابر ۰/۰۸۸۵ $US\$/m^3$ است. همان‌طور که در جدول ۶ مشاهده می‌شود آب‌شیرین‌کن شهر بندرعباس با ظرفیت اسمی ۱۰۰,۰۰۰ مترمکعب در شبانه‌روز و ظرفیت واقعی ۸۹,۰۰۰ مترمکعب در شبانه‌روز درصورتی‌که به ازای هر مترمکعب آب شیرین تولیدی ۴ کیلووات ساعت انرژی مصرف کند، طبق جدول ۴ باعث تولید مقدار ۱۰۰,۰۵۳,۸۰۰ کیلوگرم گاز گلخانه‌ای CO2 در سال($Ulco^2$) می‌شود. با کاهش مصرف انرژی مقدار گاز گلخانه‌ای CO_2 کاهش می‌یابد. با بهره‌برداری مناسب‌تر و بازیافت انرژی می‌توان تا حدی انرژی را کاهش داد تا تولید گاز گلخانه‌ای CO_2 تا حدی کاهش یابد. ولی راه‌حل اساسی استفاده از انرژی تجدیدپذیر[۲۰] (RE) به‌جای سوخت‌های فسیلی است.

۳. ۳. هزینه‌های رقیق‌سازی برای کاهش تأثیرات زیست‌محیطی

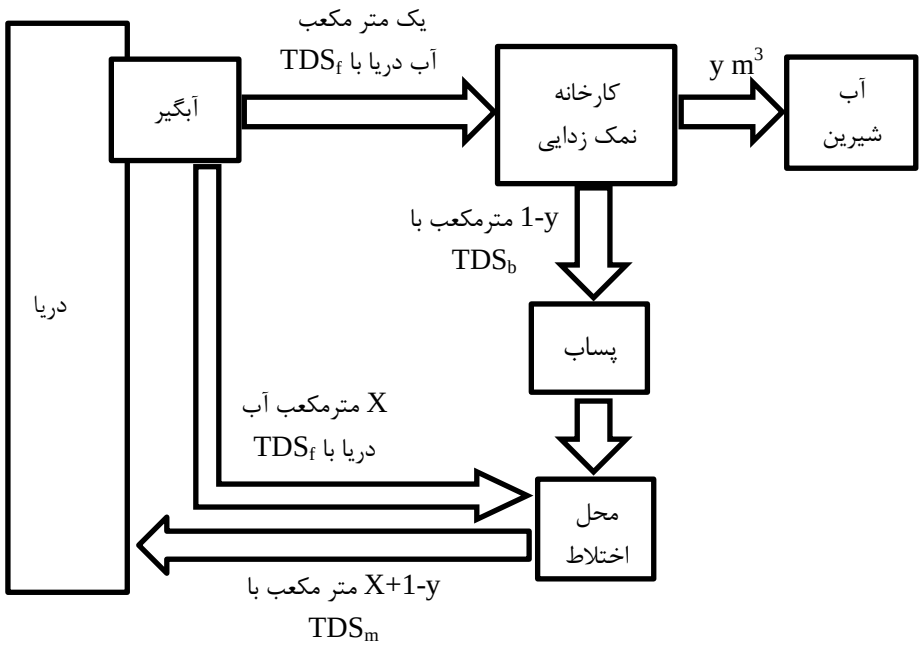
کارخانه‌های آب‌شیرین‌کن مقادیر قابل‌توجهی مواد شیمیایی برای پیش‌تصفیه آب‌شور و پس‌تصفیه آب شیرین استفاده می‌کنند. شوری بیش‌ازحد پساب و تخلیه مقادیر زیادی مواد شیمیایی در آب‌های ساحلی به عدم تعادل اکولوژیکی می‌انجامد و تأثیرات عمده‌ای بر آب‌های پذیرنده محدود می‌گذارد. برای رفع نگرانی‌های عمده زیست‌محیطی مربوط به تخلیه پساب باید آن را با آب دریا به‌طور پیشگیرانه به‌منظور کاهش آثار مرتبط با غلظت مواد شیمیایی و غلظت نمک زیاد رقیق شوند. تابع هدف کاهش آثار زیست‌محیطی ناشی از شوری دفع پساب، تبدیل به هزینه شده در تابع هدف هزینه قرار داده شد. برای رقیق‌سازی درصدی از کل هزینه سرمایه‌گذاری آب‌شیرین‌کن (pc) و درصدی از کل هزینه بهره‌برداری (po) تخمین زده‌شده وارد مدل شد. در شکل ۳ فرایند رقیق‌سازی پیشنهادی این تحقیق نشان داده‌شده است.

جدول ۶. سهم هزینه بخش‌های زنجیره تأمین با احتساب هزینه‌های زیست‌محیطی

عنوان	TWC 5	TWC 3	TWC 4	TWC 9	TWC 10
	کل	کارخانه	خط انتقال	CO2	رقیق‌سازی پساب
مقدار US$/m3	0.5334	0.3640	0.0458	0.0885	0.0351
درصد%	100	68.24	8.59	16.59	6.58

www.SID.ir

Archive of SID



شکل ۲. رقیق‌سازی پساب

جدول ۷. هزینه بخش‌های زنجیره تأمین با احتساب هزینه‌های زیست‌محیطی فقط رقیق‌سازی پساب و نادیده گرفتن هزینه‌های CO_2

عنوان	TWC 6 کل	TWC 3 کارخانه	TWC 4 خط انتقال	TWC 10 رقیق‌سازی پساب
مقدار $US\$/m^3$	0.4449	0.3640	0.0458	0.0351
درصد%	100	81.82	10.29	7.89

در شکل ۲ TDS_f ، TDS_b و TDS_m به ترتیب مواد جامد حل‌شده یا شوری و X، 1-Y و X+1-Y حجم آب دریا، پساب و پساب رقیق‌شده با آب دریا را نشان می‌دهد. برآورد هزینه دقیق‌تر باید بر اساس پروژه خاص و داده‌های محلی آن ارزیابی شود. هزینه گزینه مدیریت پساب موردتوجه بسیاری است زیرا با افزایش هزینه دفع پساب، تولید آب شیرین پرهزینه‌تر می‌شود. طبق جدول ۶ برای نسبت TDS پساب به TDS آب پذیرنده در حد استاندارد ۱/۱ هزینه رقیق‌سازی (TWC 10) برابر ۰/۰۳۵۱ $US\$/m^3$ (۶/۵۸ درصد) است. درصورتی‌که هزینه‌های بخش‌های زنجیره تأمین با احتساب هزینه‌های زیست‌محیطی فقط رقیق‌سازی پساب و نادیده گرفتن هزینه‌های CO_2 در نظر گرفته شود سهم هزینه رقیق‌سازی ۷/۸۹ درصد می‌شود (جدول ۷).

۴. نتیجه‌گیری

این پژوهش مدل بهینه‌سازی تصمیم‌گیری‌های استراتژیک و بهره‌برداری را با توجه به افق زمانی برنامه‌ریزی موردتوجه قرار می‌دهد. مهم‌ترین تصمیمات استراتژیک و بهره‌برداری شامل بهینه‌سازی ارزش فعلی خالص هزینه‌های سرمایه‌گذاری و بهره‌برداری کارخانه‌های آب‌شیرین‌کن، زیست‌محیطی و خطوط لوله انتقال آب مدل‌سازی شده است. نتایج نشان می‌دهد که قیمت تمام‌شده آب شیرین نسبت به قیمت تمام‌شده ادبیات پژوهش کمتر است که علت عمده آن مربوط به پایین بودن هزینه انرژی یارانه‌ای در ایران است. در مورد هدف کاهش تأثیرات زیست‌محیطی ناشی از شوری پساب نتایج پژوهش

www.SID.ir

Archive of SID

نشان می‌دهد که هدف زیست‌محیطی با هدف هزینه در مقابل هم قرار داشته و متضاد هستند. هرقدر هزینه بیشتری شود تأثیرات زیست‌محیطی بیشتر کاهش می‌یابد و برعکس با کاهش هزینه، تأثیرات زیست‌محیطی بیشتر می‌شود و با افزایش هزینه دفع پساب، تولید آب شیرین پرهزینه‌تر می‌شود. درصورتی‌که به فنّاوری رقیق کردن پساب در درون دریا دسترسی داشته باشیم، بازهم این مدل هزینه زیست‌محیطی می‌تواند کاربرد داشته باشد. این نوع رقیق کردن پساب پیشنهادی این تحقیق که پساب قبل از ورود به آب دریا رقیق می‌شود نیاز به فناوری پیچیده‌ای ندارد و برای ایران و مناطق خاورمیانه که انرژی نسبت به سایر مناطق دنیا ارزان‌تر است می‌تواند برای کاهش تأثیرات زیست‌محیطی ناشی از پساب کاربرد داشته باشد. برای رقیق‌سازی در درون دریا با پخش‌کننده[21] که در ادبیات آمده است نیاز به فنّاوری پیشرفته است و برای رساندن سرعت جریان آب به ۵ تا ۸ متر بر ثانیه باید انرژی نیز مصرف کرد. بسته به شرایط خاص سایت، هزینه‌های تخلیه با پخش‌کننده به دریا برای رقیق‌سازی در درون دریا با فناوری پیچیده قابل‌توجه است و معمولاً از ۱۰ تا ۳۰ درصد کل هزینه‌های سرمایه‌گذاری در کارخانه‌های آب‌شیرین‌کن را شامل می‌شود، علاوه بر این در محدوده کارخانه‌های نمک‌زدایی بزرگ با ظرفیت تولید آب شیرین ۵۰,۰۰۰ مترمکعب در روز یا بیشتر استفاده شود (Voutchkov, 2011).

نگرانی‌های متعددی در رابطه با نمک‌زدایی وجود دارد زیرا ممکن است آثار نامطلوب محیط‌زیستی داشته باشد. یکی از این موارد این است که انرژی الکتریکی، منبع اصلی برای کارخانه‌های نمک‌زدایی SWRO است که به انتشار آلاینده‌های هوا و گازهای گلخانه‌ای می‌انجامد که موجب افزایش بیشتر تغییرات آب و هوایی می‌شود. کارخانه‌های SWRO در حال حاضر بین ۳ تا ۴ کیلووات ساعت در مترمکعب انرژی مصرف می‌کنند و بین ۲/۳ تا ۳/۰۸ کیلوگرم در مترمکعب آب CO_2 تولید می‌کنند. حتی با توجه به اینکه مصرف انرژی کلی کارخانه‌های SWRO آینده کمتر از ۳ کیلووات ساعت در مترمکعب باشد، ردپای کربن کارخانه‌های آب‌شیرین‌کن در مقیاس بزرگ می‌تواند قابل‌توجه باشد. ازاین‌رو، برای به حداقل رساندن انتشار گازهای گلخانه‌ای، منابع انرژی تجدید پذیر می‌توانند به‌طور مستقیم برق کارخانه‌های آب‌شیرین‌کن SWRO را تأمین کنند. در عوض، اقدامات غرامت غیرمستقیم یا جبران خسارت، نظیر نصب کارخانه‌های انرژی تجدید پذیر که انرژی را به شبکه انتقال می‌دهند، می‌توانند در کارخانه‌های آب‌شیرین‌کن نیز استفاده کنند. آب‌شیرین‌کن شهر بندرعباس با ظرفیت اسمی ۱۰۰,۰۰۰ مترمکعب در شبانه‌روز باعث تولید مقدار ۱۰۰,۰۵۳,۸۰۰ کیلوگرم گاز گلخانه‌ای CO_2 در سال می‌شود. با کاهش مصرف انرژی مقدار گاز گلخانه‌ای CO_2 کاهش می‌یابد. با بهره‌برداری مناسب‌تر و بازیافت انرژی می‌توان تا حدی انرژی را کاهش داد تا تولید گاز گلخانه‌ای CO_2 تا حدی کاهش یابد. ولی راه‌حل اساسی استفاده از انرژی‌های تجدیدپذیر به‌جای سوخت‌های فسیلی است.

یادداشت‌ها

1. MATLAB software
2. Revers Osmosis Water Desalination
3. Environmental impact
4. Water Desalination Supply Chain (WDSC)
6. Mathematical Model
6. Sustainable supply chain management
7. Multi Stage Flash
8. Multi Effect Distillation
9. Sea Water Reverse Osmosis
10. Intake
11. inflation rate
12. interest rate
13. aggregator
14. energy requirements
15. Emission factor
16. Total Water Cost
17. energy requirements
18. Emission factor
19. solver
20. renewable energy
21. diffuser

www.SID.ir

Archive of SID

منابع

رضائی، غلام عباس و همکاران. ۱۳۹۳، اثرات محیط زیستی تأسیسات آب‌شیرین‌کن بر اکوسیستم‌های دریایی، ناشر ابتکار دانش

Al-Nory, M.T. and et al. 2014. Desalination supply chain decision analysis and optimization. Desalination, 347: 144-157.

Balfaqih, H. and et al. 2016. Environmental and economic performance assessment of desalination supply chain. Desalination, 406: 2-9.

Bhojwani, S. and et al. 2019. Technology review and data analysis for cost assessment of water treatment systems. Science of The Total Environment, 651: 2749-2761.

Caldera, U. and Breyer, C. 2017. Learning curve for seawater reverse osmosis desalination plants: capital cost trend of the past, present, and future. Water Resources Research, 53(12): 10523-10538.

González-Bravo, R. and et al. 2015. Involving integrated seawater desalination-power plants in the optimal design of water distribution networks. Resources, Conservation and Recycling, 104: 181-193.

Herrera-León, S. and et al. 2018. Optimization Approach to Designing Water Supply Systems in Non-Coastal Areas Suffering from Water Scarcity. Water Resources Management, 32(7): 2457-2473.

Kesieme, U. K. and et al. 2013. Economic analysis of desalination technologies in the context of carbon pricing, and opportunities for membrane distillation. Desalination, 323: 66-74.

Missimer, T.M. and Maliva R.G. 2017. Environmental issues in seawater reverse osmosis desalination: Intakes and outfalls. Desalination.

Nisan, S. and Benzarti, N. 2008. A comprehensive economic evaluation of integrated desalination systems using fossil fuelled and nuclear energies and including their environmental costs. Desalination, 229(1-3): 125-146.

Papapetrou, M. and et al. 2017. Assessment of methodologies and data used to calculate desalination costs. Desalination, 419: 8-19.

Proskynitopoulou, V. and Katsoyiannis, I.A. 2018. Review of recent desalination developments for more efficient drinking water production across the world.

Raluy, G. and et al. 2006. Life cycle assessment of MSF, MED and RO desalination technologies. Energy, 31(13): 2361-2372.

Saunders, M. and et al. 2009. Research methods for business students, Pearson education.

Shahabi, M.P. and et al. 2016. A framework for planning sustainable seawater desalination water supply. Science of The Total Environment, 575: 826-835.

Voutchkov, N. 2011. Overview of seawater concentrate disposal alternatives. Desalination, 273(1): 205-219.

Voutchkov, N. 2012. Desalination engineering: planning and design, McGraw Hill Professional.

www.SID.ir