

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

محمد رضا مهرگان<sup>۱</sup>، حنان عموزاد مهدیرجی<sup>۲</sup>، شهاب بینائی<sup>۳\*</sup>، ولی علی‌پور<sup>۴</sup>، حسین رضوی حاجی‌آقا<sup>۵</sup>

mehregan@ut.ac.ir

h.amoozad@ut.ac.ir

v\_alip@yahoo.com

s.hosseini.r@gmail.com

۱. استاد دانشکده مدیریت دانشگاه تهران، تهران، ایران

۲. استادیار دانشکده مدیریت دانشگاه تهران، ایران

۳. دکتری مدیریت تولید و عملیات پردیس بین‌المللی کیش، دانشگاه تهران، ایران

۴. دانشیار دانشکده بهداشت دانشگاه علوم پزشکی هرمزگان، ایران

۵. استادیار دانشکده مدیریت دانشگاه خاتم، ایران

تاریخ پذیرش مقاله: ۱۳۹۸/۱۲/۰۸

تاریخ وصول مقاله: ۱۳۹۸/۰۶/۰۳

## 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<sub>2</sub> و هزینه‌های زیست‌محیطی رقیق‌سازی پساب قبل از ورود به دریا است. مدل برای مطالعه موردی زنجیره تأمین آب آب‌شیرین‌کن اسمز معکوس پنج شهر در استان هرمزگان در افق زمانی ۲۰ ساله پس از کدگذاری در نرم‌افزار متلب<sup>۱</sup> حل شده 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 ۰/۵۳۳۴ (۱۰۰ درصد)، کارخانه آب‌شیرین‌کن ۰/۳۶۴۰ (۶۸/۲۴ درصد)، خط انتقال ۰/۰۴۵۸ (۸/۵۹ درصد)، مالیات دی‌اکسید کربن ۰/۰۸۸۵ (۱۶/۵۹ درصد) و رقیق‌سازی پساب ۰/۰۳۵۱ (۶/۵۸ 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<sub>2</sub> 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<sup>۲</sup>، تأثیر زیست‌محیطی<sup>۳</sup>، زنجیره تأمین آب آب‌شیرین‌کن<sup>۴</sup>، مدل ریاضی<sup>۵</sup>، مدیریت زنجیره تأمین پایدار<sup>۶</sup>

## ۱. سرآغاز

سال ۲۰۰۸، کل ظرفیت روزانه ۵۲,۳۳۳,۹۵۰ مترمکعب در روز و در سال ۲۰۱۱، ظرفیت کل حدود ۶۷ میلیون مترمکعب در روز بود، درحالی‌که در سال ۲۰۱۲ حدود ۷۹ میلیون مترمکعب در روز شد. در سال ۲۰۱۶، ظرفیت تولید آب‌شیرین‌کن‌ها ۹۵/۶ میلیون مترمکعب در روز بوده است

افزایش شدید ظرفیت پروژه‌های آب‌شیرین‌کن در جهان از ۳۲۶ مترمکعب در روز در سال ۱۹۴۵ به بیش از ۵,۰۰۰,۰۰۰ مترمکعب در روز در سال ۱۹۸۰ و به بیش از ۳۵,۰۰۰,۰۰۰ مترمکعب در روز در سال ۲۰۰۴ رسید. در

آب آب‌شیرین‌کن با اهداف اقتصادی ارائه کردند. Missimer و Maliva (۲۰۱۷) بررسی مسائلی زیست‌محیطی در آب‌شیرین‌کن اسمز معکوس دریایی شامل آبگیر و پساب خروجی از آب‌شیرین‌کن مورد بررسی قرار دادند و نتیجه گرفتند که تجارب آب‌شیرین‌کن اسمز معکوس دریایی تا به امروز نشان می‌دهد که با طراحی مناسب بر اساس تجزیه و تحلیل 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 مورد توجه قرار می‌دهند. Bhojwani, Topolski و همکاران (۲۰۱۹) داده‌های هزینه آب‌شیرین‌کن‌ها را بررسی و تجزیه و تحلیل کرده‌اند.

اکثر مدل‌های ذکر شده، بر بهینه‌سازی بعد اقتصادی سیستم‌های تأمین آب متمرکز شده‌اند. با این حال، آن‌ها در مدل ریاضی جزئیات جنبه‌های زیست‌محیطی را نادیده گرفته‌اند. این پژوهش مدل اقتصادی ارائه شده، 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 استاندارد که اجازه تخلیه به آب پذیرنده بدهد. همچنین انتشار گاز CO<sub>2</sub> نیز به‌عنوان یک تأثیر زیست‌محیطی مدل‌سازی شده است. همچنین بر اساس مطالعات کتابخانه‌ای و جستجوی این‌جانب تاکنون در ایران هیچ تحقیقی در زمینه بهینه‌سازی زنجیره تأمین آب آب‌شیرین‌کن اسمز معکوس با رویکرد اقتصادی و زیست‌محیطی انجام نشده است و این نخستین تحقیق در نوع خود است.

(Proskynitopoulou & Katsoyiannis., 2018) فناوری غشاء، اسمز معکوس، ۶۶ درصد از ظرفیت در حال بهره‌برداری را تشکیل می‌دهد و سپس فناوری تبخیر ناگهانی چندمرحله‌ای<sup>۷</sup> (MSF) و تقطیر چندمرحله‌ای<sup>۸</sup> (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، در حالی که اسمز معکوس دریایی<sup>۹</sup> (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 مورد نیاز 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 ارائه شده است. برای مثال، 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. Balfaiah, Al-Nory و همکاران (۲۰۱۶) یک زنجیره تأمین

## 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 حوزه زنجیره تأمین آب آشامیدنی‌کن‌ها است. نقاط قوت این مدل این است که مدل خاص و در حوزه 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 بازه زمانی بهمن سال ۱۳۹۶ تا شهریور سال ۱۳۹۸ به مدت ۱۸ ماه انجام شده است.

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

## ۲.۱. پیش فرض‌های تحقیق

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

$$V = N^s \cup N^a \cup N^d \quad (1)$$

مجموعه‌ای از مکان‌های تقاضا ( $N^d$ )، مجموعه‌ای از مکان‌های جمع‌کننده ( $N^a$ )، 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 هزینه تأمین آب خام که هزینه آبیگر<sup>۱</sup> است در هزینه کارخانه‌ها دیده می‌شود. یک جمع‌کننده یک گره مفهومی است که نشان‌دهنده جریان ورودی از کارخانه  $N^s$  به جریان خروجی مکان تقاضا  $N^d$  است. فرض می‌شود مخزن که همان گره جمع‌کننده است قبلاً ساخته شده است.  $E$  نشان‌دهنده 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.  $H=0,1,2,\dots$  نشان‌دهنده افق برنامه‌ریزی در سال‌ها است که سال صفر سال سرمایه‌گذاری در ساخت و ساز است و تولیدی از کارخانه‌ها انتظار نمی‌رود.

جدول ۱. ویژگی‌های محیطی و مکانی شهرهای مورد مطالعه

شهر	جمعیت در سال ۱۳۹۸	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 خلیج فارس و در ۵۸ کیلومتری شهر بندرعباس	آب‌شیرین‌کن
هرمز	۶,۴۹۴ نفر	جزیره‌ای در خلیج فارس و در ۱۶ کیلومتری شهر بندرعباس	آب‌شیرین‌کن
ابوموسی	۴,۷۵۵ نفر	جزیره‌ای در خلیج فارس و در ۲۲۲ کیلومتری شهر بندرعباس	آب‌شیرین‌کن
سیریک	۵,۱۷۹ نفر	در شرق استان هرمزگان و در ۲۰۱ کیلومتری شهر بندرعباس	آب‌شیرین‌کن

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

۲.۲. پارامترهای مدل

پارامترهای مدل به شرح زیر است.

$cf_{lth}$	ضریب ظرفیت کارخانه $t \in T_1$ در مکان $l \in N^s$	$Inf$	نرخ تورم <sup>۱۱</sup>
$h \in H$	در زمان	$Int$	نرخ بهره <sup>۱۲</sup>
$u_{lt}^{CO_2}$	انتشارات $CO_2$ تولیدشده به وسیله کارخانه $t$ در مکان $l$ برای یک مترمکعب آب تولیدشده، $kg CO_2 / m^3$	$cp_x^T_{lt}$	تخمین هزینه‌های سرمایه‌گذاری در سال صفر برای کارخانه $t$ در مکان $l$
$Er_{lt}$	انرژی موردنیاز <sup>۱۴</sup> کارخانه $t$ برحسب کیلووات ساعت بر مترمکعب $kwh/m^3$	$v_{lh}^o$	ارزش خالص فعلی (NPV) کل هزینه‌های بهره‌برداری (OPEX) کارخانه $t$ در مکان $l$ در افق زمانی $h$
$Ef$	ضریب انتشار <sup>۱۵</sup> گاز $CO_2$ یعنی $e / kwh - kg CO_2$	$aop_x^T_{lt}$	تخمین هزینه‌های بهره‌برداری سالانه کارخانه $t$ در مکان $l$
$op_x CO_2$	هزینه $CO_2$ به ازای هر کیلوگرم $\$/kg CO_2$	$op_x^T_{lt}$	تخمین هزینه‌های بهره‌برداری در سال نخست برای هر مترمکعب آب نمک‌زدایی کارخانه $t$ در مکان $l$
$Pc$	ضریب $v_1^c$ برحسب درصد از کل هزینه سرمایه‌گذاری برای هزینه رقیق کردن پساب	$v_l^r$	ارزش اسقاط کارخانه در محل $l$ در پایان افق برنامه‌ریزی
$Po$	ضریب $v_{lh}^o$ برحسب درصد از کل هزینه بهره‌برداری برای هزینه رقیق کردن پساب	$cp_x^N_i$	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 $h$
<b>۲.۳. متغیرهای تصمیم</b>		$aop_x^N_i$	تخمین هزینه‌های بهره‌برداری (OPEX) سالانه در خط انتقال $i$
متغیرهای تصمیم مربوط به تولید و سرمایه‌گذاری در کارخانه‌های نمک‌زدایی و خط انتقال به شرح زیر است.	$x_{lth}$	$op_x^N_i$	تخمین هزینه‌های بهره‌برداری در سال اول برای هر مترمکعب آب در خط انتقال $i$
مقدار آب تولیدشده با استفاده از کارخانه $t$ در محل $l$ در زمان $h$ هرگاه $l \in N_s, t \in T_1, h \in H$ به‌استثنای سال صفر		$cap^T_t$	ظرفیت طراحی کارخانه نمک‌زدایی برحسب مترمکعب در روز $t \in T$
تعداد کارخانه‌های $t$ نصب‌شده در مکان $l$ هرگاه $l \in N_s, t \in T_1$	$y_{lt}$	$cap^N_i$	ظرفیت خط انتقال برحسب مترمکعب در روز $i \in E$
مقدار جریان در خط انتقال $i$ در زمان $h$ هرگاه $h \in H$ و $i \in E$	$z_{ih}$	$E_l^s$	مجموعه لوله‌های خروجی از کارخانه $l \in N^s$
ارزش خالص کنونی (NPV) هزینه‌های سرمایه‌گذاری کل (CAPEX) کارخانه در مکان $l$	$v_l^c$	$E_l^{in}$	مجموعه جریان‌های ورودی به جمع‌کننده <sup>۱۳</sup> در محل $l \in N^a$
ارزش خالص فعلی (NPV) کل هزینه کارخانه در مکان $l$	$c_l^T$	$E_l^{out}$	مجموعه جریان خروجی از جمع‌کننده در مکان $l \in N^a$
ارزش خالص کنونی (NPV) هزینه‌های سرمایه‌گذاری کل (CAPEX) در خط انتقال آب	$w_i^c$	$d_{lh}$	تقاضا در محل $l \in N^d$ در زمان $h$
ارزش خالص فعلی (NPV) کل هزینه خط انتقال $i$	$c_i^N$		

$$\min TC = \sum_{l \in N^S} c_l^T + c_l^{envIT} + \sum_{l \in E} c_l^N \quad (2)$$

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

## ۵.۲. محدودیت‌های مدل

تعدادی محدودیت به شرح زیر در مدل وجود دارد:  
 رابطه (۳) ارزش خالص فعلی (NPV) کل هزینه‌های سرمایه‌گذاری (CAPEX) کارخانه در مکان ۱ را نشان می‌دهد.

مقدار کل انتشارات CO<sub>2</sub> در محل ۱ در سال  $u_l^{CO_2}$   
 ارزش خالص فعلی (NPV) کل هزینه‌های انتشارات CO<sub>2</sub> در مکان ۱  $opxu_l^{CO_2}$   
 ارزش فعلی خالص (NPV) کل هزینه‌های رقیق کردن پساب برای کاهش TDS و غلظت مواد شیمیایی پساب  $c_l^{redTDS\&chem}$   
 ارزش فعلی خالص (NPV) کل هزینه‌های زیست‌محیطی کارخانه نمک‌زدایی در مکان ۱  $c_l^{envIT}$

## ۴.۲. بهینه‌سازی تابع هدف

تابع هدف که در رابطه (۲) مشخص شده 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.

### جدول ۲. مقایسه هزینه کل توابع هدف و اجزای آن برحسب هر مترمکعب آب شیرین

توابع هدف با اجزا	هزینه یک مترمکعب آب شیرین برحسب دلار آمریکا (US\$/m <sup>3</sup> )
TWC1	کارخانه - کل هزینه‌های سرمایه‌گذاری، بهره‌برداری و زیست‌محیطی (کاهش شوری + CO <sub>2</sub> )
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 + CO <sub>2</sub> )
TWC6	کارخانه به‌علاوه خط انتقال - کل هزینه‌های سرمایه‌گذاری، بهره‌برداری و زیست‌محیطی (کاهش شوری)
TWC7	کارخانه به‌علاوه خط انتقال - کل هزینه‌های سرمایه‌گذاری، بهره‌برداری بدون هزینه‌های زیست‌محیطی
TWC8	زیست‌محیطی - هزینه‌های (کاهش شوری + CO <sub>2</sub> )
TWC9	زیست‌محیطی - هزینه‌های (CO <sub>2</sub> )
TWC10	زیست‌محیطی - هزینه‌های (کاهش شوری)

$$x_{lth} \leq \text{cap}_t^T * cf_{lth} \quad \forall \quad l \in N^s, t \in T_l, \quad (12)$$

$$* 365 \quad h \in H$$

$$* y_{lt}$$

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

$$\sum_{i \in E_l^d} z_{ih} \geq d_{lh} \quad \forall \quad l \in N_d, \quad (13)$$

$$h \in H$$

رابطه (۱۴) مقدار آب شیرین وارد شده و خارج شده از جمع‌آوری‌کننده که برابر هستند را نشان می‌دهد.

$$\sum_{i \in E_l^{in}} z_{ih} = \sum_{i \in E_l^{out}} z_{ih} \quad \forall \quad l \in N^a, \quad (14)$$

$$h \in H$$

کل مقدار آب تولید شده توسط کارخانه نمک‌زدایی  $t$  در مکان  $l$  وارد خط انتقال می‌شود به صورت رابطه (۱۵) است.

$$\sum_{t \in T_l} x_{lth} = \sum_{i \in E_l^i} z_{ih} \quad \forall \quad l \in N^s, \quad (15)$$

$$h \in H$$

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

$$z_{ih} \leq \text{cap}_i^N \quad \forall \quad i \in E, \quad (16)$$

$$h \in H$$

مقدار انتشار گاز  $\text{CO}_2$  زنجیره تأمین آب نمک‌زدایی از حد مجاز برای انتشار گازهای  $\text{CO}_2$  تجاوز نمی‌کند و به صورت رابطه (۱۷) است.

$$u \leq u^{\max} \quad (17)$$

مقدار کل انتشارات  $\text{CO}_2$  در محل  $l$  در زمان  $h$  به صورت رابطه (۱۸) است.

$$u_l^{\text{CO}_2} = \sum_{t \in T_l} x_{lth} * u_{lt}^{\text{CO}_2} \quad \forall \quad l \in N^s \quad (18)$$

که  $u_{lt}^{\text{CO}_2}$  انتشارات  $\text{CO}_2$  تولید شده به وسیله کارخانه  $t$  در مکان  $l$  برای یک مترمکعب آب تولید شده است و به صورت رابطه (۱۹) است.

$$u_{lt}^{\text{CO}_2} = Er_{lt} * Ef \quad (19)$$

که  $Er_{lt}$  انرژی مورد نیاز<sup>۱۷</sup> کارخانه  $t$  بر حسب کیلووات ساعت بر مترمکعب  $\text{kwh/m}^3$  و  $Ef$  ضریب انتشار<sup>۱۸</sup> گاز  $\text{CO}_2$  یعنی  $\text{kg CO}_2 - \text{e} / \text{kwh}$  است.

ارزش خالص فعلی (NPV) کل هزینه انتشارات  $\text{CO}_2$  در افق زمانی  $H$  به صورت رابطه (۲۰) است.

$$v_l^c = \sum_{t \in T_l} \frac{cp x_{lt}^T * y_{lt}}{(1 + int)} \quad \forall \quad l \in N^s \quad (3)$$

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

$$v_{lh}^o = \sum_{t \in T_l} \frac{op x_{lt}^T * (1 + inf)^h * x_{lth}}{(1 + int)^h} \quad \forall \quad l \in N^s, \quad (4)$$

$$h \in H$$

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

$$v_l^r = \sum_{t=T_l} \frac{nd p_{lt} * (1 + inf)^{|H|+2} * y_{lt}}{(1 + int)^{|H|+2}} \quad \forall \quad l \in N^s \quad (5)$$

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

$$c_l^T = v_l^c + \sum_{h \in H} v_{lh}^o - v_l^r \quad \forall \quad l \in N^s \quad (6)$$

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

$$w_i^c = \frac{cp x_i^N}{(1 + int)} \quad \forall \quad i \in E \quad (7)$$

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

$$w_{ih}^o = \frac{op x_i^N * (1 + inf)^h * z_{ih}}{(1 + int)^h} \quad \forall \quad i \in E \quad (8)$$

ارزش خالص فعلی (NPV) کل هزینه خط انتقال  $i$  به صورت رابطه (۹) است.

$$c_i^N = w_i^c + \sum_{h \in H} w_{ih}^o \quad \forall \quad i \in E \quad (9)$$

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

$$Y_t = 0 \text{ or } 1 \quad (10)$$

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

$$Y_i = 0 \text{ or } 1 \quad (11)$$

رابطه (۱۲) مقدار آب تولید شده توسط کارخانه  $t$  در محل  $l$  در افق زمانی  $h$  که محدود به ظرفیت کارخانه  $t$  در محل  $l$  با ضریب ظرفیت  $cf_{lth}$  تنظیم شده است.

$$TWC_3 = \frac{\sum_{l \in N^s} c_l^T}{\sum_{h \in H} x_{lth}} \quad (27)$$

$$TWC_4 = \frac{\sum_{i \in E} c_i^N}{\sum_{h \in H} x_{lth}} \quad (28)$$

$$TWC_5 = \frac{\min TC}{\sum_{h \in H} x_{lth}} \quad (29)$$

$$TWC_6 = \frac{\sum_{l \in N^s} c_l^T + c_l^{redTDS\&chem} + \sum_{i \in E} c_i^N}{\sum_{h \in H} x_{lth}} \quad (30)$$

$$TWC_7 = \frac{\sum_{l \in N^s} c_l^T + \sum_{i \in E} c_i^N}{\sum_{h \in H} x_{lth}} \quad (31)$$

$$TWC_8 = \frac{\sum_{l \in N^s} c_l^{enviT}}{\sum_{h \in H} x_{lth}} \quad (32)$$

$$TWC_9 = \frac{\sum_{l \in N^s} opxu_l^{CO_2}}{\sum_{h \in H} x_{lth}} \quad (33)$$

$$TWC_{10} = \frac{\sum_{l \in N^s} c_l^{redTDS\&chem}}{\sum_{h \in H} x_{lth}} \quad (34)$$

### 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 جمع‌آوری شده، هزینه‌های سرمایه‌گذاری و بهره‌برداری و زیست‌محیطی موردنیاز مدل تخمین زده شد. از آنجایی که مدل تولید برق در ایران تقریباً مشابه مدل تولید برق پرتقالی جمع‌آوری شده از ادبیات (Raluy, Serra et al. 2006) است، از این مدل برای تخمین مقدار گاز گلخانه‌ای CO<sub>2</sub> 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

$$opxu_l^{CO_2} = \sum_{h \in H} \frac{u_l^{CO_2} \times opxCO_2 \times (1 + inf)^h}{(1 + int)^h} \quad (20)$$

که opx CO<sub>2</sub> هزینه CO<sub>2</sub> به ازای هر کیلوگرم \$ / kg است. CO<sub>2</sub> است.

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

$$c_l^{redTDS\&chem} = pc \times v_l^c + po \times \sum_{h \in H} v_{lh}^o \quad (21)$$

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

$$c_l^{enviT} = opxu_l^{CO_2} + c_l^{redTDS\&chem} \quad (22)$$

هزینه بهره‌برداری یک مترمکعب آب در کارخانه opx<sub>it</sub><sup>T</sup> به صورت رابطه (۲۳) است.

$$opx_{it}^T = \frac{aopx_{it}^T}{cap_{it}^T \times cf_{lth} \times 365} \quad (23)$$

ظرفیت کارخانه cap<sub>it</sub><sup>T</sup> برحسب مترمکعب در شبانه‌روز است.

ضریب ظرفیت cf<sub>lth</sub> کارخانه t ∈ T<sub>1</sub> در مکان l ∈ N<sup>s</sup> در زمان h ∈ H است.

تخمین هزینه‌های بهره‌برداری opx<sub>i</sub><sup>N</sup> برای هر مترمکعب آب در خط انتقال i به صورت رابطه (۲۴) است.

$$opx_i^N = \frac{aopx_i^N}{cap_i^N * 365} \quad (24)$$

ظرفیت خط انتقال cap<sub>i</sub><sup>N</sup> برحسب مترمکعب در شبانه‌روز است.

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

$$TWC_1 = \frac{\sum_{l \in N^s} c_l^T + c_l^{enviT}}{\sum_{h \in H} x_{lth}} \quad (25)$$

$$TWC_2 = \frac{\sum_{l \in N^s} c_l^T + c_l^{redTDS\&chem}}{\sum_{h \in H} x_{lth}} \quad (26)$$

از حل‌کننده<sup>۱۹</sup> 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 آب شیرین کن‌های 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 ارائه شده است.

در کیلوگرم گاز دی‌اکسید کربن تخمین زده شده 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 آب شیرین کن در نظر گرفته شده است. سپس مدل ریاضی در نرم‌افزار متلب کدگذاری و با استفاده

جدول ۳. ورودی‌های مدل

هرمز	سیریک	درگهان قشم	بندرعباس	ابوموسی	واحد	پارامتر ورودی	
1,750	3,750	6,000	100,000	2,500	M <sup>3</sup> /d	cap <sub>t</sub> <sup>T</sup>	
0.90	0.90	0.90	0.90	0.90	ندارد	cf <sub>lh</sub>	
2,300,000	4,500,000	6,600,000	80,000,000	3,000,000	US\$	cpx <sub>it</sub> <sup>T</sup>	کارخانه آب شیرین کن
160,000	340,000	550,000	7,300,000	230,000	US\$	aopx <sub>it</sub> <sup>T</sup>	
4	4	4	4	4	kwh/m <sup>3</sup>	Er <sub>t</sub>	
0.77	0.77	0.77	0.77	0.77	kg CO <sub>2</sub> / kwh	Ef	
0.023	0.023	0.023	0.023	0.023	US\$ / kg CO <sub>2</sub>	opx CO <sub>2</sub>	
0.15	0.15	0.15	0.15	0.15	ندارد	Pc	
0.07	0.07	0.07	0.07	0.07	ندارد	Po	
4	8	2	28	5	km	طول	
1750	3,750	6,000	100,000	2,500	M <sup>3</sup> /d	cap <sub>i</sub> <sup>N</sup>	خط انتقال
1,000,000	870,000	2,120,000	22,000,000	1,400,000	US\$	cpx <sub>i</sub> <sup>N</sup>	
55,000	43,000	60,000	500,000	50,000	US\$	aopx <sub>i</sub> <sup>N</sup>	
1,500	3,300	5,300	89,000	2,100	M <sup>3</sup> /d	d <sub>lh</sub>	تقاضا
20	20	20	20	20	درصد	Inf	نرخ تورم
18	18	18	18	18	درصد	Int	نرخ بهره
20	20	20	20	20	سال	H	افق زمانی



جدول ۴. متغیرهای تصمیم خروجی مدل

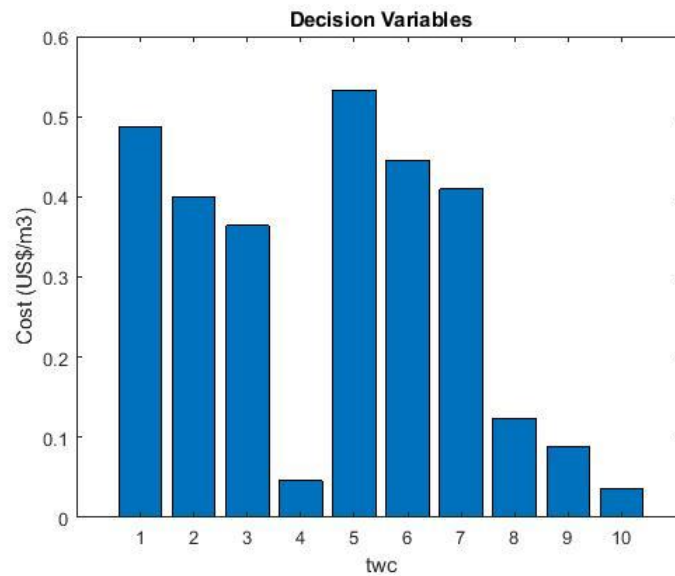
هرمز	سیریک	درگهان قشم	بندرعباس	ابوموسی	واحد	متغیرهای تصمیم
1500	3300	5300	89000	2100	m <sup>3</sup> /d	$x_{lth}$
1	1	1	1	1	تعداد	$y_{lt}$
1500	3300	5300	89000	2100	m <sup>3</sup> /d	$z_{ih}$
1949152.54	3813559.32	5593220.34	67796610.17	2542372.88	US\$	$v_l^c$
5421556.78	11464138.19	18118363.08	236489778.17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

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

هرمز	سیریک	درگهان قشم	بندرعباس	ابوموسی	واحد	توابع هدف و اجزای آن
0.6346	0.6122	0.6028	0.4875	0.6250	US\$/m <sup>3</sup>	TWC <sub>1</sub>
0.5461	0.5238	0.5144	0.3991	0.5366	US\$/m <sup>3</sup>	TWC <sub>2</sub>
0.4951	0.4759	0.4683	0.3640	0.4872	US\$/m <sup>3</sup>	TWC <sub>3</sub>
0.1849	0.0698	0.0806	0.0458	0.1458	US\$/m <sup>3</sup>	TWC <sub>4</sub>
0.8195	0.6820	0.0806	0.5333	0.7708	US\$/m <sup>3</sup>	TWC <sub>5</sub>
0.7311	0.5936	0.5950	0.4449	0.6824	US\$/m <sup>3</sup>	TWC <sub>6</sub>
0.6800	0.5457	0.5489	0.4098	0.6330	US\$/m <sup>3</sup>	TWC <sub>7</sub>
0.1395	0.1363	0.1345	0.1235	0.1378	US\$/m <sup>3</sup>	TWC <sub>8</sub>
0.0885	0.0885	0.0885	0.0885	0.0885	US\$/m <sup>3</sup>	TWC <sub>9</sub>
0.0510	0.0479	0.0461	0.0351	0.0494	US\$/m <sup>3</sup>	TWC <sub>10</sub>

آمده است و در جدول ۵ و شکل ۱ هزینه کل توابع هدف و اجزای آن برحسب هر مترمکعب آب شیرین به منظور مقایسه آمده است. تابع هدف حداقل سازی هزینه  $\min TC = 346502245.0967$  برحسب دلار آمریکا است؛ که این هزینه برحسب دلار آمریکا بر مترمکعب آب تولیدی آب شیرین کن  $US\$/m^3$  برابر  $TWC = 0.5333$  است.

در اینجا زنجیره تأمین کارخانه آب شیرین کن با ظرفیت اسمی ۱۰,۰۰۰ مترمکعب در شبانه‌روز شهر بندرعباس مورد بحث قرار می‌گیرد. این شهر مرکز استان هرمزگان است. کارخانه آب شیرین کن تأمین کننده آب آن در غرب شهر قرار دارد. ورودی‌های مدل برای آب شیرین کن‌های این شهر به شرح جدول ۳ است. پس از حل مدل برای افق زمانی ۲۰ ساله در جدول ۴ تحت عنوان متغیرهای تصمیم



شکل ۱. مقایسه هزینه کل توابع هدف و اجزای آن بر حسب هر مترمکعب آب شیرین شهر بندرعباس

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 آب شیرین‌کن 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 و تکا و سهم انرژی مصرفی از قیمت تمام‌شده برابر  $0.23 \text{ US\$/m}^3$  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 4 TWC بر حسب

در شکل ۱ نشان داده می‌شود که هزینه کل زنجیره تأمین که  $\text{TWC}_5$  است برابر 0.5333 دلار آمریکا برای هر مترمکعب است؛ که سهم کارخانه آب شیرین‌کن با احتساب هزینه‌های کاهش تأثیرات زیست‌محیطی با رقیق کردن پساب  $\text{TWC}_2$  برابر 0.3991 دلار آمریکا و سهم هزینه‌های خط انتقال  $\text{TWC}_4$  برابر ۰/۰۴۵۸ دلار و سهم هزینه‌های زیست‌محیطی  $\text{TWC}_8$  شامل هم هزینه گاز گلخانه‌ای  $\text{CO}_2$  و هم هزینه کاهش شوری پساب است برابر ۰/۱۲۳۵ دلار است. برای تصمیم‌گیران ضرورت دارد که به هزینه‌های اجزای زنجیره تأمین برای تصمیم‌گیری توجه داشته باشند. همان‌طور که مشاهده می‌شود سهم کارخانه آب شیرین‌کن با احتساب هزینه‌های کاهش تأثیرات زیست‌محیطی با رقیق کردن پساب  $\text{TWC}_2$  برابر ۰/۳۹۹۱ دلار آمریکا به ازای هر مترمکعب شده است. این عدد  $0.3991 \text{ US\$/m}^3$  نسبت به قیمت تمام‌شده هر مترمکعب آب نمک‌زدایی شده بر اساس اطلاعات جمع‌آوری‌شده در ادبیات پژوهش برای مثال ۰/۹ دلار بر مترمکعب که و تکا 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

انرژی مصرف کند، طبق جدول ۴ باعث تولید مقدار ۱۰۰,۰۵۳,۸۰۰ کیلوگرم گاز گلخانه‌ای CO<sub>2</sub> در سال (UIco<sup>2</sup>) می‌شود. با کاهش مصرف انرژی مقدار گاز گلخانه‌ای CO<sub>2</sub> کاهش می‌یابد. با بهره‌برداری مناسب‌تر و بازیافت انرژی می‌توان تا حدی انرژی را کاهش داد تا تولید گاز گلخانه‌ای CO<sub>2</sub> تا حدی کاهش یابد. ولی راه‌حل اساسی استفاده از انرژی تجدیدپذیر<sup>۲۰</sup> (RE) به‌جای سوخت‌های فسیلی است.

### ۳.۳. هزینه‌های رقیق‌سازی برای کاهش تأثیرات زیست‌محیطی

کارخانه‌های آب‌شیرین‌کن مقادیر قابل توجهی 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 زده شده وارد مدل شد. در شکل ۳ فرایند رقیق‌سازی پیشنهادی این تحقیق نشان داده شده است.

US\$/m<sup>3</sup> 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 4 TWC برابر با ۸/۵۹ درصد است که این نشان دهنده این است که عمده هزینه‌ها مربوط به کارخانه آب‌شیرین‌کن اسمز معکوس است.

### ۳.۱. کاهش آثار زیست‌محیطی

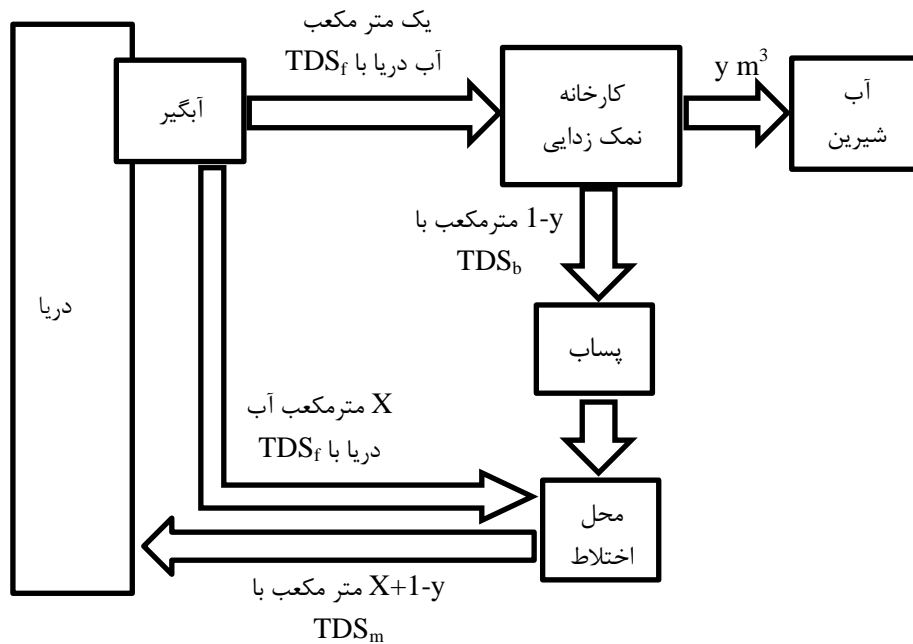
هدف زیست‌محیطی در دو قسمت آثار زیست‌محیطی ناشی از انتشار گاز گلخانه‌ای CO<sub>2</sub> و آثار زیست‌محیطی ناشی از شوری دفع پساب بررسی شد (جدول ۶).

### ۳.۲. هزینه‌های زیست‌محیطی ناشی از گاز گلخانه‌ای CO<sub>2</sub>

افزایش استفاده از سوخت‌های فسیلی برای نمک‌زدایی می‌تواند آلودگی هوا ناشی از انتشار گازهای گلخانه‌ای دی‌اکسید کربن (CO<sub>2</sub>) را افزایش دهد و خساراتی بر سلامت عمومی و محیط‌زیست وارد سازد. سهم هزینه‌های زیست‌محیطی ناشی از گاز گلخانه‌ای CO<sub>2</sub> در صورتی که 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<sup>3</sup> 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 در صورتی که به ازای هر مترمکعب آب شیرین تولیدی ۴ کیلووات ساعت

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	CO <sub>2</sub>	رقیق‌سازی پساب
مقدار US\$/m <sup>3</sup>	0.5334	0.3640	0.0458	0.0885	0.0351
درصد %	100	68.24	8.59	16.59	6.58



شکل ۲. رقیق‌سازی پساب

جدول ۷. هزینه بخش‌های زنجیره تأمین با احتساب هزینه‌های زیست‌محیطی فقط رقیق‌سازی پساب و نادیده گرفتن هزینه‌های CO<sub>2</sub>

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

رقیق‌سازی ۷/۸۹ درصد می‌شود (جدول ۷).

#### ۴. نتیجه‌گیری

این پژوهش مدل بهینه‌سازی تصمیم‌گیری‌های استراتژیک و بهره‌برداری را با توجه به افق زمانی برنامه‌ریزی مورد توجه قرار می‌دهد. مهم‌ترین تصمیمات استراتژیک و بهره‌برداری شامل بهینه‌سازی ارزش فعلی خالص هزینه‌های سرمایه‌گذاری و بهره‌برداری کارخانه‌های آب شیرین‌کن، 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

در شکل ۲،  $TDS_m$  و  $TDS_b$ ،  $TDS_f$  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 مورد توجه 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  $0.0351$  US\$/m<sup>3</sup> (۶/۵۸ درصد) است. در صورتی که هزینه‌های بخش‌های زنجیره تأمین با احتساب هزینه‌های زیست‌محیطی فقط رقیق‌سازی پساب و نادیده گرفتن هزینه‌های CO<sub>2</sub> در نظر گرفته شود سهم هزینه

آینده کمتر از ۳ کیلووات ساعت در مترمکعب باشد، ردپای کربن کارخانه‌های آب‌شیرین‌کن در مقیاس بزرگ می‌تواند قابل توجه باشد. از این رو، برای به حداقل رساندن انتشار گازهای گلخانه‌ای، منابع انرژی تجدید پذیر می‌توانند به طور 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<sub>2</sub> در سال می‌شود. با کاهش مصرف انرژی مقدار گاز گلخانه‌ای CO<sub>2</sub> کاهش می‌یابد. با بهره‌برداری مناسب‌تر و بازیافت انرژی می‌توان تا حدی انرژی را کاهش داد تا تولید گاز گلخانه‌ای CO<sub>2</sub> 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

نشان می‌دهد که هدف زیست‌محیطی با هدف هزینه در مقابل هم قرار داشته و متضاد هستند. هر قدر 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. در صورتی که به فناوری 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<sup>۲۱</sup> که در ادبیات آمده است نیاز به فناوری 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 قابل توجه 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<sub>2</sub> تولید می‌کنند. حتی با توجه به اینکه مصرف انرژی کلی کارخانه‌های SWRO

## 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.