



Techno-economic comparison of adsorption and azeotropic distillation processes for industrial ethanol dehydration

Ehsan Salehi^{1*}, Marzieh Moazzami Goodarzi², Mahdi Askari³

¹ Associate Professor, Chemical Engineering Department, Arak University, Arak, Iran

² MSc, Chemical Engineering Department, Arak University, Arak, Iran

³ PhD Student, Chemical Engineering Department, Arak University, Arak, Iran

Received: 16 Jun 2022 Accepted: 29 Oct 2022

Abstract

This work compares two conventional methods of adsorption with zeolites and azeotropic distillation for dehydration of industrial ethanol (95%) to produce 99.8% ethanol. To this end, both processes were simulated by a similar feed flowrate of 136kg/h and the suitable alternative was selected using techno-economical study. The results revealed that the adsorption process is more economical than azeotropic distillation for ethanol dehydration, as it possesses lower total investment cost and total product price. The amount of production at break-even point and the investment-return period for the adsorption process were equal to 1223800L and 12 months, respectively, and those for the azeotropic distillation were 2004905L and 25 months, respectively. In addition, the net annual profit, net present value and internal rate-of-return for adsorption process were equal to 413456\$, 1181279% and 276%, respectively, which are much higher than those for the azeotropic distillation, equal to 263925\$, 979370\$ and 87%, respectively.

Keyword: Ethanol Dehydration, Simulation, Techno-Economic Assessment, Adsorption, Azeotropic Distillation

* e-salehi@araku.ac.ir

Please Cite This Article Using:

Salehi, E., Moazzami Goodarzi, M., Askari, M., “Techno-economic comparison of adsorption and azeotropic distillation processes for industrial ethanol dehydration”, Journal of Farayandno – Vol. 17 – No. 79, pp. 41-56, In Persian, (2022).

قیاس فنی - اقتصادی فرآیندهای جذب سطحی و تقطیر آزنوتروپیک برای آبزدایی از اتانول صنعتی

احسان صالحی^{۱*}، مرضیه معظمی گودرزی^۲، مهدی عسکری^۳

^۱ دانشیار مهندسی شیمی، دانشکده فنی و مهندسی، دانشگاه اراک، اراک

^۲ فارغ التحصیل کارشناسی ارشد مهندسی شیمی، دانشکده فنی و مهندسی، دانشگاه اراک، اراک

^۳ دانشجوی دکتری مهندسی شیمی، دانشکده فنی و مهندسی، دانشگاه اراک، اراک

دریافت: ۱۴۰۱/۰۳/۲۶ پذیرش: ۱۴۰۱/۰۸/۰۷

چکیده

این پژوهش به مقایسه دو روش مرسوم جذب سطحی با زئولیت و تقطیر آزنوتروپیک برای آبزدایی از اتانول صنعتی (۹۵٪) و تولید اتانول با خلوص ۹۹/۸٪ می‌پردازد. بدین منظور، هر دو فرآیند با دبی خوراک مشابه ۱۳۶ kg/h شبیه‌سازی شده و با استفاده از تحلیل فنی-اقتصادی، فرآیند مناسب انتخاب گردید. نتایج نشان داد که فرآیند جذب سطحی برای آب‌گیری از اتانول، اقتصادی‌تر از تقطیر آزنوتروپیک است؛ زیرا دارای سرمایه‌گذاری کل و قیمت تمام‌شده محصول پایین‌تری است. میزان تولید در نقطه سربه‌سر و مدت‌زمان بازگشت سرمایه برای فرآیند جذب سطحی به ترتیب برابر ۱،۲۲۳،۸۰۰ L و ۱۲ ماه بوده و برای تقطیر آزنوتروپیک به ترتیب برابر ۲،۰۰۴،۹۰۵ L و ۲۵ ماه است. همچنین، سود خالص سالیانه، ارزش خالص طرح و بازده داخلی برای فرآیند جذب سطحی به ترتیب برابر ۴۱۳،۴۵۶ دلار، ۱،۱۸۱،۲۷۹ دلار و ۲۷۶٪ است که بسیار بالاتر از ارقام بدست‌آمده برای فرآیند تقطیر آزنوتروپیک (به ترتیب برابر با ۲۶۳،۹۲۵ دلار، ۹۷۹،۳۷۰ دلار و ۸۷٪) است.

کلمات کلیدی: آب‌گیری از اتانول، شبیه‌سازی، محاسبات فنی-اقتصادی، جذب سطحی، تقطیر آزنوتروپیک

* e-salehi@araku.ac.ir

۱- مقدمه

اتانول به‌عنوان ماده اولیه در ساخت استرها و اترها و به‌عنوان حلال، در تولید رنگ، مواد آرایشی و عطر، دارو و صنایع غذایی استفاده می‌شود. این ماده یک سوخت زیستی با ارزش و دارای انرژی بالا نیز است که می‌توان آن را از منابع تجدید پذیر تهیه کرد و به دلیل اینکه یک سوخت پاک به حساب می‌آید، بسیار مورد توجه قرار گرفته است. اتانول خالص که معمولاً در کاربردهای بهداشتی و پزشکی، الکل بدون آب نامیده می‌شود را می‌بایست با کمک یکی از روش‌های آب‌گیری از الکل آب‌دار به دست آورد. بعلاوه، اتانول برای آن که بتواند به‌عنوان ماده اولیه در صنایع شیمیایی و سوخت در موتورهای فعلی مورد استفاده قرار گیرد، باید دارای حداقل خلوص ۹۹/۵٪ وزنی باشد؛ اما از آنجا که اتانول در غلظت ۹۹/۵٪ وزنی با آب تشکیل آزنوتروپ می‌دهد، تخلیص آن به راحتی امکان پذیر نیست. همین پدیده باعث می‌شود که اتانول حاصل از روش‌های تخمیری را که برای رساندن به کیفیت بالاتر به واحدهای آب‌زدایی فرستاده می‌شود، نتوان با استفاده از روش تقطیر به اتانول خالص (بدون آب) تبدیل کرد [۱-۴].

در سال‌های اخیر، به‌ویژه با توجه به اینکه اتانول سوختی مورد استفاده در بنزین به‌عنوان جایگزین^۱ MTBE می‌بایست بر اساس استانداردهای مورد پذیرش بین‌المللی درجه خلوصی بین ۹۹/۲ تا ۹۹/۴ درصد داشته باشد، بحث استفاده از روش‌های صنعتی مقرون‌به‌صرفه آب‌گیری از اتانول از اهمیت ویژه‌ای برخوردار شده است. روش‌های صنعتی رایج برای آب‌گیری از اتانول آب‌دار که معمولاً در آن اتانول با غلظت حدود ۹۶ تا ۹۹/۸ درصد تولید می‌گردد عبارت‌اند از فرآیندهای غشایی، تقطیر آزنوتروپیک، جذب سطحی با غربال‌های مولکولی. دو فرآیند اخیر به دلیل تکامل یافتگی دانش فنی، کنترل پذیری مناسب و مزیت‌های اقتصادی نسبت به فرآیندهای غشایی، از اقبال بیشتری در صنعت برخوردار شده‌اند [۱، ۵-۷].

تقطیر آزنوتروپیک برای جداسازی مخلوط‌ها و آزنوتروپ‌هایی استفاده می‌شود که دارای نقطه جوش نزدیک به هم هستند. اساس این روش، افزودن یک جزء سوم به سیستم درگیر آزنوتروپ است که به آن حلال یا خارج‌کننده آزنوتروپ گفته می‌شود. خارج‌کننده با اجزای کلیدی مخلوط، تشکیل آزنوتروپ سه‌گانه می‌دهد و بدین ترتیب فراریت نسبی دو جزء کلیدی با تشکیل این آزنوتروپ جدید، تغییر می‌کند. آزنوتروپ، محصول تقطیر و یا ته مانده برج را می‌تواند شامل شود؛ اما ترجیح بر این است که آزنوتروپ تشکیل شده، زودجوش باشد و بیش‌تر حاوی جزئی باشد که دارای ترکیب درصد کمتری در خوراک اولیه است، تا به این ترتیب در مصرف انرژی صرفه جویی شود. بنابراین غالباً جریان حاوی خارج‌کننده و اجزای کلیدی (ولی با درصدی بسیار متفاوت از خوراک ورودی) به‌عنوان محصول سرستون گرفته شده و در مرحله بعدی، خارج‌کننده از اجزای کلیدی جدا می‌شود [۸-۱۰].

در روش جذب، تفاوت در اندازه‌ی مولکول‌های آب و الکل، موجب جداسازی آن‌ها از یکدیگر می‌شود. برای جداسازی آب از الکل، معمولاً از غربال‌های مولکولی آب‌دوست، استفاده می‌شود. غربال‌های مولکولی موادی با منافذ بسیار ریز ولی اندازه‌های یکسان‌اند، که به‌طور انتخاب‌گرانه مولکول‌هایی را جذب می‌کنند که دارای اندازه بخصوصی هستند. آب‌گیری از اتانول عموماً با استفاده از ژئولیت‌های مصنوعی آلومینوسیلیکات انجام می‌شود [۹]. از ویژگی‌های مهم برای انتخاب غربال‌های مولکولی، سریع بودن فرآیند جذب، تکرار پذیری فرآیند پس از احیای جاذب، و بازدهی

^۱ Methyl tert-butyl ether

آب‌زدایی مناسب است [۱۱]. در سال‌های اخیر، تلاش‌های بسیاری برای بهبود و گسترش دو روش ذکر شده برای آب‌گیری از اتانول صورت گرفته است که در جدول ۱، به خلاصه‌ای از این پژوهش‌ها اشاره شده است.

جدول ۱- خلاصه‌ای از پژوهش‌های پیشین در حوزه آب‌گیری از اتانول با استفاده از تقطیر آزنوتروپیک و جذب سطحی

ردیف	موضوع	یافته‌ها	مرجع
۱	ارزیابی تقطیر واکنشی آب-اتانول به کمک آبگیری اتیلن‌اکساید بعنوان عامل شکست آزنوتروپ و تبدیل آن به اتیلن‌گلیکول	• تأثیر مثبت افزایش تجمع مایع روی سینی بر روی درصد تبدیل اتیلن‌اکساید و تأثیر منفی آن بر روی تبدیل اتیلن‌اکساید به محصولات جانبی • کاهش مصرف انرژی با استفاده مستقیم از گرمای واکنش در برج تقطیر	[۱۲]
۲	مقایسه فنی-اقتصادی تقطیر آزنوتروپیک با فرآیند ترکیبی تقطیر-تبخیر غشایی	• برتری بنزن نسبت به سیکلوهگزان در فرآیند تقطیر آزنوتروپیک از نظر هزینه • ۵۲/۴٪ مصرف کمتر انرژی در فرآیند ترکیبی نسبت به تقطیر آزنوتروپیک برای تولید اتانول ۹۹/۵٪	[۱۳]
۳	ارزیابی عملکرد ChCl/Urea (1:2) بعنوان عامل شکست آزنوتروپ در تقطیر آب - اتانول	• برتری حلال پیشنهادی نسبت به گلیکول و مایع یونی [EMIM][BF ₄] • بهینه‌سازی چندهدفه با هدف کمینه‌سازی هزینه سالانه کل و انتشار CO ₂ همراه با بهینه‌سازی اندیس راندمان استخراج بوسیله الگوریتم ژنتیک	[۱۴]
۴	ارزیابی تقطیر آزنوتروپیک آب-اتانول به کمک آبگیری اتیلن‌اکساید و بررسی پارامترهای طراحی برج	• کاهش رفلکس از ۳ تا ۱/۵ با افزایش تعداد سینی‌ها از ۱۰ به ۱۷ (تعداد بهینه) • انتخاب سینی ۱۳ از بالا بعنوان محل بهینه ورود خوراک آزنوتروپیک و اتیلن‌اکساید به منظور کاهش رفلکس و مصرف انرژی	[۱۵]
۵	بررسی تقطیر آزنوتروپیک آب-اتانول در حضور ایزواکتان	• مناسب بودن ایزواکتان برای تقطیر آب-اتانول با میزان آب کمتر از ۵۰ ppm • بار حرارتی ریبولر، پارامتر حیاتی فرآیند تقطیر تلقی شد؛ بطوریکه در مقادیر پایین، محصول اتانول-ایزواکتان با مقدار آب اضافی همراه بوده و در مقادیر بالای آن، یک مایع تک جزئی در بالای برج بدست آمده و تقطیر به درستی انجام نمی‌شود.	[۱۶]
۶	ارزیابی تقطیر آزنوتروپیک آب-اتانول با استفاده از مایعات یونی [EMIM][BF ₄] و [EMIM][BF ₄]	• خلوص بالای اتانول تولیدی (۹۹/۹٪) با استفاده از حلال‌های پیشنهادی • کاهش انرژی موردنیاز در فرآیند خشک کردن اتانول در مقایسه با حلال‌های رایج	[۴]
۷	بررسی فرآیند تقطیر آزنوتروپیک ناهمگن با استفاده از شکننده‌های مختلف بنزن، سیکلوهگزان، ایزواکتان و اتیلن‌گلیکول	• پیشنهاد یک سیستم سه برجی شامل یک پیش تغلیظ‌کننده، یک برج آزنوتروپیک و یک برج بازیابی با صرفه اقتصادی بهینه	[۱۷]

جذب سطحی

ردیف	موضوع	یافته‌ها	مرجع
۱	جذب آب از مخلوط آب-اتانول توسط نشاسته ذرت	• ظرفیت جذب آب: جذب ۱/۰۰ g / ۲/۹ g و ظرفیت جذب اتانول: جذب ۱/۰۰ g / ۲/۵	[۱۸]
۲	جذب آب از مخلوط آب-اتانول توسط نانولوله‌های کربنی	• انتخاب‌پذیری آب در مقایسه با اتانول: ۰/۶ - ۰/۵ • جذب بهتر آب توسط نانولوله کربنی با قطر ۰/۶ nm بدلیل اندازه کوچک حفرات نانولوله‌های با قطر بزرگتر از ۰/۸ nm بدلیل ماهیت آگریزی، جذب اتانول بهتری را دارا بودند.	[۱۹]
۳	جذب آب از مخلوط آب-اتانول با مواد نشاسته-ای خام و اصلاح‌شده با آنزیم آلفا-آمیلاز	• ظرفیت جذب آب نشاسته ذرت خام: (جذب ۱/۰۰ g) / ۹/۸۱ g و نشاسته ذرت اصلاح‌شده: (جذب ۱/۰۰ g) / ۱۹/۰۲ g • ظرفیت جذب آب باگاس نیشکر: (جذب ۱/۰۰ g) / ۵/۸۹ g و نشاسته ذرت اصلاح‌شده: (جذب ۱/۰۰ g) / ۷/۸۹ g	[۲۰]
۴	جذب دینامیک آب از مخلوط آب-اتانول با استفاده از زئولیت ۳A	• تبعیت داده‌های تعادلی جذب آب از ایزوترم لانگمویر • انتخاب‌پذیری ۹۰۰ برابری آب نسبت به اتانول (ظرفیت جذب ۰/۰۳ mol/kg در ۱۶۷°C) • تأثیر بالای دما در فرآیند جذب آب (افزایش شیب منحنی شکست با افزایش دما)	[۲۱]

۵	جذب آب از مخلوط آب-اتانول با استفاده از زئولیت‌ها	• تمایل بالای زئولیت‌های دارای نسبت Si/Al پایین و قابلیت تبادل یون تک ظرفیتی [۲۲] به جذب آب نسبت به اتانول
۶	جذب آب از مخلوط آب-اتانول توسط MOF-801	• تبعیت مکانیسم جذب آب از ایزوترم لانگمویر • ساختار MOF-801 مسیرهای حمل‌ونقل اضافی برای مولکول‌های آب فراهم می‌شود و در عین حال مسیر حمل‌ونقل مولکول‌های اتانول را پرپیچ و خم‌تر می‌کند که نتیجه آن، جذب بهتر آب نسبت به اتانول است

نکته حائز اهمیت در انتخاب یک فرآیند به منظور اجرا در مقیاس صنعتی، وجود صرفه‌ی اقتصادی در کنار بهره‌وری مناسب آن است. تحلیل‌های فنی- اقتصادی این امکان را فراهم می‌آورند تا با محاسبه‌ی پارامترهای کلیدی اقتصادی برای یک فرآیند از جمله میزان سرمایه‌گذاری مورد نیاز، میزان سودرسانی، تخمین زمان بازگشت سرمایه و نقطه سر به سر در کنار جنبه‌های فنی طرح، به مناسب‌ترین فرآیند با بیشترین راندمان اجرایی و ارزش اقتصادی به منظور اجرا در صنعت، دست یافت. نظر به اولویت دو فرآیند جذب سطحی و تقطیر آزنوتروپیک جهت آب‌گیری اتانول در مقیاس صنعتی و تولید اتانول خالص، این پژوهش سعی بر آن دارد تا با به‌کارگیری تحلیل فنی-اقتصادی و مقایسه‌ی هر دو فرآیند به لحاظ اقتصادی، فرآیند بهینه را برای تولید اتانول خالص در مقیاس صنعتی معرفی نماید. بدین منظور، پس از شبیه‌سازی هر دو فرآیند، ارزیابی اقتصادی هر کدام از آن‌ها به لحاظ هزینه‌های ثابت، سالیانه و در گردش، قیمت تمام‌شده محصول، سود خالص سالیانه، نرخ بازگشت سرمایه، نقطه سر به سر و ارزش فعلی خالص، برای یک طرح تولید اتانول با خلوص ۹۹/۸٪ با ظرفیت اسمی ۱،۴۰۰،۰۰۰ لیتر در سال، انجام خواهد شد.

۲- روش کار

۲-۱- شبیه‌سازی

مدل‌سازی و شبیه‌سازی فرآیند، روشی کم‌هزینه و مؤثر برای شناخت دقیق فرآیند، بهبود عملکرد آن و تحلیل رفتار دینامیک سیستم پیش از بروز مسائل فرآیندی است. این کار همچنین، مقدمه‌ای بر طراحی مفهومی یک واحد، توسعه نقشه فرآیندی و نیز برآورد اقتصادی آن، محسوب می‌شود. در این پژوهش، دو فرآیند جذب سطحی و تقطیر آزنوتروپیک به منظور تولید اتانول خالص، بصورت واحدهایی عمومی و پیشنهادی در محیط نرم‌افزار Aspen Plus v.10 طراحی گردید. همچنین به منظور پیش‌بینی خواص و تعادل فازی مخلوط آب - اتانول در شرایط عملیاتی واحد، از مدل ترمودینامیکی NRTL استفاده گردید. خوراک در نظر گرفته شده برای هر دو فرآیند، یکسان و دارای دبی ترکیب درصد ارائه شده در جدول ۱ است.

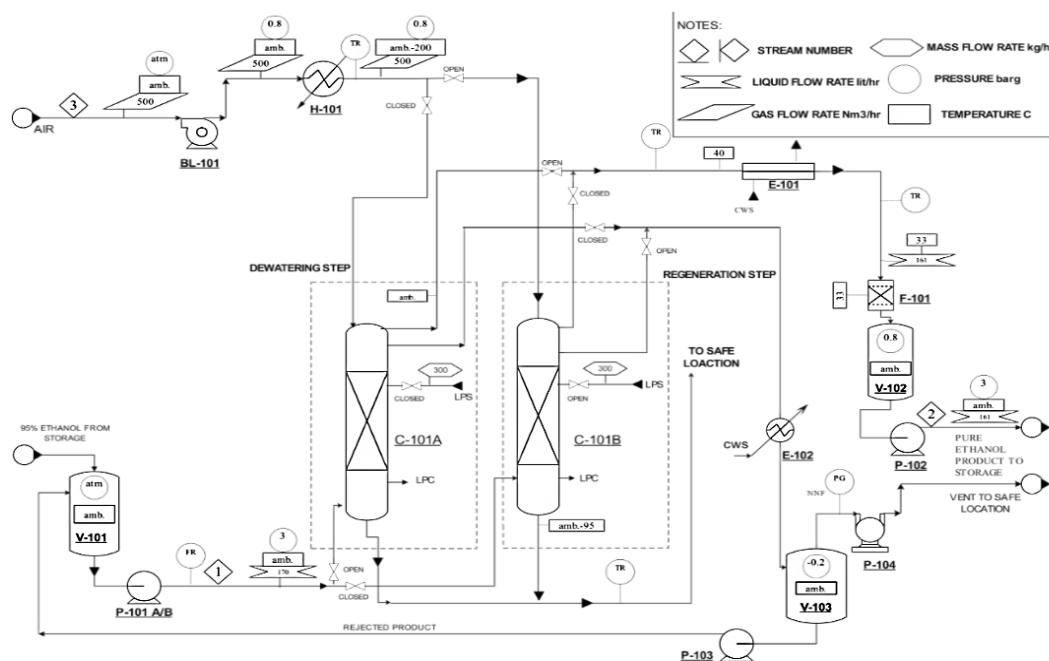
جدول ۱- دبی و ترکیب درصد خوراک ورودی به فرآیند های آب‌گیری از اتانول

اجزا	دبی جرمی (kg/h)	درصد جرمی (%)
اتانول	۱۲۹	۹۵
آب	۷	۵
مجموع	۱۳۶	۱۰۰

۲-۱-۱- فرآیند جذب سطحی

شکل ۱، شمایی از واحد شبیه‌سازی شده آب‌گیری از اتانول به روش جذب سطحی را نشان می‌دهد. جریان خوراک حاوی اتانول ۹۵٪ جرمی، ابتدا وارد تانک ذخیره سازی V-101 می‌شود. سپس فشار آن توسط پمپ P-101A/B به

۳bar افزایش یافته و وارد برج جذب C-101A/B می‌شود. دلیل وجود دو برج جذب، آن است که وقتی جاذب‌های برج اول (C-101A) اشباع شد، شیر ورودی آن بسته‌شده و با باز شدن ورودی برج دوم (C-102B)، عملیات آب‌گیری بدون وقفه توسط آن انجام‌شده و همزمان، جاذب برج اول، احیا گردد. جاذب استفاده‌شده در این فرآیند، زئولیت 3A است که در هر برج، ۶۵۰ کیلوگرم جاذب برای شش ماه به کار برده می‌شود که در مجموع برای هر دو برج، ۱۳۰۰ کیلوگرم جاذب برای مدت زمان ۶ ماه و ۲۶۰۰ کیلوگرم برای مدت زمان ۱ سال، نیاز است. هوای مورد نیاز برای احیای جاذب‌ها در دما و فشار جو وارد دمنده BL-101 شده و پس از گرم شدن توسط هیتر H-101 تا 200°C از بالا وارد برج‌های جذب می‌شود. خروجی بالای برج‌ها ابتدا وارد مبدل E-101 شده و دمای آن از 40°C به 33°C کاهش یافته و سپس وارد فیلتر می‌شود تا جاذب غربال مولکولی از آن جدا شود. بعد از آن، محصول نهایی وارد تانک ذخیره V-102 شده و توسط پمپ P-102 به واحد ذخیره سازی انتقال داده می‌شود. خلوص اتانول آب‌گیری شده و انتقال یافته به تانک ذخیره برابر با ۹۹/۸٪ جرمی است و زمانی که خلوص اتانول به کمتر از ۹۹/۵٪ جرمی برسد، نشان دهنده اشباع شدن جاذب و در نتیجه شروع عملیات احیای جاذب‌ها است.

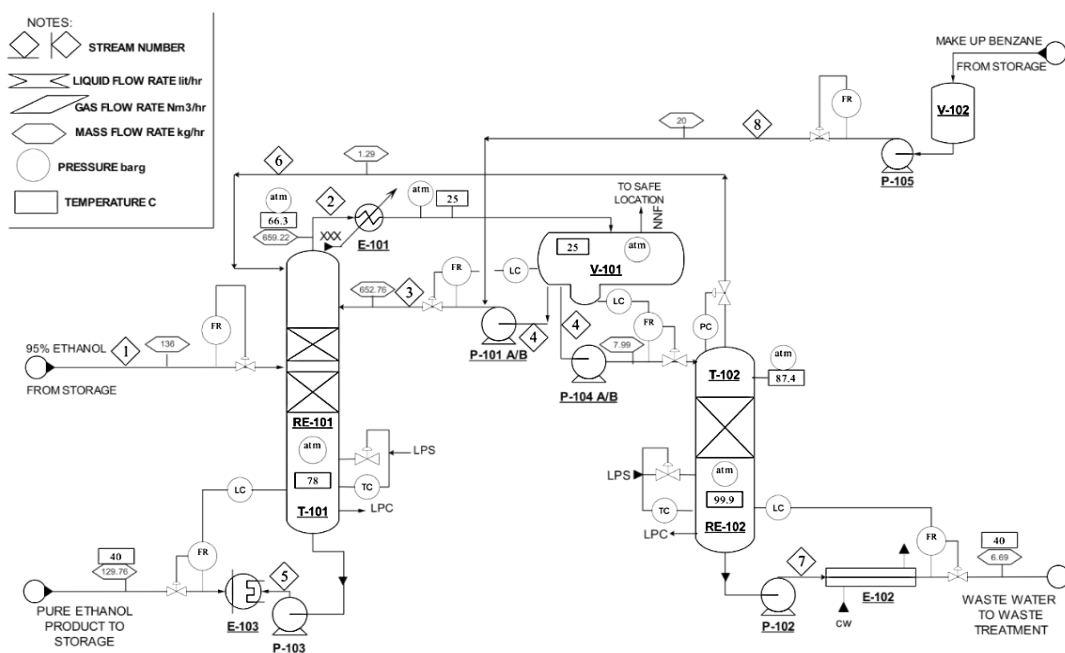


شکل ۱- واحد آب‌گیری از اتانول به روش جذب سطحی

۲-۱-۲- فرآیند تقطیر آزئوتروپیک

در شکل ۲، شمایی از واحد شبیه‌سازی شده آب‌گیری از اتانول به روش تقطیر آزئوتروپیک، نشان داده شده است. جریان حاوی اتانول ۹۵٪ جرمی در دمای $78/1^{\circ}\text{C}$ و فشار اتمسفریک، وارد برج آب‌زدای T-101 می‌شود. به منظور شکستن آزئوتروپ شکل گرفته بین آب و اتانول، از حلال بنزن استفاده می‌شود که به میزان ۴۵۵kg وارد برج آب‌زدا می‌گردد. اتانول خالص از پایین برج با دمای $78/18^{\circ}\text{C}$ وارد پمپ P-103 و بلافاصله وارد مبدل حرارتی E-103 می‌شود و دمای آن به 40°C کاهش می‌یابد و سپس به مخزن ذخیره سازی فرستاده می‌شود. از بالای برج، بنزن و آب با دمای 67°C ابتدا وارد مبدل E-101 شده و دمای آن به 20°C کاهش می‌یابد و سپس وارد دکانتور V-101 می‌شود. آب و بنزن در داخل دکانتور به حالت دو فاز درآمده و بنزن به برج T-101 بر می‌گردد. بدلیل وجود هدررفت

بنزن، یک جریان جبرانی با دبی 20 kg/h به بنزن اولیه اضافه می‌شود. خروجی بعدی دکانتور شامل مقداری بنزن و آب است که وارد پمپ P-104 شده و سپس وارد برج بازیافت حلال T-102 می‌شود. بنزن خروجی از بالای این برج در دمای $87/43^\circ\text{C}$ و فشار ۱ bar است که برای استفاده‌ی مجدد، به برج T-101 برگردانده می‌شود. همچنین، آب خروجی از پایین برج T-102 توسط پمپ P-102 وارد مبدل E-102 شده و دمای آن از $99/97^\circ\text{C}$ به 40°C کاهش می‌یابد و در نهایت به بخش شستشو فرستاده می‌شود.



شکل ۲- واحد آب‌گیری از اتانول به روش تقطیر آزنوتروپیک

در جدول ۲، نتایج حاصل از شبیه‌سازی برای مصرف یوتیلیتی (آب، برق و بخار) هر واحد، گزارش شده است.

جدول ۲- مصرف یوتیلیتی برای دو فرآیند جذب سطحی و تقطیر آزنوتروپیک جهت تولید اتانول ۹۹/۸٪

یوتیلیتی	جذب سطحی	تقطیر آزنوتروپیک	مقدار
آب	E-101	E-101	۶۷
(kg/hr)	E-102	E-102	۴۷۰
		E-103	۳۶۵
	مجموع	مجموع	۵۳۷
برق	P-101A/B	P-101A/B	۴
(kW)	P-102	P-102	۴
	P-103	P-103	۴
	P-104	P-104A/B	۱/۵
	BL-101	P-105	۱۵
	H-101		۲۸/۸
	مجموع	مجموع	۵۷
بخار	--	RE-101	--
(kg/hr)	--	RE-1-2	--
	مجموع	مجموع	--

۲-۲- تجزیه و تحلیل اقتصادی

تجزیه و تحلیل وضعیت مالی طرح ایجاب می‌نماید تا پاره‌ای از نسبت‌ها و شاخص‌های اقتصادی مطرح در صنعت محاسبه شود تا بر مبنای میزان اهمیت و مطلوبیت هر یک از آن‌ها (که به شرایط خاص هر کشور مرتبط است) دیدگاه کامل و جامعی نسبت به برآوردهای مالی و اقتصادی و مبنای آن‌ها حاصل گردد. بنابراین به بررسی پارامترهای مهم اقتصادی شامل برآورد هزینه‌های ثابت و در گردش موردنیاز فرآیندها، نقطه سر به سر و شاخص‌های سوددهی برای احداث واحد آب‌گیری از اتانول با دو فرآیند جذب و تقطیر پرداخته شده است. دو پارامتر مهم در محاسبات اقتصادی، محاسبه ارزش فعلی خالص طرح^۲ (NPV) و محاسبه نرخ بازده داخلی^۳ (IRR) است که به ترتیب توسط روابط ۱ و ۲ محاسبه می‌شوند [۲۳، ۲۴]:

$$NPV = \sum_{t=1}^n \frac{R_t}{(1+i)^t} - \sum_{t=0}^n \frac{C_t}{(1+i)^t} + \sum_{t=1}^n \frac{SV_n}{(1+i)^n} \quad (1)$$

$$NPV = \sum_{t=1}^n \frac{R_t}{(1+IRR)^t} + \sum_{t=1}^n \frac{SV_n}{(1+IRR)^n} = 0 \quad (2)$$

در روابط بالا، R_t درآمد طرح در سال t ام، C_t هزینه طرح در سال t ، SV_n ارزش اسقاط دارایی‌های طرح در سال n ام، i نرخ تنزیل (برابر با ۰/۲۲) و n نیز عمر پروژه بر حسب سال است. برای برآورد هزینه‌های تولید و محاسبه سوددهی واحد آب‌گیری از اتانول با استفاده از دو فرآیند جذب سطحی و تقطیر آزنوتروپیک، باید هزینه‌هایی که برای احداث یک واحد تولیدی نیاز است مورد محاسبه قرار گیرد. این هزینه‌ها عبارتند از:

- سرمایه گذاری ثابت
- هزینه های سالیانه تولید
- سرمایه در گردش

هدف هر دو واحد جذب و تقطیر، تولید اتانول با خلوص ۹۹/۸ درصد با ظرفیت ۱،۴۰۰،۰۰۰ لیتر در سال است. ضریب جریان در این محاسبات برابر با ۰/۹ فرض می‌شود و لذا برای تولید سالیانه بر اساس تعداد ۳ نوبت کاری ۸ ساعته (۲۴ ساعت در شبانه‌روز)، کافی است خط تولید به مدت ۱۱ ماه (معادل با ۳۳۰ روز کاری) فعال باشد. با در نظر گرفتن ضریب جریان، ظرفیت واقعی تولید، برابر با ۱،۲۶۰،۰۰۰ لیتر در سال خواهد بود. همچنین میزان کل فروش سالیانه با در نظر گرفتن قیمت واحد ۱/۳۴ دلار به ازای هر لیتر از محصول، برابر ۱،۶۸۸،۴۰۰ دلار خواهد بود. برای هر دو فرآیند، میزان ۱۳۶ kg/hr اتانول ۹۵٪ ورودی، معادل L ۴۰۸۵ در روز و L ۱،۳۷۵،۰۰۰ در سال با احتساب ۲٪ ضایعات است. با در نظر گرفتن قیمت واحد ۰/۵۶ \$/L، بهای خوراک اتانول ورودی برابر ۷۷۰،۰۰۰ دلار در سال خواهد بود. در فرآیند جذب سطحی، با نظرگیری قیمت واحد ۵ \$/kg برای جاذب، بهای کل برای نیاز یکساله (۲۶۵۲kg) با احتساب ۲٪ ضایعات برابر ۱۳۲۶۰ دلار خواهد بود. در فرآیند تقطیر آزنوتروپیک، میزان حلال بنزن ورودی (۲۰kg/hr) در طول یک سال کاری برابر ۱۵۸،۴۰۰kg و با احتساب ۴۵۰kg حلال اولیه ورودی به خط و نیز ۲٪ ضایعات، کل حلال مورد نیاز در سال برابر ۱۶۲ton خواهد بود که با در نظرگیری قیمت واحد ۹۱۱\$/ton، بهای کل بنزن مورد نیاز، ۱۴۷،۶۰۰ دلار خواهد بود.

² Net Present Value

³ Internal Rate of Return

جدول ۳ و ۴، به ترتیب هزینه‌ی ثابت و سالیانه را برای هر دو فرآیند جذب سطحی و تقطیر آزنوتروپیک، نشان می‌دهد. شایان ذکر است که تمامی تخمین‌ها و محاسبات براساس مرجع [۲۵] انجام شده است.

جدول ۳- شرح هزینه‌های ثابت دو فرآیند جذب سطحی و تقطیر آزنوتروپیک جهت تولید اتانول ۹۹/۸٪

شرح هزینه	جذب سطحی	تقطیر آزنوتروپیک
تجهیزات فرآیندی	مبدل حرارتی (۲ دستگاه) ۴۰۵۰	مبدل حرارتی (۳ دستگاه) ۳۳۱۰۰
	پمپ‌های انتقال (۴ دستگاه) ۳۲۰۰	پمپ‌های انتقال (۵ دستگاه) ۹۰۰۰
	پمپ دمنده هوا (۱ دستگاه) ۴۹۰۰	ریبویلر (۲ دستگاه) ۳۳۰۰
	هیتر (۱ دستگاه) ۲۸۰۰	جداکننده (۳ دستگاه) ۱۴۲۰
	جداکننده (۳ دستگاه) ۶۱۵۰	شیرکنترل جریان، دما، فشار (۸) ۲۰۰۰
	شیرکنترل جریان، دما، فشار (۱۰) ۲۵۰۰	برج های جذب (۲ دستگاه) ۱۵۵۶۰
	برج های جذب (۲ دستگاه) ۷۲۱۰	
وسایل ابزار دقیق (۱۰٪ هزینه تجهیزات فرآیندی)	۳۰۸۱	۵۴۳۸
هزینه نصب (۱۵٪ هزینه تجهیزات فرآیندی)	۴۶۲۱/۵	۸۱۵۷
هزینه لوله کشی (۳۵٪ هزینه تجهیزات فرآیندی)	۱۰۷۸۳/۵	۱۹۰۰۰
تأسیسات (سرمایش و گرمایش، اطفاء حریق، ژنراتور اضطراری، هوای فشرده، آب و فاضلاب، تعمیرگاه و آزمایشگاه) (معادل ۱۵٪ هزینه سرمایه‌گذاری ثابت)	۳۰۰۰۰	۵۶۱۸۸
حق انشعاب آب، برق، مخابرات، سوخت (۳٪ هزینه سرمایه‌گذاری ثابت)	۶۰۰۰	۱۱۲۳۷
هزینه‌های قبل از بهره برداری (شامل مطالعات اولیه و اخذ مجوز، آموزش کارکنان و راه‌اندازی آزمایشی) (۱۰٪ هزینه سرمایه‌گذاری ثابت)	۲۰۰۰۰	۳۷۴۵۸
هزینه‌های پیش‌بینی نشده (۲۵٪ هزینه کل تجهیزات)	۱۱۶۱۰	۲۱۷۵۰
سیستم‌های الکتریکی (۲۰٪ هزینه کل تجهیزات)	۹۲۸۵	۱۷۴۰۰
گسترش محوطه کار، امکانات رفاهی، سرویس ساختمان (۷۵٪ هزینه کل تجهیزات)	۳۴۸۱۰	۶۵۲۵۰
هزینه ساخت و بهره‌برداری (مهندسی و نظارت، هزینه ساخت، هزینه‌های قانونی و حقوق پیمانکاران) (۹۰٪ هزینه کل تجهیزات)	۴۱۷۷۵	۷۸۳۰۰
مجموع (دلار)	۲۰۰۰۰۰	۳۷۴۵۸۵

جدول ۴- شرح هزینه‌های سالیانه دو فرآیند جذب سطحی و تقطیر آزنوتروپیک جهت تولید اتانول ۹۹/۸٪

شرح هزینه	جذب سطحی	تقطیر آزنوتروپیک
مواد اولیه	اتانول ۹۵٪ ۷۷۰۰۰۰	اتانول ۹۵٪ ۷۷۰۰۰۰
	جاذب (زنولیت ۳A) ۱۳۲۶۰	حلال بنزن ۱۴۷۶۰۰

۱۲۲۵۰۰	۱۰۴۲۳۰	نیروی انسانی (۱۰٪ هزینه سالیانه)
۱۲۲۰۰	۱۰۴۲۳	آب، برق، سوخت (۱٪ هزینه سالیانه)
۱۷۴۰۰	۹۲۸۵	استهلاک سالیانه ماشین‌آلات خط تولید (۲۰٪ هزینه ثابت کل تجهیزات)
۱۰۱۱۵	۵۴۰۰	استهلاک سالیانه تأسیسات (۱۵٪ هزینه کل تأسیسات و انشعابات)
۱۳۰۵۰	۶۹۶۰	تعمیرات و نگهداری سالیانه ماشین‌آلات (۱۵٪ هزینه ثابت کل تجهیزات)
۱۰۱۱۵	۵۴۰۰	تعمیرات و نگهداری سالیانه تأسیسات (۱۵٪ هزینه کل تأسیسات و انشعابات)
۵۰۶۵۲	۵۰۶۵۲	خدمات جانبی و هزینه آزمایشگاهی (۳٪ هزینه فروش)
۱۶۸۸۴	۱۶۸۸۴	هزینه‌های فروش (۱٪ کل فروش)
۲۰۲۶۰	۲۰۲۶۰	هزینه بیمه کارخانه و مالیات (۱/۳٪ کل فروش)
۱۶۸۸۴	۱۶۸۸۴	هزینه‌های پیش‌بینی نشده (۱٪ کل فروش)
۱۲۶۶۳	۱۲۶۶۳	بازاریابی و تبلیغات (۰/۷۵٪ کل فروش)
۱۲۲۴۸۰۰	۱۰۴۲۳۰۰	مجموع (دلار)

ارزیابی سوددهی فرآیندهای مورد مطالعه با محاسبه پارامترهایی همچون قیمت تمام شده محصول (رابطه ۳)، سود ناخالص سالیانه (رابطه ۴)، سود خالص سالیانه (رابطه ۵)، درصد (رابطه ۶) و زمان برگشت سرمایه، بررسی گردید [۲۵]:

$$(۳) \quad \frac{\text{هزینه سالیانه}}{\text{قیمت تمام شده محصول}} = \text{مقدار تولید سالیانه}$$

$$(۴) \quad \text{بهای کل تولید} - \text{کل فروش} = \text{سود ناخالص سالیانه}$$

$$(۵) \quad \text{کسر از مالیات (۲۵٪)} - \text{سود ناخالص سالیانه} = \text{سود خالص سالیانه}$$

$$(۶) \quad \frac{\text{سود خالص سالیانه}}{\text{هزینه سرمایه گذاری کل (مجموع سرمایه ثابت و در گردش)}} \times ۱۰۰ = \text{درصد برگشت سالیانه سرمایه}$$

$$(۷) \quad \frac{\text{زمان برگشت سرمایه (سال)}}{\text{درصد برگشت سالیانه سرمایه}} = \text{درصد برگشت سالیانه سرمایه}$$

۳- نتایج و بحث

در این بخش، به بررسی نتایج حاصل از شبیه سازی و محاسبات فنی- اقتصادی آب‌گیری از اتانول برای رسیدن به خلوص ۹۹/۸٪ با استفاده از دو فرآیند جذب سطحی و تقطیر آزنوتروپیک، با هدف مقایسه و انتخاب فرآیند بهینه‌تر پرداخته می‌شود.

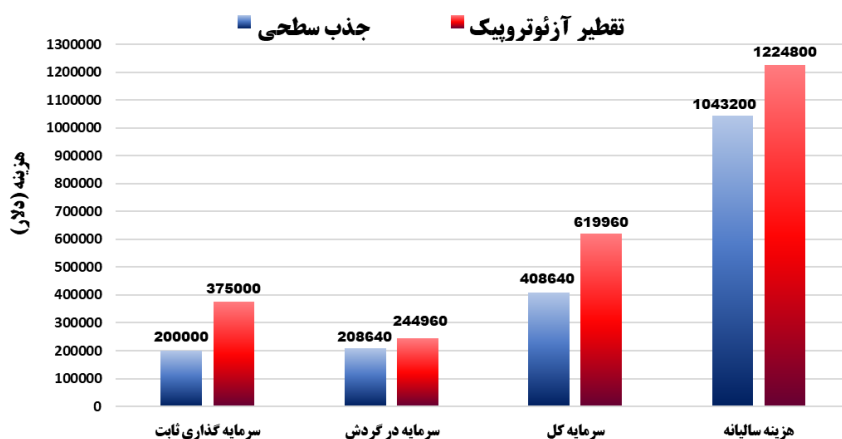
۳-۱- مقایسه هزینه ثابت و سالیانه طرح

به طور کلی، یک شرکت می‌تواند دو نوع هزینه ثابت و جاری داشته باشد. هزینه ثابت سرمایه‌گذاری به هزینه‌ای گفته می‌شود که با بالا رفتن یا پایین آمدن میزان کالا یا خدمات تولید شده یا فروخته شده، تغییری نمی‌کند. این هزینه مستقل از هر گونه فعالیت تجاری خاص، توسط شرکت پرداخت می‌شود. مقایسه‌ی هزینه‌های ثابت دو فرآیند تقطیر آزنوتروپیک و جذب سطحی با غربال مولکولی برای تولید اتانول ۹۹/۸٪ توسط جدول ۳، نشان می‌دهد که فرآیند جذب سطحی، هزینه ثابت کمتری (۲۰۰،۰۰۰ دلار) در مقایسه با فرآیند تقطیر آزنوتروپیک (۳۷۵،۰۰۰ دلار) دارد که عمدتاً بدلیل تعداد کمتر تجهیزات به کار رفته و به تبع آن، هزینه کمتر جهت خرید تجهیزات، استهلاک و تعمیر و نگهداری آن‌هاست.

هزینه‌ی سالیانه طرح عبارت است از هزینه‌هایی که بایستی به صورت سالانه بر اساس تولید محصول انجام شود و شامل تهیه مواد اولیه، نیروی انسانی، انرژی مصرفی، هزینه استهلاک تجهیزات، ماشین‌آلات و ساختمان‌ها، هزینه تعمیرات و نگهداری، هزینه‌های فروش محصولات، هزینه تسهیلات دریافتی است. مطابق جدول ۴، هزینه سالیانه طرح تولید اتانول با خلوص ۹۹/۸٪ برای فرآیند جذب سطحی برابر با ۱,۰۴۲,۳۰۰ دلار و برای فرآیند تقطیر آزنوتروپیک برابر با ۱,۲۲۴,۸۰۰ دلار است. با این که اعداد بدست آمده به هم نزدیک هستند، هزینه سالیانه برای فرآیند تقطیر بیش‌تر از جذب بوده و فرآیند جذب در این بخش نیز بهتر از فرآیند تقطیر است. نکته حائز اهمیت دیگر در این جدول، آن است که بیشترین سهم از هزینه سالیانه هر دو فرآیند، به هزینه مواد اولیه و نیروی انسانی اختصاص دارد.

۲-۳- سرمایه در گردش

سرمایه در گردش معیاری است که هم برای نشان دادن میزان کارآمدی یک شرکت به کار می‌رود و هم نشان‌دهنده سلامت مالی آن در کوتاه مدت است. دارایی که به‌عنوان موجودی کالا در ترازنامه شرکت گزارش شده یا پولی که شرکت از مشتریان و خریدارانش طلبکار است، نمی‌تواند برای پرداخت تعهدات شرکت مورداستفاده قرار گیرد. پس اگر شرکتی بهره‌وری خوبی نداشته باشد، این بهره‌وری پایین خود را به صورت افزایش سرمایه در گردش نشان خواهد داد و این موضوع، با مقایسه سرمایه در گردش شرکت از دوره‌ای به دوره دیگر، قابل تحقیق است. مقدار سرمایه در گردش برابر با ۲۰ الی ۳۰ درصد هزینه سالیانه است [۲۵]. شکل ۳، میزان سرمایه در گردش دو فرآیند تقطیر آزنوتروپیک و جذب سطحی را در کنار هزینه ثابت و سالیانه آن‌ها، نشان می‌دهد. برطبق این شکل، سرمایه در گردش برای فرآیند تقطیر آزنوتروپیک، معادل ۲۴۵ هزار دلار بوده که بالاتر از سرمایه در گردش فرآیند جذب است که برابر ۲۰۸ هزار دلار است. بعلاوه، ملاحظه می‌شود که هر سه هزینه ثابت، در گردش، مجموع این دو سرمایه بعنوان سرمایه‌گذاری کل و نیز هزینه سالیانه برای فرآیند تقطیر بیش‌تر از فرآیند جذب سطحی است.



شکل ۳- سرمایه‌گذاری ثابت، در گردش، کل و هزینه سالیانه برای تولید اتانول خالص توسط فرآیندهای جذب سطحی و تقطیر آزنوتروپیک

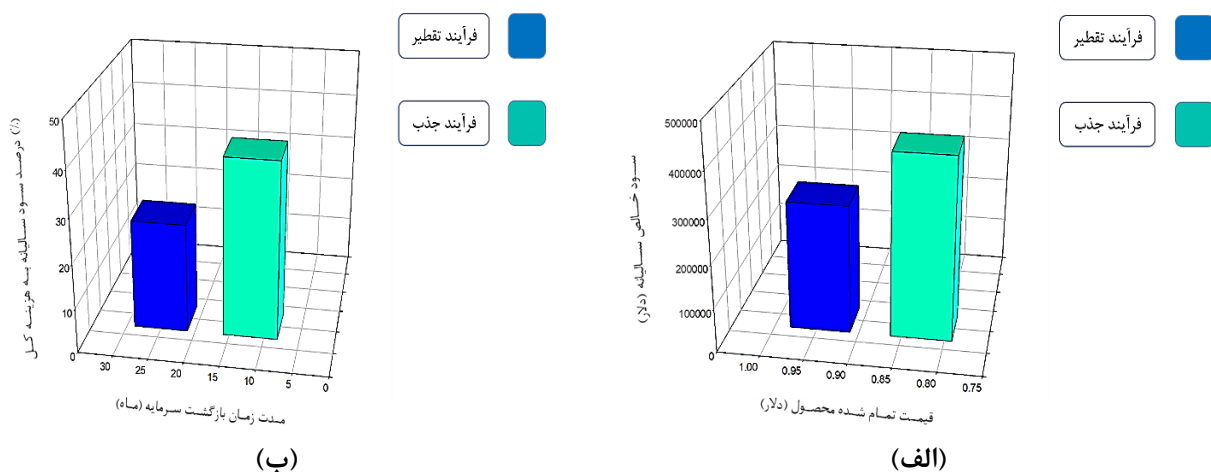
۳-۳- سوددهی و زمان بازگشت هزینه

شکل ۴-الف، هزینه تمام‌شده محصول و سود خالص سالیانه را برای تولید اتانول خالص با استفاده از فرآیندهای جذب سطحی و تقطیر آزنوتروپیک را نشان می‌دهد. مطابق شکل، هزینه تمام‌شده محصول برای تولید اتانول خالص با

استفاده از فرآیند جذب سطحی برابر با ۰/۸۲۷ دلار و سود خالص سالیانه برابر با ۴۱۳،۴۵۶ دلار است؛ درحالیکه این مقادیر برای فرآیند تقطیر آزنوتروپیک به ترتیب برابر با ۰/۹۷۲ دلار و ۲۶۳،۹۲۵ دلار هستند. این مقادیر نشان می‌دهد که هزینه تمام‌شده محصول در فرآیند جذب سطحی پایین‌تر و سود خالص سالیانه نیز بالاتر از فرآیند دوم است که در نتیجه، دارای بازدهی اقتصادی بالاتری است.

با دقت در جدول ۲ که مربوط به مصرف یوتیلیتی هرکدام از فرآیندهاست، می‌توان دریافت که تقطیر آزنوتروپیک دارای مصرف آب و بخار بسیار بیشتری نسبت به جذب سطحی است. همین امر باعث می‌شود که هزینه‌ی سالیانه مربوط به حامل‌های انرژی نیز برای فرآیند تقطیر آزنوتروپیک، بالاتر باشد (جدول ۴). از طرفی مطابق با جدول ۳، با توجه به بکارگیری تجهیزات بیشتر و گرانتر در فرآیند تقطیر آزنوتروپیک، هزینه‌های سالیانه مربوط به استهلاک و تعمیرات تجهیزات نیز نسبت به فرآیند جذب سطحی بالاتر خواهد بود که این موضوع نیز به وضوح در جدول ۴، قابل مشاهده است. با افزودن قیمت بالاتر حلال بنزن نسبت به جاذب زئولیت ۳A به مجموعه‌ی عوامل ذکر شده، هزینه سالیانه بالاتر در فرآیند تقطیر آزنوتروپیک باعث افزایش قیمت تمام‌شده‌ی محصول و کاهش حاشیه سود فروش نسبت به تقطیر آزنوتروپیک می‌شود.

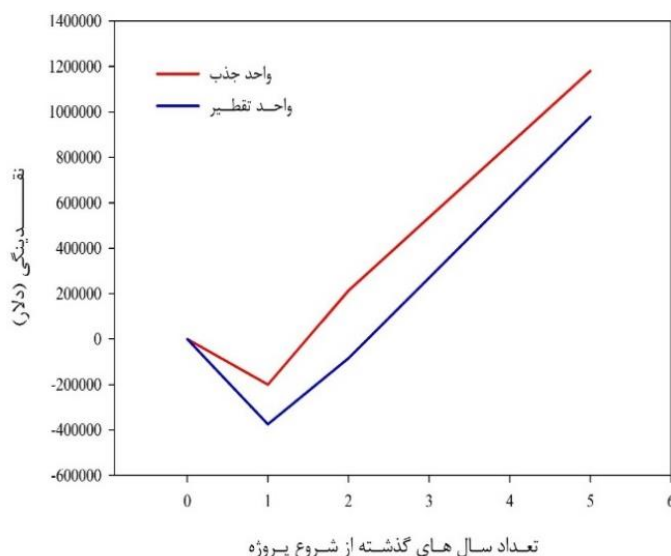
در شکل ۴-ب، درصد سود خالص سالیانه به هزینه کل تولید و مدت زمان بازگشت سرمایه برای هر دو فرآیند، نشان داده شده و باهم مقایسه شده است. باتوجه به شکل، واضح است که درصد سود سالیانه به هزینه کل تولید برای فرآیند جذب سطحی (۳۹/۶۶٪) به مراتب بیش‌تر از فرآیند تقطیر آزنوتروپیک (۲۴/۳۹٪) است. همچنین طبق این شکل، مدت زمان بازگشت سرمایه برای فرآیند جذب سطحی، کمتر از فرآیند تقطیر آزنوتروپیک است. مدت زمان بازگشت سرمایه برای فرآیند جذب سطحی برابر با ۱۲ ماه است. به عبارت دیگر در مدت ۱۲ ماه، کل هزینه انجام شده برای آب‌گیری از اتانول و تولید اتانول ۹۹/۸٪، مستهلک خواهد شد؛ درحالیکه این زمان برای فرآیند تقطیر آزنوتروپیک، برابر با ۲۵ ماه است.



شکل ۴. الف) هزینه تمام‌شده محصول و سود خالص سالیانه و ب) مدت زمان بازگشت سرمایه و درصد سود سالیانه به هزینه کل، برای تولید اتانول ۹۹/۸٪ با استفاده از فرآیند جذب سطحی و تقطیر آزنوتروپیک

۳-۴- دیاگرام جریان نقدینگی

با تهیه جریان نقدینگی دقیق می‌توان سودآوری پروژه را در راستای اهداف تدوین شده نزدیک‌تر نمود. یکی از این اهداف مسلماً افزایش ارزش افزوده کسب شده در یک پروژه است. جریان نقدینگی پروژه یعنی برآورد مقدار پول در دسترس پروژه مطابق با مقادیر دریافتی (درآمدها) و پرداختی (هزینه‌های پروژه) در زمان‌های مختلف پروژه. تیم مهندسی زمانی می‌تواند جریان نقدینگی را دقیق‌تر برآورد کند که کلیه فعالیت‌های پروژه، نحوه انجام آن‌ها و زمان انجام آن کارها به همراه مشخصات فنی، مشخص شده باشد. به عبارتی نقشه جامع پروژه به همراه ساختار شکست کار^۴ به دقیق‌ترین شکل ممکن تدوین شده باشد. جریان نقدینگی در سود و زیان پروژه اثر گذار است زیرا بر اساس آن سیاست‌های تأمین نقدینگی تدوین می‌شود و این سیاست‌ها بر حاشیه سود پروژه تأثیر مستقیم دارد. در شکل ۵، دیاگرام جریان نقدینگی برای هر دو فرآیند جذب و تقطیر نشان داده شده است.



شکل ۵- دیاگرام جریان نقدینگی برای هر دو فرآیند جذب سطحی و تقطیر آزنوتروپیک

همانطور که در شکل ملاحظه می‌شود، نقدینگی سالانه برای فرآیند جذب بیش‌تر از فرآیند تقطیر است که این مسئله بیانگر سوددهی بیشتر این فرآیند است. در کنار این موضوع، برتری فرآیند جذب سطحی از لحاظ سوددهی را می‌توان از طریق شاخص‌های اقتصادی که در جدول ۵ ذکر شده نیز تحقیق کرد. مطابق این جدول، ارزش فعلی خالص و نرخ بازده داخلی برای فرآیند جذب سطحی بسیار بالاتر از فرآیند تقطیر آزنوتروپیک است. همچنین، میزان تولید در نقطه سر به سر برای فرآیند جذب سطحی (۱,۲۲۳,۸۰۰L) به طرز چشمگیری پایین‌تر از فرآیند تقطیر آزنوتروپیک (۲,۰۰۴,۹۰۵L) است که این نیز بدان معناست که سوددهی فرآیند جذب در مدت‌زمان کمتری رخ می‌دهد.

جدول ۵- شاخص‌های اقتصادی و تحلیلی

ردیف	پارامتر	واحد	فرآیند جذب سطحی	فرآیند تقطیر آزنوتروپیک
------	---------	------	-----------------	-------------------------

⁴ Work breakdown structure (WBS)

۹۷۹۳۷۰	۱۱۸۱۲۷۹	دلار	NPV	۱
۲۵	۱۲	ماه	مدت زمان برگشت سرمایه	۲
۲۰۰۴۹۰۵	۱۲۲۳۸۰۰	لیتر	مقدار تولید در نقطه سر به سر	۳
۸۷	۲۷۶	درصد	IRR	۴

۴- نتیجه گیری

در این پژوهش، تحلیل و مقایسه فنی- اقتصادی دو فرآیند جذب سطحی با استفاده از ژئولیت و تقطیر آزئوتروپیک به منظور آب گیری از اتانول ۹۵٪ و تولید اتانول خالص ۹۹/۸٪ با ظرفیت اسمی ۱،۴۰۰،۰۰۰ لیتر در سال، انجام شد. مقایسه‌ی دو فرآیند با بررسی پارامترهای اقتصادی مختلف از جمله هزینه‌های ثابت و سالیانه، میزان سرمایه در گردش، نرخ سوددهی، زمان بازگشت سرمایه، ارزش فعلی خالص طرح و نیز میزان تولید در نقطه سر به سر انجام شد. بررسی‌ها نشان داد که فرآیند جذب دارای هزینه‌ی ثابت و سالیانه‌ای معادل ۲۰۰،۰۰۰ دلار و ۱،۰۴۳،۲۰۰ دلار است که پایین‌تر از فرآیند تقطیر آزئوتروپیک با هزینه‌ی ثابت و سالیانه ۳۷۵،۰۰۰ دلار و ۱،۲۲۴،۸۰۰ دلار است. سرمایه در گردش در فرآیند جذب (۲۰۸،۴۶۰ دلار) نیز پایین‌تر از فرآیند تقطیر آزئوتروپیک (۲۴۴،۹۶۰ دلار) است. همچنین مشخص گردید که فرآیند جذب سطحی به لحاظ سوددهی نیز بهتر از فرآیند تقطیر است. قیمت تمام‌شده محصول، سود خالص سالیانه و زمان بازگشت هزینه برای فرآیند جذب سطحی به ترتیب برابر ۰/۸۲۷ دلار، ۴۱۳،۴۵۶ دلار و ۱۲ ماه است؛ درحالی‌که این مقادیر برای فرآیند تقطیر آزئوتروپیک به ترتیب برابر ۰/۹۷۲ دلار، ۲۶۳،۹۲۵ دلار و ۲۵ ماه است. مقدار تولید در نقطه سر به سر برای فرآیند جذب برابر با ۱،۲۲۳،۸۰۰ لیتر و برای فرآیند تقطیر برابر با ۲،۰۰۴،۹۰۵ لیتر است. بعلاوه، ارزش فعلی خالص طرح و نرخ بازدهی داخلی برای فرآیند جذب سطحی برابر با ۱،۱۸۱،۲۷۹ دلار و ۲۷۶٪ بوده و برای فرآیند تقطیر آزئوتروپیک به ترتیب برابر ۹۷۹،۳۷۰ دلار و ۸۷٪ بدست آمد. بدین ترتیب می‌توان نتیجه گرفت که فرآیند جذب سطحی برای آب‌زدایی از اتانول نسبت به فرآیند تقطیر آزئوتروپیک از نظر اقتصادی مزیت دارد.

۵- منابع

- [1] V. Gomis, R. Pedraza, M. D. Saquete, A. Font, and J. García-Cano, "Ethanol dehydration via azeotropic distillation with gasoline fractions as entrainers: A pilot-scale study of the manufacture of an ethanol-hydrocarbon fuel blend," *Fuel*, vol. 139, pp. 568-574, 2015.
- [2] P. Igbokwe, R. Okolomike, and S. Nwokolo, "Zeolite for Drying of Ethanol-Water and Methanol-Water Systems from Nigerian Clay Resource," *Journal of the university of Chemical Technology and Metallurgy*, vol. 43, pp. 109-112, 2008.
- [3] M. R. Ladisch and K. Dyck, "Dehydration of ethanol: new approach gives positive energy balance," *Science*, vol. 205, no. 4409, pp. 898-900, 1979.
- [4] Z. Zhu, Y. Ri, M. Li, H. Jia, Y. Wang, and Y. Wang, "Extractive distillation for ethanol dehydration using imidazolium-based ionic liquids as solvents," *Chemical Engineering and Processing-Process Intensification*, vol. 109, pp. 190-198, 2016.
- [5] W. B. Ramos, M. F. Figueiredo, K. D. Brito, S. Ciannella, L. G. Vasconcelos, and R. P. Brito, "Effect of solvent content and heat integration on the controllability of extractive distillation process for anhydrous ethanol production," *Industrial & Engineering Chemistry Research*, vol. 55, no. 43, pp. 11315-11328, 2016.



- [6] Q. Li *et al.*, "High efficient water/ethanol separation by a mixed matrix membrane incorporating MOF filler with high water adsorption capacity," *Journal of Membrane Science*, vol. 544, pp. 68-78, 2017.
- [7] E. Ebrahimiqaqa and K. L. Ogden, "Simulation and cost analysis of distillation and purification step in production of anhydrous ethanol from sweet sorghum," *ACS Sustainable Chemistry & Engineering*, vol. 5, no. 8, pp. 6854-6862, 2017.
- [8] J. Lee, J. Szanyi, and J. H. Kwak, "Ethanol dehydration on γ -Al₂O₃: Effects of partial pressure and temperature," *Molecular Catalysis*, vol. 434, pp. 39-48, 2017.
- [9] A. S. Amarasekara, *Handbook of cellulosic ethanol*. John Wiley & Sons, 2013.
- [10] S. Ma, Y. Hou, Y. Sun, J. Li, Y. Li, and L. Sun, "Simulation and experiment for ethanol dehydration using low transition temperature mixtures (LTTMs) as entrainers," *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, vol. 121, pp. 71-80, 2017.
- [11] Q. Kang, J. Huybrechts, B. Van der Bruggen, J. Baeyens, T. Tan, and R. Dewil, "Hydrophilic membranes to replace molecular sieves in dewatering the bio-ethanol/water azeotropic mixture," *Separation and Purification Technology*, vol. 136, pp. 144-149, 2014.
- [12] W. An, Z. Lin, J. Chen, and J. Zhu, "Simulation and analysis of a reactive distillation column for removal of water from ethanol–water mixtures," *Industrial & Engineering Chemistry Research*, vol. 53, no. 14, pp. 6056-6064, 2014.
- [13] D. Kunnakorn *et al.*, "Techno-economic comparison of energy usage between azeotropic distillation and hybrid system for water–ethanol separation," *Renewable energy*, vol. 51, pp. 310-316, 2013.
- [14] X. Shang *et al.*, "Process analysis of extractive distillation for the separation of ethanol–water using deep eutectic solvent as entrainer," *Chemical Engineering Research and Design*, vol. 148, pp. 298-311, 2019.
- [15] Y. Tavan and S. H. Hosseini, "A novel integrated process to break the ethanol/water azeotrope using reactive distillation–Part I: Parametric study," *Separation and Purification Technology*, vol. 118, pp. 455-462, 2013.
- [16] V. Gomis, R. Pedraza, O. Francés, A. Font, and J. C. Asensi, "Dehydration of ethanol using azeotropic distillation with isooctane," *Industrial & engineering chemistry research*, vol. 46, no. 13, pp. 4572-4576, 2007.
- [17] W. L. Luyben, "Economic optimum design of the heterogeneous azeotropic dehydration of ethanol," *Industrial & engineering chemistry research*, vol. 51, no. 50, pp. 16427-16432, 2012.
- [18] H. Chang, X.-G. Yuan, H. Tian, and A.-W. Zeng, "Experimental study on the adsorption of water and ethanol by cornmeal for ethanol dehydration," *Industrial & engineering chemistry research*, vol. 45, no. 11, pp. 3916-3921, 2006.
- [19] L. Lu, Q. Shao, L. Huang, and X. Lu, "Simulation of adsorption and separation of ethanol–water mixture with zeolite and carbon nanotube," *Fluid Phase Equilibria*, vol. 261, no. 1-2, pp. 191-198, 2007.
- [20] J. A. Quintero and C. A. Cardona, "Ethanol dehydration by adsorption with starchy and cellulosic materials," *Industrial & engineering chemistry research*, vol. 48, no. 14, pp. 6783-6788, 2009.
- [21] M. Simo, S. Sivashanmugam, C. J. Brown, and V. Hlavacek, "Adsorption/desorption of water and ethanol on 3A zeolite in near-adiabatic fixed bed," *Industrial & Engineering Chemistry Research*, vol. 48, no. 20, pp. 9247-9260, 2009.
- [22] T. Yamamoto, Y. H. Kim, B. C. Kim, A. Endo, N. Thongprachan, and T. Ohmori, "Adsorption characteristics of zeolites for dehydration of ethanol: Evaluation of diffusivity of water in porous structure," *Chemical Engineering Journal*, vol. 181, pp. 443-448, 2012.
- [23] A. Arshad, "Net present value is better than internal rate of return," *Interdisciplinary journal of contemporary research in business*, vol. 4, no. 8, pp. 211-219, 2012.



- [24] H. Gaspars-Wieloch, "Project net present value estimation under uncertainty," *Central European Journal of Operations Research*, vol. 27, no. 1, pp. 179-197, 2019.
- [25] M. S. Peters, K. D. Timmerhaus, and R. E. West, *Plant design and economics for chemical engineers*. McGraw-hill New York, 2003.