**گزارش فعالیتهای انجام شده تا تاریخ 31/04/1402:**

**آزمونهای فرآیندی و بررسی فنی و اقتصادی**

**1-آزمونهای فرآیندی؛ دستیابی به شورابۀ غلیظ شده (g/l 1≤ [Li])**

غالب آزمونهایی که تا 5 اسفند 1401 انجام شد اساساً ماهیّت شناسایی داشت و هدف اصلی آنها، افزایش شناخت از نمونۀ مورد آزمایش (شورابۀ دریاچۀ نمک قم) بود و قاطبۀ آزمایشها مجموعاً حاکی از آن بود که اطمینان­بخش­ترین روش برای استحصال لیتیم، حذف منیزیم از شورابه است هرچند مطابق با نتایج آزمونهای شناسایی، بین 30 تا 50 درصد از لیتیم به رسوبات منیزیم منتقل می­شد که به معنای هدر­روی 30 تا 50 درصدی لیتیم بود؛ ضمن اینکه غلظت سدیم نیز در زسوبات حاوی منیزیم بسیار زیاد بود.

در آزمونهای فرآیندی سعی بر آن است که ابتدا منیزیم از شورابه رسوب داده شود و سپس با تبخیر و تبلور، نمکهای سدیم از شورابه خارج گردد تا غلظت پتاسیم (و لیتیم) در آن افزایش یابد؛ لازم به ذکر است که اجرای تبخیر و تبلور برای استخراج پتاسیم از شورابه امری موجّه است و در حین تبخیر و تبلور، غلظت لیتیم نیز افزایش خواهد یافت. همچنین به موازات افزایش غلظت لیتیم در شورابه، کمینِگی هدرروی لیتیم و همچنین بیشینِگی خلوص رسوبات منیزیم در آزمونهای فرآیندی مورد توجه است.

فرآیند مورد ارزیابی در این بخش، ترسیب منیزیم و سپس تبخیر شورابۀ منیزیم زدوده است؛ در این فرآیند به منظور کاهش اتلاف لیتیم و همچنین افزایش خلوص رسوبات، می­توان از راهکار شستشوی رسوبات بهره گرفت (شکل1). بر اساس نتایج آزمونهای مشروح در بخشهای 1 تا 4، سه مشکل در مسیر فرآوری شورابۀ دریاچۀ نمک قم شناسایی شد؛ مشکل اول سفت شدگی محلول/شورابه در حین ترسیب منیزیم، مشکل دوم انتقال 30 درصد لیتیم به رسوبات که در دمای بالا به 50 درصد نیز می­رسید به معنای اتلاف لیتیم می­باشد و مشکل سوم، آلودگی بسیار زیاد رسوبات به سدیم است. در فرآیند شکل 1 سعی بر آن است که با شست و شوی رسوبات اولاً هدرروی لیتیم کاهش یابد، ثانیاً آلودگی رسوبات برطرف شود و ثالثاً با انتقال آب شست و شو به واحد ترسیب منیزیم، غلظت محیط واکنش کاهش یابد و مشکل سفت شدگی رفع شود.

ترسیب منیزیم

3CO2Na

شورابه

صافکنی1

رسوب

صافکنی2

شست و شوی

**رسوبات شسته شده**

4 یا 5 مرحله تبخیر و تبلور متوالی

**نمکهای متبلور سدیم و پتاسیم**

محلول غلیظ شده؛ g/l 1≤ Li

آب

آب مقطر

بخار آب

شکل1: نمای کلّی فرآیند مورد نظر برای استحصال منیزیم و تهیۀ محلول غلیظ شدۀ لیتیم

چهار آزمون فرآیندی برای ارزیابی فرآیند شکل1 انجام گرفت. که شرایط آنها به شرح زیر است:

- آزمون فرآیندی اول: ترسیب منیزیم در دمای بالا به منظور پیشگیری از سفت شدگی محیط واکنش و شستشوی یک مرحله­ای رسوبات منیزیم

- آزمون فرآیندی دوم: ترسیب منیزیم در دمای محیط و رقیق­سازی شورابه با آب به منظور پیشگیری از سفت­شدگی و شستشوی یک مرحله­ای رسوبات منیزیم

- آزمون فرآیندی سوم: انحلال کربنات سدیم در آب و سپس افزودنِ محلول به شورابه در دمای محیط و شستشوی یک مرحله­ای رسوبات منیزیم.

- آزمون فرآیندی چهارم: انحلال کربنات سدیم در آب و سپس افزودنِ محلول به محیط واکنش همراه با پایش pH و همچنین شستشوی دو مرحله­ای رسوبات منیزیم.

**1-الف. آزمون فرآیندی اول؛ ترسیب منیزیم در دمای بالا**

قبل از شروع ترسیب به منظور کمینه سازی انتقال لیتیم به فاز رسوب به شورابه، آب مقطر به میزان 5/17 درصد وزنی شورابه افزوده شد و در دمای بالای 85 درجۀ سانتیگراد عملیات ترسیب آغاز شد. همانند آزمونهای گذشته، برای ترسیب منیزیم از کربنات سدیم (به مقدار 15 درصد وزنی شورابه) استفاده شد. کربنات سدیم در 10 مرحله و با فواصل زمانی 30 دقیقه افزوده می­شد و پس از افزودنِ آخرین جزء، 30 دقیقه فرصت داده شد تا واکنش کامل گردد و سپس صافکنی انجام گرفت. pH محلول منیزیم زدوده 9/10 بود که نشان از ترسیب کامل منیزیم داشت.

به منظور شست و شوی رسوبات، از 350 گرم آب یونزُدوده (معادل 5/17 درصد وزنی شورابه) استفاده شد؛ عملیات شست­و­شوی در دمای محیط و به مدت 1 ساعت به طول انجامید و سپس صافکنی انجام شد.

محلول منیزیم­زدوده طی 5 مرحله تبخیر و بلورگیری غلیظ شد. پس از بلورگیری دوم به منظور حذف یون کربنات موجود در شورابه (باقیمانده از مرحلۀ ترسیب منیزیم)، مقدار اسید به شورابه افزوده شد. در طی 5 مرحله عملیات تبخیر و بلورگیری وزن شورابۀ غلیظ شده به 100/1 شورابۀ اولیه رسید. به منظور ارزیابی سریع فرآیند، 2 نمونۀ رسوب شسته شده و شورابۀ غلیظ شده به آزمایشگاه ICP ارسال شد. که نتیجۀ آن به شرح جدول 1است.

غلظت لیتیم در محلول باقیمانده 882 میلی­گرم در کیلوگرم است که با لحاظ کردن چگالی 2/1 برای محلول، معادل 06/1 گرم بر لیتر است. خوشبختانه نتایج اولیه نشان می­دهد امکان تولید شورابۀ غلیظ (لیتیم بالای 1 گرم بر لیتر) در فرآیند مورد نظر وجود دارد. مقدار منیزیم در شورابۀ غلیظ شده بسیار کم است و نسبت وزنی Mg/Li به حدود 03/0 رسیده است و این امر گواه ترسیب کارآمد و مؤثر منیزیم می­باشد. مضافاً اینکه محلول غلیظ شده حاوی مقدار زیادی بُر است که استحصال آن بر توجیه اقتصادی کل طرح اثر مثبت دارد.

|  |
| --- |
| جدول 1: غلظت و توزیع عناصر در آزمون فرآیندی اول؛ تمامی غلظتها «غلظت وزنی» هستند |
| اجزاء | لیتیم | منیزیم | بُر | پتاسیم | گوگرد | سدیم |
| غلظت (ppm) | توزیع (%)  | غلظت (ppm)  | توزیع (%) | غلظت (ppm) | توزیع (%)  | غلظت (ppm) | توزیع (%) | غلظت (%)  | توزیع (%)  | غلظت(%)  | توزیع (%) |
| رسوبات منیزیم شسته شده | 9/59 | 9/33 | 117718 | 6/99 | 2/83 | 8/22 | 540 | 0/4 | 31/0 | 0/3 | 4/23 | 9/26 |
| آب رسوب­شویی  | 15/9 | 5/6 | 2/171 | 18/0 | 2/12 | 2/4 | 855 | 0/8 | 58/0 | 3/7 | 9/3 | 6/5 |
| نمک اول | 37/9 | 0/2 | 7/397 | 13/0 | 7/13 | 4/1 | 1642 | 7/4 | 4/3 | 1/13 | 3/38 | 0/17 |
| نمک دوم | 23/7 | 9/1 | 5/108 | 04/0 | 95/7 | 0/1 | 1124 | 8/3 | 7/4 | 6/12 | 0/40 | 6/20 |
| نمک سوم | 6/15 | 6/3 | 3/49 | 02/0 | 7/29 | 3/3 | 2037 | 1/6 | 8/8 | 6/35 | 5/40 | 8/18 |
| نمک چهارم | 25/6 | 6/6 | 85/3 | 006/0 | 3/15 | 9/7 | 1408 | 6/19 | 68/0 | 8/12 | 95/3 | 5/8 |
| نمک پنجم | 528 | 3/15 | 63/9 | 0 ~ | 529 | 4/7 | 92588 | 2/35 | 7/11 | 0/6 | 6/30 | 8/1 |
| محلول غلیظ باقیمانده | 882 | 2/30 | 7/27 | 001/0 | 3120 | 9/51 | 41275 | 5/18 | 94/0 | 57/0 | 95/9 | 69/0 |

هرچند آزمون فرآیندی اول از دیدگاه دستیابی به شورابۀ غلیظ­شده موفقّیت آمیز قلمداد می­شود اما از لحاظ پیشگیری از اتلاف لیتیم و همچنین استحصال منیزیم و چندان جالب توجه نیست و نیازمند بهبود است. فقط 30 درصد لیتیم به محلول غلیظ باقیمانده راه یافته است و هدر­روی لیتیم (انتقال به رسوبات منیزیم) 4/40 درصد است که پس از شستشوی یک ساعتۀ رسوبات در دمای عادی به 9/33 درصد کاهش یافته است که هنوز زیاد است. مضافاً اینکه نسبت وزنی Na/Mg در رسوبات منیزیم 4/2 بود و پس از شستشو به 98/1 رسید که خیلی بالاست؛ درواقع، رسوبات منیزیم حتی پس از یک مرحله شست­و­شوی، حاوی مقدار متنابهی سدیم است.

**1-ب. آزمون فرآیندی دوم؛ ترسیب منیزیم در دمای محیط همراه با رقیقسازی**

هرچند ترسیب منیزیم با کربنات سدیم در دمای محیط در گزارش دوم مورد بررسی قرار گرفت اما شرایط عملیاتی در آزمون فرآیندی دوم با آزمونهای پیشین متفاوت است. در آزمونهای پیشین، کربنات سدیم دفعتاً و یکجا به شورابه افزوده می­شد اما در آزمون فرآیندی دوم افزودنِ کربنات سدیم تدریجی است؛ در 15 دقیقه 02/1 تا 05/1 گرم کربنات سدیم به شورابه افزوده می­شد مضافاً اینکه به منظور پیشگیری از سفت­شدگی، پیش از آغاز عملیات ترسیب، رقیق­سازی صورت گرفت و مقدار آب مورد استفاده در رقیق­سازی، 60 درصد وزنی شورابه بود. عملیات ترسیب 7 ساعت به طول انجامید و سپس صافکنی انجام گرفت.

رسوباتِ مرطوب منیزیم با مقداری آب به مدت 1 ساعت در دمای محیط شسته شد. آب مصرفی در رسوبشویی، 4 برابر وزن رسوبات مرطوب بود. در ادامه، شورابۀ منیزیم زدوده طی عملیات تبخیر و تبلور غلیظ گردید و چهار نمک بدست آمد؛ جدول 2 نتایج آزمون فرآیندی دوم را نشان می­دهد.

غلظت لیتیم در محلول باقیمانده 529 میلی­گرم در کیلوگرم است که با لحاظ کردن چگالی 2/1 برای محلول، معادل 635/0 گرم بر لیتر است. مقدار منیزیم در شورابۀ غلیظ شده بسیار کم است و نسبت وزنی Mg/Li به حدود 02/0 رسیده است. هرچند غلظت لیتیم نسبت به آزمون فرآیندی 5-1 کمتر است اما نسبت وزنی Mg/Li وضعیّت بهتری دارد مضافاً اینکه بازیابی لیتیم در محلول غلیظ شده به 60 درصد رسیده است که تقریباً دو برابر آزمون 5-1 می­باشد.

|  |
| --- |
| جدول 2: غلظت و توزیع عناصر در آزمون فرآیندی دوم؛ تمامی غلظتها «غلظت وزنی» هستند |
| اجزاء | لیتیم | منیزیم | بُر | پتاسیم | گوگرد | سدیم |
| غلظت (ppm) | توزیع (%)  | غلظت (ppm)  | توزیع (%) | غلظت (ppm) | توزیع (%)  | غلظت (ppm) | توزیع (%) | غلظت (%)  | توزیع (%)  | غلظت(%)  | توزیع (%) |
| رسوبات منیزیم شسته شده | 96/8 | 8/1 | 159244 | 0/93 | 4/19 | 8/1 | 778 | 1/2 | 21/0 | 7/1 | 35/2 | 5/1 |
| آب رسوب­شویی  | 75/4 | 1/1 | 538 | 4/4 | 65/9 | 3/12 | 399 | 9/14 | 11/0 | 0/12 | 18/1 | 8/10 |
| نمک اول | 3/11 | 4/4 | 2294 | 6/2 | 8/16 | 0/3 | 681 | 6/3 | 86/0 | 2/13 | 4/30 | 9/38 |
| نمک دوم | 4/21 | 7/8 | 10/5 | 006/0 | 1/35 | 6/6 | 1660 | 1/9 | 08/3 | 9/49 | 1/25 | 9/33 |
| نمک سوم | 9/49 | 0/5 | 15/5 | 002/0 | 103 | 8/4 | 3639 | 0/5 | 25/3 | 0/13 | 0/27 | 0/9 |
| نمک چهارم | 180 | 8/6 | 2/10 | 001/0 | 368 | 4/6 | 48248 | 7/24 | 31/3 | 0/5 | 2/21 | 7/2 |
| محلول غلیظ باقیمانده | 529 | 2/60 | 0/11 | 004/0 | 1242 | 1/65 | 26338 | 6/40 | 14/1 | 2/5 | 39/8 | 2/3 |

آزمون فرآیندی دوم از دیدگاه پیشگیری از هدرروی لیتیم و استحصال منیزیم نیز بسیار بهتر از آزمون فرآیندی اول است؛ هدر­روی لیتیم (انتقال به رسوبات منیزیم) 9/14 درصد بود که پس از شستشوی یک ساعتۀ رسوبات در دمای عادی به 8/1 درصد کاهش یافت. مضافاً اینکه نسبت وزنی Na/Mg در رسوبات منیزیم 13/1 بود و پس از شستشو به 147/0 رسید که خیلی کمتر (بهتر) از آزمون فرآیندی اول است. در واقع راهکار رقیقسازی و افزودنِ تدریجی کربنات سدیم در دمای محیط بسیار کارآمد بوده است؛ این راهکار نه تنها هدرروی لیتیم و آلودگی رسوبات منیزیم به سدیم (نسبت وزنی Na/Mg) را کاهش داده است بلکه کارایی عملیات شست­و­شو را در حذف لیتیم و سدیم از رسوبات منیزیم به شدت بهبود داده است.

**1-ج. آزمون فرآیندی سوم؛ ترسیب منیزیم در دمای محیط و افزودنِ محلول کربنات سدیم**

با توجه به توضیحات ارائه شده در بخشهای الف و ب، می­توان آزمون فرآیندی دوم را موفق قلمداد کرد اما با این وجود، مقدار آلودگی رسوبات منیزیم به سدیم هنوز هم بالاست. در آزمونهای فرآیندی اول و دوم کربنات سدیم به صورت پودر جامد به شورابه افزوده می­شد؛ یکی از راهکارهایی که می­توان برای کاهش آلودگی رسوبات به سدیم بکار برد، افزودنِ کربنات سدیم به صورت محلول است.

آزمونهای فرآیندی دوم نشان داد ترسیب منیزیم در دمای محیط مستلزم رقیق­سازی است و میتوان با انحلال کربنات سدیم در آب، عملیات رقیق­سازی و ترسیب را توأمان انجام داد. در آزمون فرآیندی سوم هر 5 دقیقه 10 میلی­لیتر محلول کربنات سدیم به 700 گرم شورابه افزوده می­شد تا ترسیب در دمای محیط انجام گیرد. پس از اینکه pH محیط به 9 رسید، صافکنی انجام گرفت و رسوبات منیزیم از شورابه جدا شد و محلول صافیده به منظور تبخیر و تبلور حرارت داده شد. اما قبل از رسیدنِ دما به نقطۀ جوش، رسوباتی در محلول شورابه ایجاد شد لذا به منظور بررسی دقیق­ترِ مسأله، pH محیط اندازه گیری شد و مشاهده شد که pH به زیر 8 رسیده است. به منظور افزایش pH و ترسیب منیزیم، مقداری محلول کربنات سدیم به محلول شورابه افزوده شد که با ایجاد رسوب منیزیم ثانویه و افزایش pH به بالای 9 همراه بود. پس از صافکنی و جداسازی رسوب منیزیم ثانویه، عملیات تبخیر و تبلور انجام گرفت؛ نتایح آزمون فرآیندی سوم در جدول 3 آورده شده است.

به نظر می­رسد شرایط ترسیب در حالتی که کربنات سدیم به صورت محلول به شورابه افزوده می­شود با حالتی که به صورت پودر جامد به شورابه افزوده می­شود، تفاوتهایی داشته باشد؛ نتایج جدول 3 نشان می­دهد علی­رغم توجه به pH محلول صافیده (پس از جداسازی رسوبات منیزیم)، آزمون فرآیندی سوم در حذف منیزیم موفّق نبوده است و این امر بیان می­دارد که در صورت استفاده از محلول کربنات سدیم، توجه به pH محلول صافیده اهمیّت بسیار زیادی دارد.

در نقطۀ مقابل، آزمون فرآیندی سوم در پیشگیری از هدرروی لیتیم و همچنین کاهش و آلودگی رسوبات منیزیم به سدیم وضعیّت بهتری نسبت به آزمون فرآیندی دوم دارد؛ میزان هدرروی لیتیم (انتقال به رسوبات منیزیم) در آزمون فرآیندی سوم 2/9 درصد بوده است که پس از شستشو به 64/0 درصد رسیده است و همچنین نسبت وزنی Na/Mg در رسوبات منیزیم 59/0 بوده است که پس از شستشو به 034/0 کاهش یافته است.

هرچند آزمون فرآیندی سوم در خالصسازی و حذف منیزیم موفّق نبود اما از دیدگاه پیشگیری از هدرروی لیتیم و همچنین کاهش آلودگی رسوبات منیزیم به سدیم تاکنون بهترین نتیجه را داشته است.

|  |
| --- |
| جدول 3: غلظت و توزیع عناصر در آزمون فرآیندی سوم؛ تمامی غلظتها «غلظت وزنی» هستند |
| اجزاء | لیتیم | منیزیم | بُر | پتاسیم | گوگرد | سدیم |
| غلظت (ppm) | توزیع (%)  | غلظت (ppm)  | توزیع (%) | غلظت (ppm) | توزیع (%)  | غلظت (ppm) | توزیع (%) | غلظت (%)  | توزیع (%)  | غلظت(%)  | توزیع (%) |
| رسوبات منیزیم شسته شده | 93/3 | 64/0 | 202242 | 4/48 | 7/15 | 4/1 | 373 | 8/0 | 13/0 | 4/0 | 69/0 | 4/0 |
| آب رسوب­شویی  | 42/3 | 6/8 | 1192 | 4/4 | 62/8 | 1/12 | 214 | 6/6 | 14/0 | 7/6 | 85/0 | 6/6 |
| رسوب منیزیم ثانویه (شسته) | 57/2 | 01/0 | 183684 | 3/1 | 6/11 | 03/0 | 246 | 01/0 | 15/0 | 01/0 | 89/0 | 01/0 |
| نمک اول | 0/11 | 8/6 | 5902 | 4/5 | 5/25 | 8/8 | 1066 | 2/8 | 64/0 | 5/7 | 4/31 | 7/63 |
| نمک دوم | 4/29 | 1/6 | 10371 | 1/3 | 4/32 | 7/3 | 2335 | 0/6 | 92/4 | 1/19 | 8/27 | 8/18 |
| نمک سوم | 7/81 | 1/12 | 61784 | 4/13 | 118 | 8/9 | 5332 | 8/9 | 7/13 | 2/38 | 2/18 | 8/8 |
| نمک چهارم | 7/35 | 2/1 | 98702 | 0/5 | 1/50 | 0/1 | 52392 | 1/22 | 7/25 | 5/16 | 2/8 | 9/0 |
| محلول غلیظ باقیمانده | 264 | 6/64 | 52883 | 0/19 | 461 | 1/63 | 15379 | 6/46 | 55/2 | 7/11 | 95/0 | 8/0 |

**1-د. آزمون فرآیندی چهارم؛ افزودنِ محلول کربنات سدیم به شورابه در دمای همراه با پایش pH و شستشوی دو مرحله­ای رسوبات منیزیم**

آزمون فرآیندی چهارم در راستای بهبود آزمون فرآینمدی سوم طراحی شد؛ بدین ترتیب که برای ترسیب منیزیم، مقدار 4/7 درصد وزنیِ شورابه کربنات سدیم در آب حل گردید و در دمای محیط تدریجاً به شورابه افزوده شد تا فرصت کافی برای انجام واکنش ترسیب وجود داشته باشد. سپس صافکنی انجام گرفت؛ pH محلول صافیده 07/9 بود.

محلول صافیده تحت تبخیر و تبلور قرار گرفت و قبل از رسیدنِ دمای محلول به نقطۀ جوش، رسوباتی در محلول ایجاد گردید که می­توان آن را به منیزیم نسبت داد. پس از تبخیر و تبلور اول و جداسازی نمک اول، pH محلول مجدداً اندازه­گیری شد که با کمال تعجب 58/7 بود (مشابه آزمون فرآیندی سوم)! 45/0 درصد وزنی شورابۀ اولیه کربنات سدیم به شکل محلول به محلول صافیده افزوده شد و pH به 9/8 رسید و سپس تبخیر و تبلور دوم اجرا شد و نمک دوم طی عملیات صافکنی جدا گردید. pH محلول صافیدۀ حاصل از تبخیر و تبلور دوم اندازه گیری شد؛ pH مجدداً کم شده بود و به 63/7 رسیده بود. آزمونهای فرآیندی سوم و چهارم نشان می­دهد جوشش شورابه موجب ایجاد رسوبات منیزیمی و همچنین کاهش pH شورابه می­گردد.

ازین­رو، قبل از آغاز تبخیر و تبلور سوم، 61/0 درصد (وزنی شورابه اولیه) کربنات سدیم به شکل محلول به شورابۀ صافیده افزوده گردید و بلافاصله حرارت داده شد تا به نقطۀ جوش برسد که همانند موارد قبل همراه با ایجاد رسوبات منیزیمی بود سپس pH شورابه اندازه گیری شد؛ این بار pH شورابه علی­رغم جوشش، 09/9 بود. باقیماندن pH در بالای 9 ممکن است بر رسوب کامل منیزیم دلالت داشته باشد لذا رسوبات ایجاد شده در این مرحله طی عملیات صافکنی جدا شد و همانند دیگر اجزاء، عیارسنجی گردید. پس از انجام تبخیر و تبلور سوم و جداسازی نمک سوم، pH شورابۀ صافیده به 19/9 رسیده بود و پس از تبخیر و تبلور چهارم و پنجم pH شورابۀ صافیده به ترتیب 24/9 و 53/9 بود. روند افزایشی pH به واسطۀ تبخیر، مؤیّد عدم حضور منیزیم در شورابه است. جدول 4 نتایج آزمون فرآیندی چهارم را نشان می­دهد.

|  |
| --- |
|  جدول 4: غلظت و توزیع عناصر در آزمون فرآیندی چهارم؛ تمامی غلظتها «غلظت وزنی» هستند |
| اجزاء | لیتیم | منیزیم | بُر | پتاسیم | گوگرد | سدیم |
| غلظت (ppm) | توزیع (%)  | غلظت (ppm)  | توزیع (%) | غلظت (ppm) | توزیع (%)  | غلظت (ppm) | توزیع (%) | غلظت (%)  | توزیع (%)  | غلظت(%)  | توزیع (%) |
| رسوبات منیزیم شسته شده | 96/3 | 01/1 | % 85/24 | 1/82 | 9/11 | 37/1 | 246 | 78/0 | 10/0 | 68/0 | 43/0 | 29/0 |
| آب رسوب­شویی1  | 86/3 | 6/8 | 1038 | 0/3 | 24/10 | 3/10 | 395 | 9/10 | 15/0 | 8/8 | 33/1 | 9/7 |
| آب رسوب­شویی2 | 01/1 | 73/1 | 776 | 74/1 | 9/2 | 26/2 | 115 | 45/2 | 05/0 | 19/2 | 36/0 | 65/1 |
| نمک اول | 55/6 | 35/3 | 4576 | 05/3 | 2/46 | 7/10 | 975 | 2/6 | 51/0 | 0/7 | 0/34 | 4/46 |
| نمک دوم | 2/81 | 1/18 | 21044 | 1/6 | 160 | 1/16 | 1987 | 5/5 | 8/5 | 2/34 | 0/29 | 2/17 |
| تتمۀ منیزیم رسوب کرده | 222 | 1/3 | 34/21 % | 88/3 | 550 | 48/3 | 1436 | 25/0 | 31/0 | 12/0 | 0/2 | 07/0 |
| نمک سوم | 52/9 | 64/1 | 310 | 07/0 | 7/30 | 39/2 | 1595 | 4/3 | 0/6 | 3/27 | 7/30 | 1/14 |
| نمک چهارم | 3/32 | 56/2 | 6/37 | 004/0 | 3/68 | 46/2 | 3334 | 28/3 | 81/2 | 9/5 | 8/29 | 3/6 |
| نمک پنجم | 105 | 2/7 | 5/8 | 001/0 | 217 | 8/6 | 45288 | 8/38 | 7/5 | 5/10 | 1/25 | 62/4 |
| محلول غلیظ باقیمانده | 595 | 7/52 | 8/15 | 002/0 | 1096 | 0/44 | 25869 | 5/28 | 41/1 | 32/3 | 11/6 | 45/1 |

رسیدن به محلول لیتیم غلیظ و عاری از منیزیم و همچنین کمینگی هدرروی لیتیم (انتقال به رسوبات منیزیم) در آزمون فرآیندی چهارم محقَّق گردید. مهمترین دستاورد فنّی آزمون فرآیندی چهارم این است که نشانۀ بارز ترسیب کامل منیزیم، pH بالای 9 شورابۀ منیزیم­زُدوده پس از رسیدن به نقطۀ جوش است.

همچنین این آزمون فرآیندی نشان می­دهد به منظور کاهش نسبت Na/Mg به زیر 01/0، رسوب­شویی مرحلۀ دوم کارایی چندانی ندارد لذا شاید بهتر باشد در آزمونهای فرآیندی بعدی، شستشوی دوم در دمای بالا (80 تا 85 درجۀ سانتیگراد) انجام شود.

**1-ه. جمع­بندی آزمونهای فرآیندی**

به طور کلی سه دستاورد مهم در این مرحله از تحقیق عبارت اند از:

- کاهش چشمگیر آلودگی رسوبالت منیزیم به عناصر قلیایی که شاخص ارزیابی آن نسبت وزنی Na/Mg است؛ در این مرحله از تحقیقات، این نسبت از 4/2 به کمتر از 02/0 (در آزمو ن فرآیندی چهارم) رسید.

- کاهش قابل ملاحظۀ هدرروی لیتیم (انتقال به رسوبات منیزیم)؛ درصد انتقال لیتیم از حدود 40 درصد به کمتر از 1 درصد در آزمونهای فرآیندی سوم و چهارم.

- برطرف شدن معضل منیزیم در شورابۀ غلیظ شده؛ نسبت Mg/Li در شورابۀ غلیظ شده به حدود 03/0 رسید (آزمونهای فرآیندی اول، دوم و چهارم)

2- شاکلۀ فرآیند استحصال لیتیم و منیزیم

به منظور بررسی فنی – اقتصادی ابتدا باید شاکلۀ فرآیند استحصال لیتیم و منیزیم مشخص شود. بر اساس مطالب مندرج در بخش آزمونهای فرآیندی، می­توان شاکلۀ فرآیند استحصال منیزیم و لیتیم را به صورت شکل 2 در نظر گرفت.

ترسیب منیزیم

3CO2Na

**شورابه**

صافکنی

رسوب منیزیمی

صافکنی

دو مرحله رسوب­شویی به صورت جریان متقابل

**رسوبات شسته شده حاوی کربنات منیزیم**

8 مرحله تبخیر و تبلور

**نمکهای متبلور سدیم و پتاسیم**

محلول غلیظ شده؛ g/l 5≤ Li

آب

آب مقطر

بخار آب

شکل2: شاکلۀ کلّی فرآیند استحصال منیزیم و لیتیم

خنک­سازی

ترسیب لیتیم در دمای C° 80

صافکنی

**کربنات لیتیم**

برگشت به مراحل هشت­گانه تبخیر و تبلور

انحلال

در خصوص شکل 2 لازم به توضیح است که کربنات سدیم ابتدا در آب (برگشتی از رسوبشویی) حل می­شود و سپس در دمای محیط تدریجاً به شورابه افزوده می­گردد مقدار کربنات سدیم مورد استفاده، تقریباً 5/8 درصد وزن شورابه است و زمان لازم برای ترسیب منیزیم را با توجه به تجربیات حاصله می­توان 10 ساعت منظور کرد؛ 7 ساعت برای افزودنِ تدریجی محلول کربنات سدیم و یک فرصت 3 ساعتی برای کامل شدنِ واکنش ترسیب. رسوبات کربنات منیزیم حاوی مقدار زیادی نمک است که باید شسته شود. عملیات رسوبشویی باید در دو مرحلۀ متوالی انجام گیرد و به منظور کمینه­سازی مصرف آب، باید به صورت جریان متقابل باشد (شکل 3).

رسوب منیزیمی؛ از مرحلۀ ترسیب منیزیم در شکل 2

صافکنی

رسوبشویی اول در دمای محیط

**رسوبات شسته شده حاوی کربنات منیزیم**

آب

بخار آب؛ بدست آمده از تبخیر و تبلورهای متوالی در شکل 2

شکل3: نمای عملیات رسوب­شویی دو مرحله­ای به شیوۀ جریان متقابل به منظور پیشگیری از هدرروی لیتیم و حذف آلودگی سدیم از رسوبات

رسوب­شویی دوم در دمای بالا (°C80)

خنکسازی تا دمای محیط

رسوب کربنات منیزیمی یک مرحله شسته

صافکنی

آب؛انتقال به سمت انحلال کربنات سدیم در شکل 2.

آزمونهای فرآیندی نشان داد که رسوبشویی اول در دمای محیط، کارایی خوبی در پیشگیری از اتلاق لیتیم و همچنین کاهش آلودگی سدیم دارد از این­رو، رسوبشویی مرحله اول در فرآیند استحصال منیزیم و لیتیم (شکل3) باید در دمای محیط انجام گیرد. اما بر اساس نتایج آزمون چهارم رسوبشویی دوم در دمای محیط کارایی چندانی ندارد لذا رسوبشویی دوم باید در دمای بالا (در حدود °C80) انجام شود. با توجه به اهمیّت زیاد رسوبشویی، می­توان رسوبشویی­ها را در فرآیند شکل 3، 3 ساعت منظور کرد.

پس از ترسیب منیزیم و عملیات رسوب­شویی، باید تغلیظ انجام گیرد. هرچند غلظت لیتیم در شورابه کم است (حدوداً 40 میلی­گرم بر لیتر) و اجرای تبخیر و تبلور به منظور افزایش غلظت و استحصال لیتیم توجیه اقتصادی ندارد اما غلظت پتاسیم در شورابه بالاست و در حدود 5/2 گرم بر لیتر می­باشد و تغلیظ شورابه برای استخراج پتاسیم امری پذیرفته شده و موجّه است؛ تبخیر و تبلور شورابۀ منیزیم زدوده به مراتب سهل­تر از شورابۀ حاوی منیزیم است.

نکتۀ مهم فنّی دیگر که عملیات تبخیر و تبلور را توجیه­پذیر می­کند لزوم تأمین آب است؛ رسوبات منیزیمی حاوی مقدار قابل توجهی نمک هستند و برای شستنِ رسوبات منیزیمی نیاز به آب مقطر است. مضافاً اینکه تأمین آب از مناطق دوردست یقیناً بسیار هزینه بر است به ویژه اینکه اساساً کمبود آب یک معضل فراگیر در سراسر کشور است و عملاً آب چندانی در مناطق دوردست وجود ندارد. بنابراین استخرهای تبخیر رایج برای فرآوری شورابۀ دریاچۀ نمک قم مناسب نیست. عملیات تبخیر و تبلور نیازمند واکنشگاههایی است که دو قابلیّت مهم داشته باشند؛ اولاً با استفاده از انرژی خورشیدی داغ شوند و ثانیاً امکان تقطیر بخارات مهیّا باشد. طبیعتاً ساخت چنین واکنشگاههایی مستلزم طراحی­های ویژه­ای است.

برای ترسیب لیتیم از شورابه، غلظت لیتیم باید بیش از 5 گرم بر لیتر باشد. آزمونهای فرآیندی اول و چهارم نشان داد طی پنج مرحله تبخیر و تبلور غلظت لیتیم در شورابه به حدود 600 تا 900 گرم بر تن که معادل 7/0 تا 1/1 گرم بر لیتر است می­رسد. با این وصف، می­توان انتظار داشت که به منظور رساندنِ غلظت لیتیم به بالای 5 گرم بر لیتر نیاز به 8 مرحله تبخیر و تبلور باشد که این امر در شکل 2 مورد اشاره قرار گرفته است.

یک مشکل فنّی که در آزمونهای فرآیندی مشاهده شد، توزیع لیتیم در نمکهایی است که در حین تبخیر و تبلورهای متوالی از شورابه جدا می­شوند. طی هر مرحله تبخیر و تبلور در آزمونهای فرآیندی انجام شده، به طور متوسط حدود 6 درصد از لیتیم به دلیل احتباس شورابه در نمک متبلور شده از شورابه خارج می­شد. بنابراین در اَثنای 8 مرحله تبخیر و تبلور انتظار می­رود خروج لیتیم از شورابه به حدود 50 درصد بالغ شود (48% = 6% × 8).

به منظور کاهش خروج لیتیم از شورابه، باید اجزاء نمک جدا شده در هر مرحله، با شورابۀ مرحلۀ قبل شسته شوند. با این وصف، عملیات تبخیر و تبلورهای متوالی در فرآیند استحصال لیتیم از شورابۀ دریاچۀ نمک قم باید بصورت شکل 4 باشد؛ در شکل 4 مشاهده می­شود که نمک دوم طی عملیات نمک­شویی1 با شورابۀ1 (ورودی تبخیر و تبلور2) شسته می­شود و همچنین نمک سوم طی عملیات نمک­شویی2 با شورابۀ2 (ورودی تبخیر و تبلور3) شسته می­شود. این روند تا نمک­شویی4 که به نمک شسته شدۀ پنجم می­انجامد در شکل 4 آورده شده است که البته باید تا مرحلۀ هشتم ادامه یابند تا غلظت لیتیم (در شورابۀ8) به بالای 5 گرم بر لیتر برسد. میتوان انتظار داشت که با افزودنِ نمک­شویی­ها به عملیات تبخیر و تبلور، خروج لیتیم تقریباً به نصف کاهش یابد و بازیابی لیتیم به حدود 70 تا 75 درصد برسد.

پس از رسیدنِ غلظت لیتیم به بالای 5 گرم بر لیتر، عملیات ترسیب لیتیم با افزودنِ کربنات سدیم در دمای بالا (حدود 80 درجۀ سانتیگراد) انجام می­شود. باید توجه داشت که مقدار کربنات سدیم اضافه شده نبابد از مقدار قیاس­سنجی مورد نیاز برای ترسیب لیتیم فراتر رود؛ بدین ترتیب pH محلول باقیماندۀ تهی شده از لیتیم تغییر چندانی نخواهد داشت و می­توان آن را به مرحلۀ تبخیر و تبلور بازگرداند (شکل2). برای بازگردادنِ محلول تهی شده به مرحلۀ تبخیر و تبلور باید به غلظت لیتیم در محلول تهی شده توجه شود؛ طبیعتاً محلول تهی­شده باید به شورابه­ای (از بین شورابه­های 2 تا 8 نشان داده شده در شکل 4) اضافه گردد که غلظت لیتیم در آن با غلظت لیتیم در محلول تهی­شده کمترین اختلاف را دارد.

تبخیر و تبلور 1

شورابۀ منیزیم زدوده؛

محلول باقیمانده از ترسیب منیزیم درشکل 2

صافکنی1

نمک اول

زهکشی

نمک­شویی1

ادامۀ همین روند تا صافکنی 8

شورابۀ 1

شکل4: نمای کلّی عملیات تبخیر و تبلور شورابۀ منیزیم­زدوده تهیۀ محلول غلیظ شدۀ لیتیم

تبخیر و تبلور 2

تبخیر و تبلور 3

بخار آب

شورابۀ 1

نمک شسته دوم

صافکنی2

نمک دوم

نمک­شویی2

شورابۀ 2

زهکشی

نمک شسته سوم

صافکنی3

نمک­شویی3

شورابۀ 3

زهکشی

بخار آب

نمک سوم

نمک شسته چهارم

شورابۀ 2

شورابۀ 2

تبخیر و تبلور 5

تبخیر و تبلور 4

صافکنی4

نمک­شویی4

شورابۀ 4

زهکشی

نمک چهارم

نمک شسته پنجم

شورابۀ 4

صافکنی5

شورابۀ 5

نمک پنچم

بخار آب

بخار آب

شورابۀ 3

محلول غلیظ شده (g/l 5≤ Li)؛

به سمت ترسیب لیتیم در شکل 2

3- طراحی مهندسی پایه مقدماتی

غلظت منیزیم و پتاسیم در شورابۀ دریاچۀ نمک قم به ترتیب 22 و 5/2 گرم بر لیتر است و غلظت لیتیم و بُر در آن به ترتیب 35 و 70 میلیگرم بر لیتر می­باشد. طبیعتاً استحصال منیزیم از دیدگاه اقتصادی بیشترین اهمیّت را دارد و پتاسیم، لیتیم و بُر در رتبه­های بعدی هستند.

بر همین اساس فرآیند پیشنهادی برای فرآوری شورابۀ دریاچۀ نمک قم که در فصل 2 تشریح گردید اساساً بر پایۀ استحصال کربنات منیزیم است و جداسازی نمکهای پتاسیم و استحصال لیتیم مُتفَرّع بر منیزیم هستند. به منظور ارزیابی اقتصادی، ابتدا باید هزینه­ها و درآمدهای یک واحد تولید کربنات منیزیم با ظرفیّت 50 هزارتن در سال مورد بررسی قرار می­گیرد و این امر مستلزم یک طراحی مهندسی پایه مقدماتی است.

**3-الف. مهندسی پایۀ مقدماتی بخش ترسیب منیزیم**

برای تولید سالانۀ 50 هزارتن کربنات منیزیم بر اساس غلظت منیزیم 22 گرم بر لیتر باید سالانه 3m655130 شورابه فرآوری گردد و با احتساب 300 روز کاری در سال، ظرفیّت روزانۀ واحد صنعتی به حدود /d3m2185 بالغ می­شود. همانگونه که در فصل 1 گزارش حاضر ذکر گردید، ترسیب منیزیم باید تدریجی باشد و حدود 10 ساعت زمان نیاز دارد. همچنین در حین ترسیب، باید کربنات سدیم به صورت محلول به شورابه افزوده گردد. از آنجایی که انحلالپذیری کربنات سدیم در دمای 25 درجۀ سانتیگراد تقریباً 30 گرم در 100 گرم آب است با توجه به اینکه مقدار کربنات سدیم مورد نیاز 8 درصد وزنی شورابه است می­توان حداقل درصد آب رقیقسازی را محاسبه کرد:

$$8\%×\left(\frac{100}{30}\right)=26.7\%$$

در آزمونهای فرآیندی درصد آب رقیقسازی بین 45 تا 60 درصد وزنی شورابه بود؛ کم بودنِ مقدار آب رقیقسازی، میزان آلودگی رسوبات منیزیم به نمک را افزایش می­دهد. در طراحی مهندسی پایه، درصد آب رقیقسازی 45 درصد منظور میگردد. با این وصف ظرفیّت تجهیزات بخش ترسیب منیزیم باید بتواند روزانه /d3m 3168 (= 45/1×2185) شورابۀ رقیق شده را دریافت کند و زمان ماند کافی را برای اتمام واکنش فراهم نماید. با توجه به زمان ماند 10 ساعته حجم مخازن ترسیب برابر می­شود با:

$$3168 m^{3} ×\left(\frac{10}{24}\right)=1320 m^{3}$$

با توجه به تدریجی بودنِ واکنش ترسیب، باید مخازن ترسیب را به صورت چندین مخزن اختلاط متوالی در نظر گرفت؛ مثلاً 70 مخزن با قطر m 3 و ارتفاع m 3 که به صورت متوالی قرار گرفته­اند و خروجی هر مخزن اختلاط به مخزن اختلاط بعدی منتقل می­شود. می­توان در هنگام ورود مواد به هر مخزن، مقداری محلول کربنات سدیم به آن افزود؛ مثلاً 2درصد از محلول کربنات سدیم همراه با شورابه به مخزن اختلاط اول افزوده شود و 2% دیگر از محلول در مخزن اختلاط دوم افزوده شود و . . . بدین ترتیب در مخزن اختلاط پنجاهم تمامی محلول کربنات سدیم به شورابه افزوده می­شود. 20 مخزن اختلاط آخر فقط برای تأمین زمان ماند مورد نیاز جهت اتمام واکنش ترسیب است. به منظور جلوگیری از گرم شدنِ شورابه (که موجب افزایش هدرروی لیتیم می­شود) باید مخازن ترسیب در فضای مسقّف باشند. با این وصف، نیاز به یک یا چند سوله است. عرض سوله باید 5 متر و ارتفاع آن باید حداقل 7 متر باشد؛ مجموع طول سوله ها نیز باید 300 متر باشد. در نهایت پس از اتمام ترسیب منیزیم، گِلابی غلیظ ایجاد می­شود که باید برای جداسازی رسوبات از شورابه، تحت عملیات صافکنی قرار گیرد.

درصد وزنی جامد در گِلاب خروجی از واحد ترسیب حدود 7 درصد است که چندان زیاد نیست اما به دلیل ریزدانگی رسوبات و همچین گرانروی زیادِ شورابه، عملاً رفتاری مشابه سوسپانسیونهای غلیظ دارد. برای صافکنی نیاز به صافیهای تراکمی (فیلتر پرس یا فیلتر پرس ترکمی) است؛ با این نوع صافی، عملیات صافکنی با فشاری در محدودۀ 6 تا 10 بار انجام می­شود.ظرفیّت واحد صافکنی رسوبات منیزیمی با فرض 16 ساعت کار روزانه باید 198 مترمکعب گِلاب در ساعت باشد.

$$3168 m^{3} ×\left(\frac{1}{16h}\right)=198 \frac{m^{3}}{h}$$

دو مرحله رسوبشویی نیز مورد نیاز است؛ زمان ماند در هر مرحله رسوبشویی در حدود 3 ساعت است. میتوان زمان ماند هر دو مرحله را مجموعاً 6 ساعت لحاظ کرد. البته باید توجه داشت که حجم آب مورد استفاده در رسوبشویی تقریباً نصف حجم شورابه است. بنابراین مجموع حجم مخازن رسوبشویی­ها برابر می­شود با 396 متر مکعب:

$$0.5×3168 m^{3} ×\left(\frac{6}{24}\right)=396 m^{3}$$

یعنی تقریباً 20 مخزن اختلاط با قطر 3 متر و ارتفاع 3 متر. واحد رسوبشویی نیازمند یک سوله با طول 100 متر، عرض 5 متر و ارتفاع 7 متر است مضافاً اینکه دو دستگاه صافی تحت فشار ( مشخصات آنچه که پیش­تر ذکر شد مورد نیاز است.

تمامی مخازن اختلاط باید دارای همزن با قطر m 1 باشند. با توجه به موارد مشابه، توان مورد نیاز برای الکتروموتور اختلاط (با احتساب کارایی 60% الکتروموتور)حدواً kW 55 برآورد می­شود.

**3-ب. مهندسی پایۀ مقدماتی بخش تبخیر و تبلور**

پس از ترسیب و عملیات صافکنیِ شورابه، حجم شورابۀ منیزیم­زدوده تقریباً 7 درصد کمتر از شورابۀ رقیق شده است. بنابراین روزانه 3m 2946 محلول وارد به بخش تبخیر و تبلور می­شود؛ یعنی 123 متر مکعب در ساعت.

$$0.93×3168 \frac{m^{3}}{d}=2946 \frac{m^{3}}{d}=123\frac{m^{3}}{h}$$

طبق نتایج حاصل از آزمونهای فرآیندی، شورابۀ منیزیم زدوده قابلیّت تبخیر زیادی دارد و می­توان مقدار زیادی از آب (معادل 55% حجم شورابۀ منیزیم­زدوده) را طی تبخیر و تبلور مرحلۀ اول از شورابه جدا کرد؛ با اینکار، دبی گِلاب حاصله (شورابۀ1 + نمک اول) 5/61 متر مکعب بر ساعت می­رسد. ترکیب شیمیایی نمک اول اساساً NaCl است و مطابق شکل 4 بدون نمک­شویی از مدار خارج می­گردد. با توجه به آزمونهای متعدد تبخیر و تبلور که در طرح حاضر انجام شده است درصد حجمی جامد در گلاب حاصل از تبخیر و تبلور اول تقریباً 10% است؛ لذا انتظار می­رود دبی شورابۀ 1 در حدود 815/49 متر مکعب بر ساعت باشد.

$$123 \frac{m^{3}}{h}×\left(1-0.55\right)×0.9=49.815 \frac{m^{3}}{h}$$

در تبخیر و تبلور دوم میزان آب تبخیری باید تقریباً 50% حجم شورابۀ1 باشد لذا دبی گِلاب حاصله (شورابۀ2+نمک دوم) 91/24متر مکعب در ساعت برآورد می­شود؛ 91/24= (5/0-1)×815/49. درصد حجمی جامد در این مرحله نیز 10% فرض می­شود لذا دبی حجمی شورابۀ2 معادل 417/22 متر مکعب بر ساعت برآورد می­شود.

$$49.815 \frac{m^{3}}{h}×\left(1-0.45\right)×0.9=22.417 \frac{m^{3}}{h}$$

با در نظر گرفتن نسبت کاهش حجم 45 درصد در تبخیرو تبلورهای مرحلۀ 3 و 4 حجم شورابه­های 3 و 4 به صورت زیر قابل تخمین است:

$22.417 \frac{m^{3}}{h}×\left(1-0.45\right)×0.9=11.096 \frac{m^{3}}{h}$ شورابۀ3

$11.096 \frac{m^{3}}{h}×\left(1-0.45\right)×0.9=5.493 \frac{m^{3}}{h}$ شورابۀ4

برای تبخیر و تبلورهای مرحلۀ 5 و 6 نسبت کاهش حجم را می­توان 40 درصد لحاظ کرد:

$5.493 \frac{m^{3}}{h}×\left(1-0.4\right)×0.9=2.966 \frac{m^{3}}{h}$ شورابۀ5

$2.966 \frac{m^{3}}{h}×\left(1-0.4\right)×0.9=1.602 \frac{m^{3}}{h}$ شورابۀ6

و نهایتاً برای مراحل 7 و 8 نسبت کاهش حجم 35 درصد منظور میگردد:

$1.602 \frac{m^{3}}{h}×\left(1-0.35\right)×0.9=0.937 \frac{m^{3}}{h}$ شورابۀ7

$0.937 \frac{m^{3}}{h}×\left(1-0.35\right)×0.9=0.5481 \frac{m^{3}}{h}$ شورابۀ8

مقدار آبی که در مراحل هشتگانۀ تبخیر و تبلور باید بخار شود حدوداً 9/111 متر مکعب در ساعت است که معادل /d3m 2686 است؛ در جدول 5 مقدار آبی که در هر مرحله باید بخار شود آورده شده است.

|  |
| --- |
| جدول 5: مقدار آبی که باید در هر مرحلۀ تبخیر و تبلور بخار گردد |
| مراحل تبخیرو تبلور: | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 |
| آب تبخیری (/h3m): | 65/67 | 91/24 | 09/10 | 99/4 | 197/2 | 186/1 | 561/0 | 328/0 |
| درصد آب تبخیری: | 45/60 | 26/22 | 02/9 | 46/4 | 96/1 | 06/1 | 5/0 | 29/0 |

آنتالپی تبخیر آب kj/mol 44 است لذا برای تبخیر /d3m 2686 آب، مقدار زیادی انرژی بالغ بر kWh/d6565500 مورد نیاز است. بنابراین مهمترین مبحث در مرحلۀ تبخیر و تبلور، تأمین انرژی است و در فصل 2 نوشتار حاضر تصریح شد که باید از انرژی خورشیدی استفاده شود؛ بگونه­ای که بتوان بخارات حاصله را تبدیل به آب مقطر کرد. متوسط سالانۀ توان دریافتی از انرژی خورشیدی در مناطق بیابانی ایران اساساً بیش از 2W/m 220 است که معادل است با دریافت انرژی روزانۀ kWh28/5. بهره­وری انرژی خورشیدی در تـأمین حرارت اساساً بالای 50% است (تقریباً سه برابر پنلهای خورشیدی)، لذا عملاً انرژی مؤثر دریافتی در هر متر مر بع روزانه kWh 64/2 می­باشد. با تقسیم انرژی مورد نیاز روزانه بر انرژی روزانۀ مؤثر دریافتی میتوان سطح مورد نیاز را محاسبه کرد.

$$\frac{6,565,500\frac{kWh}{d}}{2.64\frac{kWh}{m^{2}}}≅2,500,000 m^{2}$$

یعنی سطحی با ابعاد 1000متر در 2500 متر برای دریافت انرژی خورشیدی مورد نیاز است.

سازوکار تبخیر و تبلور بدینگونه است که ابتدا اتیلن گلیکل در داخل لوله­هایی به محوطۀ تأمین انرژی (با مساحت 5/2 میلیون متر مربع) انتقال داده می­شود تا دمای آن تا 150 درجۀ سانتیگراد افزایش یابد. اتیلن گلیکول داغ به واحد تبخیر و تبلور منتقل می­شود و پس از تبادل حرارت با شورابه، دمای آن به حدود 100 درجه سانتیگراد می­رسد و سپس مجدداً به محوطۀ تأمین انرژی منتقل می­شود تا دمای آن به 150 درجۀ سانتیگراد برسد. شاکلۀ محوطۀ تأمین انرژی می­تواند به صورت شکل 5 باشد.

|  |
| --- |
| 1000m |

2500m

. . . . . . .

 . . .

. . .

. . . . . .

. . . . . . .

 . . .

. . .

. . . . . .

خروج روغن 150 درجه

ورود روغن 100 درجه

5000 هزار شاخه لوله فولادی

شکل 5: نمای کلّی محوطۀ تأمین انرژی

سرعت اتیلن گلیکول در لوله­های فولادی تقریباً m/h 330 است و در مدت 1 ساعت اتیلن گلیکول از دمای 100 درجه به 150 درجۀ سانتیگراد رسیده و از محوطه خارج و به واحد تبخیر و تبلور منتقل میگردد.

بعد ازاینکه طی تبخیر و تبلورهای متوالی غلظت لیتیم در شورابه به بالای 5 گرم بر لیتر رسید باید ترسیب لیتیم صورت گیرد. از آنجایی که حجم شورابۀ ورودی به مرحلۀ ترسیب لیتیم در قیاس با حجم شورابۀ اولیه بسیار کم است (کمتر از 1 درصد)، در این مقطع تاثیر چندانی در ارزیابی اقتصادی ندارد لذا در ارزیابی اقتصادی مقدماتی از آن صرف نظر می­گردد.

4- بررسی فنی و اقتصادی

**4-الف. گزینۀ اصلی**

مطابق با طراحی مقدماتی مذکور، فهرست اقلام اساسی مورد نیاز برای یک واحد تولید کربنات منیزیم با ظرفیّت سالانۀ 50 هزارتن به شرح زیر است.

فضای مسقف (2m): 2000

فضای باز مسطّح (2m): 2.500.000

مخزن اختلاط 20 هزارلیتری از جنس پلی اتیلن: 100 عدد (هر مخزن 60 میلیون تومان)

شفت و همزن: 100دستگاه (هر شفت و همزن 90 میلیون تومان)

الکترموتور با توان kW55 : 100 دستگاه (برای مخازن اختلاط) 70 تا 80 میلیون تومان

صافی تراکمی با ظرفیّت /h3m 200: 3 دستگاه (هر صافی 32 میلیارد تومان، چینی 15 میلیارد)

اتیلن گلیکول (تن): 40.000 (به قمیت 600 دلار بر تن)

لولۀ فولادی با قطر خارجی 3 اینچ و ضخامت mm 2: 10.000.000 متر (به قیمت هر متر 125 هزار تومان)

پمپ برای انتقال اتیل گلیکول با توان kW 5/0 : 100 دستگاه (هر کدام 8 میلیون تومان)

واکنشگاههای تبخیر و تبلور: ؟؟

لوله شیشه ای با قطر خارجی100 و جداره 10 میلیمتری: 5.000.000 متر (هر متر 2 میلیون تومان؛ از بهار تجهیز)

هزینۀ مادۀ اولیه عمدتاً مربوط به کربنات سدیم است؛ برای تولید 50 هزار تن کربنات منیزیم، حدوداً 78 هزارتن کربنات سدیم لازم است؛ قیمت کربنات سدیم حدوداً 240 دلار بر تن است. تعداد نفرات لازم برای راه اندازی واحد تولیدی مذکور 2 نفر میباشد.

تولیدات

کربنات منیزیم: 50 هزارتن (به قیمت تقریبی 1000 دلار بر تن)

آب مقطر: 450 هزار متر مکعب (به قیمت 3 دلار بر تن)

کربنات لیتیم: 52 تن (به قیمت 40.000 دلار بر تن)

 با توجه به اطلاعات فوق، جداول درآمدها، هزینه­های جاری و سرمایه­ای و درآمدها به شرح زیر است.

|  |
| --- |
| جدول6: فهرست درآمدها |
| کل (میلیون ریال) | واحد | مقدار | فی (میلیون ریال) |  |
| 25.000.000 | تن | 50.000 | 500 | کربنات منیزیم |
| 13.500.000 | متر مکعب | 450.000 | 5/1 | آب مقطر |
| 1.040.000 | تن | 52 | 20.000 | کربنات لیتیم |
| **39.540.000** |  |  |  |  |

|  |
| --- |
| جدول 7: فهرست هزینه­های جاری |
| کل (میلیون ریال) | واحد | مقدار | فی (میلیون ریال) | هزینه های جاری |
| 9.360.000 | تن | 78.000 | 120 | کربنات سدیم |
| 36.000 | نفر | 20 | 1800 | نیروی انسانی |
| **9.396.000** |  |  |  |  |

|  |
| --- |
| جدول 8: فهرست هزینه های سرمایه­ای |
| کل (میلیون ریال) | واحد | مقدار | فی (میلیون ریال) | هزینه های سرمایه گذاری | ردیف |
| 40.000 | متر مربع | 2.000 | 20 | فضای مسقف | 1 |
| 150.000 | دستگاه | 100 | 1500 | مخزن اختلاط 20 هزار لیتری | 2 |
| 70.000 | دستگاه | 100 | 700 | الکتروموتور برای مخازن اختلاط | 3 |
| 600.000 | دستگاه | 3 | 200.000 | صافی ترکمی برای رسوبات منیزیمی | 4 |
| 200.000 | دستگاه | 8 | 2500 | صافی نواری برای نمکها | 5 |
| 12.000.000 | تن | 40.000 | 300 | اتیلن گلیکول | 6 |
| 12.500.000 | متر | 10.000.000 | 25/1 | لوله فولادی 3 اینچ با ضخامت 2 میلیمتر | 7 |
| 8.000 | دستگاه | 100 | 80 | پمپ برای انتقال اتیلن گلیکول | 8 |
| 100.000.000 | متر | 5.000.000 | 20 | لوله شیشه ای (با قطر 100 و ضخامت 10 میلیمتر) | 9 |
| ؟ |  |  |  | واکنشگاههای تبخیر و تبلور | 10 |
| **125.568000** |  |  |  |  |
| **138.124.800** | اعمال ضریب 1/1 جهت احتساب هزینۀ نصب تجهیزات |

سود سالانه (میلیون ریال): 30.144.000 = 9.396.000 – 39.540.000

نسبت بازگشت سرمایه (بدون احتساب هزینۀ واکنشگاه تبخیر و تبلور):

 58/4= 30.144.000 ÷ 138.124.800

حتی بدون لحاظ کردن هزینۀ واکنشگاههای تبخیر و تبلور نسبت بازگشت سرمایه نسبتاً بالاست. مضافاً اینکه در محاسبات فوق هنوز هزینۀ تأمین زیرساختها (راه، برق و گاز) لحاظ نشده است.

به نظر مجریان طرح حاضر، علت اصلی عدم جذابیّت گزینۀ اصلی، غلظت بسیار زیاد یون سولفات است که به حدود 35 تا 40 گرم بر لیتر بالغ می­شود. این مسأله موجب می­شود که نتوان با روشهای کم­هزینۀ رایج (استخرهای تبخیر) غلظت منیزیم، پتاسیم و لیتیم را بالا برد و به ناچار باید برای جداسازی منیزیم از روش ترسیب استفاده کرد و این امر رسوبشویی و طبیعتاً لزوم تأمین آب و متعاقباً بکار گیری لوله­های تأمین انرژی حرارتی از تابش خورشید را اجتناب ناپذیر می­کند. همانگونه که در جدول 8 مشاهده می­شود، تقریباً 99 درصد هزینه­های سرمایه­ای (ردیفهای 6 تا 10) مربوط به سامانۀ تبخیر و تبلور و تأمین آب مقطر است.

**4-ب. گزینۀ دوم**

مهمترین علّت عدم جذّابیّت اقتصادی گزینۀ اصلی، هزینه­های سرمایه­ای بسیار زیاد بود که اساساً به سامانۀ تبخیر و تبلور و تأمین آب مقطر مربوط می­شد. به منظور بررسی همۀ جوانب اقتصادی، لازم است گزینۀهای دیگر هم مورد بررسی قرار گیر. با مراجعه به جداول 6 و 8 مشاهده می­شود 34 درصد از درآمد مربوط به آب مقطر است و کمتر از 3 درصد درآمد متعلق به کربنات لیتیم می­باشد؛ حال آنکه هزینۀ سرمایه­ای مربوط به سامانۀ تبخیر و تبلور و تولید آب مقطر در قیاس با درآمد حاصله بسیار زیاد است.

همانگنه که درگفتار 3-الف ذکر گردید، آب مقطر مور نیاز برای رقیقسازی /d3m 983 (983 = 2185 - 3168) است حال آنکه مقدار آبی که باید روزانه تبخیر گردد طابق با گفتار 3-ب، /d3m 2686 است. بنابراین اگر از تولید لیتیم و آب مقطر صرفه نظر شود، هزینۀ سرمایه­ای ردیفهای 6 تا 10 جدول 8 کاهش قابل ملاحظۀ 63 درصدی خواهد داشت. با این وصف در گزینۀ دوم شاخصهای اقتصادی بدین شرح است:

- درآمد: 25.000.000 میلیون ريال

- هزینۀ جاری: 9.396.000 میلیون ريال

- هزینۀ سرمایه­ای: 47.128.000 میلیون ريال

سود سالانه (میلیون ریال): 15.604.000 = 9.396.000 – 25.000.000

نسبت بازگشت سرمایه: 32/3 = 15.604.000 ÷ (1/1 × 47.128.000)

مشاهده می­شود باصرفه نظر کردن از لیتیم، نرخ بازگشت سرمایه به حدود 3 می­رسد که قابل قبول است. بنابراین میتوان اظهار داشت مطابق با نتایج آزمایشگاهی، استحصال منیزیم از شورابه­های دریاچۀ نمک قم علی­رغم غلظت بالای سولفات از دیدگاه فنی و اقتصادی موجّه است اما استحصال لیتیم به علت غلظت کم، مقرون به صرفه نیست.