**به نام خدا**

**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 رسوبات 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 منیزیم­زدوده است؛ در این فرآیند به منظور کاهش اتلاف لیتیم و همچنین افزایش خلوص رسوبات، می­توان از راهکار شست­وشوی 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 سفت­شدگی محلول/شورابه در حین ترسیب منیزیم، مشکل دوم انتقال 30 درصد لیتیم به رسوبات که در دمای بالا به 50 درصد نیز می­رسید و به معنای اتلاف لیتیم می­باشد و مشکل سوم، آلودگی بسیار زیاد رسوبات به سدیم است. در فرآیند شکل1 سعی بر آن است که با شست­و­شوی رسوبات اولاً هدرروی لیتیم کاهش یابد، ثانیاً آلودگی رسوبات برطرف شود و ثالثاً با انتقال آب شست­و­شو به واحد ترسیب منیزیم، غلظت محیط واکنش کاهش یابد و مشکل سفت شدگی رفع شود.

ترسیب منیزیم

3CO2Na

شورابه

صافکنی1

رسوب

صافکنی2

شست­و­شوی

**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 سفت­شدگی محیط واکنش و شست­و­شوی یک مرحله­ای رسوبات منیزیم

- آزمون فرآیندی دوم: رقیق­سازی شورابه با آب (پیشگیری از سفت­شدگی) و ترسیب منیزیم در دمای محیط و شست­و­شوی یک مرحله­ای رسوبات منیزیم

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

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

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

قبل از شروع ترسیب به منظور کمینه­سازی 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 گردید. 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 شست­و­شوی رسوبات، از 350 گرم آب یونزُدوده (معادل 5/17 درصد وزنی شورابه) استفاده شد؛ عملیات شست­و­شو 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)، مقداری 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 فرآیند، تمامی اجزاء (نمکهای متبلور شده و شورابۀ غلیظ باقیمانده) به آزمایشگاه ICP ارسال شد که نتیجۀ آن به شرح جدول 1 است.

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 ممکن است بر توجیه اقتصادی کل طرح اثر مثبت داشته باشد.

|  |
| --- |
| 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 | 8/%11 | 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 شست­وشوی 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 شست­وشو به 98/1 رسید که خیلی بالاست؛ درواقع، رسوبات منیزیم حتی پس از یک مرحله شست­و­شو، 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. 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. در آزمونهای پیشین، کربنات سدیم دفعتاً و یکجا به شورابه افزوده می­شد اما در آزمون فرآیندی دوم افزودنِ کربنات سدیم تدریجی است؛ هر 15 دقیقه 02/1 تا 05/1 گرم کربنات سدیم به شورابه افزوده می­شد و 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 | 9/%15 | 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 شست­وشوی 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 شست­وشو 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 مجدداً 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 شست­وشو به 64/0 درصد رسیده است و همچنین نسبت وزنی Na/Mg در رسوبات منیزیم 59/0 بوده است که پس از شست­وشو 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 | 2/%20 | 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 | 4/%18 | 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 شست­وشوی دو مرحله­ای رسوبات منیزیم**

آزمون فرآیندی چهارم در راستای بهبود آزمون فرآیندی 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 | % 8/24 | 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 | 3/21 % | 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، شست­وشوی 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 شکل2 در نظر گرفت.

ترسیب منیزیم

3CO2Na

**شورابه**

صافکنی

رسوب منیزیمی

صافکنی

دو مرحله رسوب­شویی به صورت جریان متقابل

**رسوبات شسته شده حاوی کربنات منیزیم**

استخرهای تبخیر

نمکهای سدیم

محلول غلیظ شده؛

mg/l 300~ Li

آب

**استحصال اسید بوریک**

شکل2: شاکلۀ کلّی فرآیند استحصال منیزیم و لیتیم

سولفات­زدایی

ترسیب لیتیم در دمای C° 80

صافکنی

**کربنات لیتیم**

تنظیم pH و برگشت به مراحل پنج­گانه تبخیر و تبلور

انحلال

جداسازی بُر با جاذبهای تبادل یونی

5 مرحله تبخیر و تبلور در واکنشگاه بلورگیری

**نمکهای سدیم و پتاسیم**

دور ریز گچی

2CaCl

شورابه باردار mg/l5000 < Li

شورابه

آب مقطر

در خصوص شکل2 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 (شکل3).

رسوب منیزیمی؛ از مرحلۀ ترسیب منیزیم در شکل2

صافکنی

رسوبشویی اول در دمای محیط

**رسوبات شسته شده حاوی کربنات منیزیم**

آب

آب مقطر

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 شکل2.

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 شکل3، 3 ساعت منظور کرد.

پس از ترسیب منیزیم و عملیات رسوبشویی، باید در استخرهای تبخیر خورشیدی عملیات تغلیظ انجام گیرد. هرچند غلظت لیتیم در شورابه کم است (حدوداً 40 میلی­گرم بر لیتر) 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؛ مضافاً اینکه سرعت تبخیر شورابۀ منیزیم­زدوده به مراتب بیشتر است و لذا مساحت استخرهای تبخیر، کوچکتر از مقدار متعارف می­شود و این امر هزینۀ سرمایه­گذای را کاهش می­دهد.

آزمونهای فرآیندی نشان داد که با تبخیر و کاهش حجم شورابه به 7 درصد مقدار اولیه، حدوداً 95 درصد Na و 90 درصد یون سولفات از شورابه خارج میگردند حال­آنکه تقریباً 3/2 عناصر لیتیم، پتاسیم و بُر در شورابه باقی میمانند. برای ترسیب لیتیم از شورابه، غلظت لیتیم باید بیش از 5 گرم بر لیتر باشد. با توجه به آزمونهای فرآیندی اول و چهارم به نظر میرسد با 5 مرحله تبخیر تبلور بر روی شورابۀ غلیظ شده (با غلظت لیتیم حدود mg/l 300 ) در واکنشگاه بلورگیری بتوان به شورابۀ باردار (با غلظت لیتیم بالای g/l 5) رسید 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. به منظور کمینه­سازی خروج لیتیم، شورابۀ خروجی از استخرهای تبخیر ابتدا باید سولفات­زدایی گردد و سپس باید در یک واکنشگاه بلورگیری، عملیات تبخیر و تبلور در دمای بالا (نزدیک به نقطۀ جوش) انجام گیرد که این امر در شکل2 نشان داده شده است.

از آنجایی که حجم شورابۀ خروجی از استخرهای تبخیر خورشیدی تقریباً 7 درصد شورابۀ اولیه می­باشد و حاوی مقدار قابل توجهی پتاسیم است، استفاده از واکنشگاه بلورگیر موجّه به نظر می­رسد. ضمن اینکه ممکن است برای کمینِگی احتباس لیتیم در نمکهای متبلور شده در واکنشگاه­های بلورگیری، نیاز به نمک­شویی باشد؛ یعنی نمک جدا شده در هر مرحله، با شورابۀ مرحلۀ قبل شسته شود. با این وصف، عملیات تبخیر و تبلورهای متوالی در فرآیند استحصال لیتیم از شورابۀ دریاچۀ نمک قم را می­توان بصورت شکل4 در نظر گرفت.

در شکل4 مشاهده می­شود که نمک اول طی عملیات نمک­شویی1 با شورابۀ غلیظ شده (خروجی استخرهای تبخیر خورشیدی) شسته می­شود و همچنین نمک دوم طی عملیات نمک­شویی2 با شورابۀ1 (ورودی واکنشگاه بلورگیری2) شسته می­شود. این روند تا نمک­شویی5 که به نمک شسته شدۀ پنجم می­انجامد ادامه می­یابد تا غلظت لیتیم در شورابه به بالای 5 گرم بر لیتر برسد (شورابۀ باردار). ترسیب لیتیم از شورابۀ باردار با افزودنِ کربنات سدیم در دمای بالا (حدود 80 درجۀ سانتیگراد) انجام می­شود. پس از ترسیب، pH محلول باقیمانده باید با اسید کلریدریک خنثی­سازی شود و به مراحل پنجگانۀ بلورگیری (شکل2) بازگردانده شود. در بازگردادنِ محلول تهی شده به واحد بلورگیری، باید به غلظت لیتیم در محلول تهی شده توجه شود؛ طبیعتاً محلول تهی­شده باید به شورابه­ای (از بین شورابه­های 1 تا 5 نشان داده شده در شکل 4) اضافه گردد که غلظت لیتیم در آن با غلظت لیتیم در محلول تهی­شده کمترین اختلاف را دارد.

واکنشگاه بلورگیری1

شورابۀ غلیظ شده؛

خروجی استخرهای تبخیر درشکل 2

صافکنی1

نمک اول

زهکشی

نمک­شویی2

شورابۀ 1

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

واکنشگاه بلورگیری2

واکنشگاه بلورگیری3

بخار آب

شورابۀ 1

نمک شسته دوم

صافکنی2

نمک دوم

نمک­شویی3

شورابۀ 2

زهکشی

نمک شسته سوم

صافکنی3

نمک­شویی4

شورابۀ 3

زهکشی

نمک سوم

نمک شسته چهارم

شورابۀ 2

شورابۀ 2

واکنشگاه بلورگیری 5

واکنشگاه بلورگیری4

صافکنی4

نمک­شویی5

شورابۀ 4

زهکشی

نمک چهارم

نمک شسته پنجم

شورابۀ 4

صافکنی5

نمک پنچم

شورابۀ 3

شورابۀ باردار (g/l 5≤ Li)؛ به سمت ترسیب لیتیم در شکل 2

نمک­شویی2

زهکشی

نمک شسته اول

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 فصل2 تشریح گردید اساساً بر پایۀ استحصال کربنات منیزیم است و جداسازی نمکهای پتاسیم و استحصال لیتیم مُتفَرّع بر منیزیم هستند. لذا به منظور ارزیابی اقتصادی، ابتدا 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 /d3m 2185 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، کربنات سدیم باید 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 کربنات سدیم 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. بنابراین 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 نواری تحت فشار (Belt press filter) است؛ با این نوع صافی، رطوبت (همچنین ناخالصی های نمکی) در رسوبات منیزیم به کمترین مقدار ممکن می­رسد. 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 چندین دستگاه صافی نواری تحت فشار مورد نیاز است. تمامی مخازن اختلاط باید دارای همزن با قطر m 1 باشند. با توجه به موارد مشابه، توان مورد نیاز برای الکتروموتور مخازن اختلاط (با احتساب کارایی 60% الکتروموتور) حدوداً kW 55 برآورد می­شود. ملزومات واحد ترسیب منیزیم:

- فضای مسقف: مجموعاً 2000متر مربع سوله به عرض 5 متر و ارتفاع 7 متر

- مخازن اختلاط: مجموعاً 120 دستگاه مخزن 20 هزار لیتری با همزنهایی با قطر 1 متر و الکتروموتورهای kW55

- دستگاه صافی نواری فشاری: مجموعاً 60 دستگاه برای آبگیری از رسوبات منیزیم (ظرفیّت kg/h 500)

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

مطابق با بررسیهای صورت گرفته متوسط نرخ تبخیر در ایستگاه هواشناسی قم 2/962 میلیمتر در سال می­باشد[[1]](#footnote-1) و همچنین انحلالپذیری NaCl در آب g/l 360 است. می­توان بر همین اساس مساحت استخرهای تبخیر خورشیدی را تخمین زد. با توجه به مطالب عنوان شده در ابتدای گفتار 3-الف، حجم سالیانۀ شورابۀ منیزیم­زدوده برابر است با:

$$655,130\frac{m^{3}}{y}\*1.45≅950,000 \frac{m^{3}}{y}$$

در هر لیتر شورابۀ منیزیم­زدوده تقریباً ml 840 آب وجود دارد و تقریباً تمامی آب موجود در شورابۀ منیزیم­زدوده باید تبخیر گردد. لذا حجم آب تبخیری برابر است با:

$$950,000\frac{m^{3}}{y}\*\left(\frac{840 ml}{1000 ml}\right)=798,000 \frac{m^{3}}{y}$$

با توجه به نرخ تبخیر سالانه 9622/0 متر، مساحت مفید استخرها برابر می­شود با:

$$\frac{798,000 \frac{m^{3}}{y}}{0.9622 \frac{m}{y}}≅830,000 m^{2}$$

از آنجایی که نرخ تبخیر آب خالص بیشتر از نرخ تبخیر شورابه است، می­توان مساحت استخرهای خورشیدی را سه برابر مقدار بدست آمده لحاظ کرد که در حدود 2 میلیون متر مربع است؛ مثلاً 5 استخر با عرض m400 و طول m1000.

پس از تغلیظ شورابه در استخرهای تبخیر خورشیدی، حجم شورابۀ غلیظ شده تقریباً به 7 درصد شورابۀ اولیه می­رسد که باید ابتدا سولفات زدایی شود و سپس به واکنشگاههای بلورگیری منتقل گردد. با توجه به مطالب عنوان شده در گفتار 3-الف، دبی حجمی شورابۀ غلیظ شده برابر است با:

$$2815\frac{m^{3}}{24 h}\*0.07=8210\frac{lit}{h}$$

واکنشگاههای بلورگیری و همچنین متعلّقات مورد نیاز در واحد تبخیر و تبلور، مشابه تجهیزاتی است که در خط تولید نمک تصفیه شده (تبلور مجدد) بکار می­رود. باید توجه داشت که نمک متبلور شده در واکنشگاه­ها حاوی مقدار زیادی پتاسیم است و لذا ارزش اقتصادی آن بیشتر از نمکهای تصفیه شدۀ رایج است. انتظار می­رود پس از تبخیر و تبلورهای پنجگانه، غلظت لیتیم در شورابۀ باقیمانده به بالای g/l 5 برسد (شورابۀ باردار) تا ترسیب کارآمد لیتیم امکانپذیر گردد.

در شرایط محیطی استاندارد حداکثر انحلالپذیری نمک 360 گرم نمک در 1000 گرم آب است. با توجه به چگالی نمک (kg/lit 16/2) و شورابۀ اشباع (kg/lit 2/1)، می­توان نرخ تبخیر مطلوب شورابۀ اشباع را در واحد تبخیر و تبلور چنین تخمین زد:

$$\frac{1000+360}{اشباع شورابۀ حجم}=1.2 ⇒ اشباع شورابۀ حجم=1.133 lit$$

$$شورابه لیتر یک در آب حجم=\frac{1000g×\left(\frac{1}{1000} \frac{lit}{g}\right)}{1.133 lit}= 0.883$$

از آنجایی که نرخ آب ورودی به واکنشگاههای بلورگیری باید با نرخ تبخیر آب برابر باشد لذا نرخ مطلوب تبخیر در واکنشگاههای بلورگیری برابر است با:

$$آب تبخیر مطلوب نرخ=8210\frac{lit}{h}×0.883≅7250\frac{lit}{h}=2.014\frac{lit}{sec}$$

بر خلاف استخرهای تبخیر خورشیدی، واکنشگاههای بلورگیری برای انجام عملیات بلورگیری، نیاز به سوخت دارند و باید گاز شهری مورد نیاز آنها تأمین گردد. به همین جهت لازم است مقدار گاز مورد نیاز تخمین زده شود. ترکیب اصلی گاز طبیعی، متان است و چگالی آن در شرایط استاندارد 3kg/m 657/0 است. ارزش حرارتی خالص متان نیز Mj/kg 50 است. بنابراین ارزش حرارتی خالص هر متر مکعب گاز طبیعی برابر می­شود با:

$$0.657\frac{kg}{m^{3}}×50,000\frac{kj}{kg}=32850\frac{kj}{m^{3}}$$

از طرف دیگر، آنتالپی تبخیر آب kj/mol 44 است یا kj/lit 2444. بنابراین توان حرارتی لازم برای واکنشگاههای بلورگیری برابر است با:

$$2.014\frac{lit}{sec}×2444\frac{kj}{lit}=4922\frac{kj}{sec}$$

با توجه به ارزش حرارتی خالص گاز طبیعی، دبی گاز مورد نیاز برابر می­شود با:

$$4922\frac{kj}{sec}÷32850\frac{kj}{m^{3}}=0.1498\frac{m^{3}}{sec}≅9\frac{m^{3}}{min}=540\frac{m^{3}}{h}$$

**3-ج. مهندسی پایۀ مقدماتی واحد ترسیب لیتیم**

ترسیب لیتیم با افزودنِ کربنات سدیم دردمای بالای 80 درجۀ سانتیگراد و طی واکنش زیر قابل انجام است.

$$Na\_{2}CO\_{3}+2Li^{+}→Li\_{2}CO\_{3}\downright +2Na^{+}$$

رسوبات کربنات لیتیم طی عملیات صافکنی تحت فشار از شورابۀ تهی­شده جدا می­گردد و پس از تنظیم pH به واحد تبخیر و تبلور بازگردانده می­شود.

حجم شورابۀ باردار در مقایسه با شورابۀ اولیه بسیار کم است (تقریباً 5/0 درصد) و طبیعتاً هزینۀ تجهیزات بکار رفته در آن در قیاس با کلیّت طرح، قابل توجه نیست و در این مقطع تاثیر چندانی در ارزیابی اقتصادی ندارد لذا در ارزیابی اقتصادی مقدماتی از آن صرف نظر می­گردد.

4- ارزیابی اقتصادی مقدماتی

**4-الف. فهرست هزینۀ تجهیزات اصلی تا ایجاد شورابۀ غلیظ شده**

|  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- |
|  | اقلام مورد نیاز | تعداد | قیمت واحد(میلیون ریال) | قیمت(میلیون ریال) |
| 1 | فضای مسقف کارگاهی و ساختمانهای اداری و رفاهی | 4000 متر مربع | 50 | 200.000 |
| 2 | پمپهای استخراج شورابه با توان kW 5/1  | 10 دستگاه | 1000 | 30.000 |
| 3 | مخزن اختلاط 20 هزار لیتری از جنس پلی اتیلن با همزن قطر 1 متر و الکتروموتور kW 55 | 120دستگاه | 3.500 | 420.000 |
| 4 | خشک کن (رسوبات کربنات منیزیم) | 1 دستگاه | 10.000 | 10.000 |
| 5 | آسیاب (خردایش رسوبات خشک شده) | 1 دستگاه | 4.000 | 4.000 |
| 6 | تجهیزات انتقال و بسته بندی پودر کربنات منیزیم | 1 دستگاه | 5.000 | 5.000 |
| 7 | پمپ انتقال دوغاب با توان kW 5/7  | 20 دستگاه | 5000 | 100.000 |
| 8 | صافی نواری فشاری برای صافکنی (ظرفیّت kg/h 500) | 20 دستگاه | 17.000 | 340.000 |
| 9 | استخرهای تبخیر خورشیدی  | 2.000.000 متر مربع | 3 | 6.000.000 |
| 10 | ساخت راه آسفالته مناسب برای تردد کامیون  | 50 کیلومتر | 50.000 | 2.500.000 |
| 11 | تاسیس یک نیروگاه 10 مگاواتی  | یک واحد | 3.000.000 | 3.000.000 |
| جمع کل: | 12.589.000 |
| با احتساب15 درصد بابت هزینۀ مهندسی و نصب | 14.477.350 |

می­توان هزینۀ واحد تبخیر و تبلور را بر اساس قیمت فروش عمدۀ نمک تصفیه شده معادل 20 میلیون ریال به ازاء هر تن نمک لحاظ کرد که طبیعتاً باید در هزینه­های جاری فهرست گردد.

**4-ب. فهرست هزینه­های جاری**

|  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- |
|  | اقلام مصرفی | مقدار مصرف سالانه | قیمت واحد (میلیون ریال) | قیمت کل (میلیون ریال) |
| 1 | آب صنعتی (با احتساب 100 کیلومتر حمل) | 500.000 m3 | 62/1 | 810.000 |
| 2 | گاز شهری (سوخت) | 5.000.000 m3 | 015/0 | 75.000 |
| 3 | برق | 20.000.000 kWh | 02/0 | 400.000 |
| 4 | کربنات سدیم | 78.000 تن | 120 | 9.360.000 |
| 5 | کلرید کلسیم | 2.560 تن | 5/37 | 96.000 |
| 6 | هزینۀ جاری بلورگیری | 18.700 تن | 20 | 374.000 |
| 7 | نیروی انسانی | 100 نفر | 1.800 | 180.000 |
| جمع کل: | 11.295.000 |

**4-ج. فهرست درآمدها**

|  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- |
|  | اقلام درآمدی | تولید سالانه (تن) | ارزش واحد (میلیون ریال) | ارزش کل (میلیون ریال) |
| 1 | کربنات منیزیم | 50.000  | 500 | 25.000.000 |
| 2 | کلرید پتاسیم | 1.500  | 175 | 262.500 |
|  | کربنات لیتیم | 40  | 21.000 | 840.000 |
| جمع کل: | 26.102.500 |

**4-د. ارزیابی سود و زیان**

سود سالانه که از تفریق هزینۀ جاری سالانه از درآمد بدست می­آید برابر است با:

14.807.500=26.102.500-11.295.000

و نرخ بازگشت سرمایه که از تقسیم سود بر هزینۀ سرمایه گذاری بدست می­آید برابر می­شود با:

023/1=14.477.350÷14.807.500

بدین ترتیب نرخ بازگشت سرمایه 102 درصد بدست می­آید که بسیار مطلوب است. جالب اینکه منیزیم نقش بسیار پُررنگی در درآمد دارد (بیش از 95%) و سهم لیتیم در درآمد کمتر از 5درصد است. یکی از مسائل مهم در فرآوری شورابۀ دریاچۀ نمک قم تأمین آب است؛ محاسبت فوق با فرض تأمین آب در شعاع 100 کیلومتری انجام شده است و با افزایش شعاع تأمین آب به 200 کیلومتر، نرخ بازگشت سرمایه به 135% میرسد که هنوز مطلوب است. با این وصف، هرچند شورابۀ دریاچۀ نمک قم از دیدگاه فرآوری لیتیم چندان جالب توجه نیست اما به نظر می­رسد مشروط بر امکان تأمین آب در شعاع 100 تا 200 کیلومتری، بهره­برداری از شورابۀ دریاچۀ نمک به دلیل غلظت بالای منیزیم (و نه لیتیم) مقرون به صرفه باشد.

1. http://ircsa.ir/files/site1/files/%D9%87%D9%85%D8%A7%DB%8C%D8%B4\_98/83.pdf [↑](#footnote-ref-1)