



IRANIAN MINES AND MINING INDUSTRIES DEVELOPMENT  
AND RENOVATION ORGANIZATION

سازمان توسعه و نوسازی معادن و صنایع معدنی ایران

# امکان سنجی افزایش راندمان ترسیب هیدروکسید آلومینیوم در واحد آلومینای جاجرم: مطالعات آزمایشگاهی

گزارش خلاصه مدیریتی

شماره قرارداد: ۲۰۳۰۴

دانشگاه علم و صنعت ایران

سلمان موحدی راد

## چکیده

پروژه‌ی حاضر با عنوان “امکان سنجی افزایش راندمان ترسیب هیدروکسید آلومینیوم در واحد آلومینای جاجرم: مطالعات آزمایشگاهی” در سالهای ۱۳۹۹ تا ۱۴۰۰ توسط دانشگاه علم و صنعت ایران به سفارش سازمان ایمیدرو انجام پذیرفت. شرکت آلومینای ایران تنها واحد تولیدکننده‌ی پودرالومینا در ایران است. همانند دیگر کارخانه‌های فعال جهان، مجتمع آلومینای جاجرم نیز از فرآیند چرخه‌ی بایر جهت تولید آلومینا از سنگ گیبسیت استفاده می‌کند. این فرآیند شامل پنج مرحله‌ی آماده‌سازی، انحلال، زلال‌سازی، ترسیب و تکلیس می‌باشد. در مرحله‌ی ترسیب، هیدرات آلومینیوم موجود در فاز مایع وارد فاز جامد شده و پس از فیلتراسیون راهی واحد تکلیس می‌شود که در آنجا هیدرات به آلومینا تبدیل می‌شود. با وجود اینکه زمان ماند لیکور در حال گردش در دیگر واحدهای فرآیند از ۵ ساعت تجاوز نمی‌کند، زمان ماند لیکور در واحد ترسیب از ۶۰ تا ۷۲ ساعت متغیر است. همچنین بازده فرآیند ترسیب در چرخه‌های صنعتی در حال کار در جهان در محدوده‌ی ۴۵ تا ۵۵٪ قرار دارد. بنابراین کندی بودن فرآیند و تاثیر مستقیم بر میزان تولید خالص محصول فرآیند ترسیب را به گلوگاه چرخه‌ی بایر تبدیل می‌کند. در پروژه‌ی حاضر، هدف ارائه‌ی راهکارهایی جهت افزایش راندمان واحد ترسیب با تمرکز بر واحد آلومینای جاجرم است. این پروژه در قالب چهار مرحله انجام شده است.

در مرحله‌ی اول پروژه، مطالعات اولیه در رابطه با مفاهیم اولیه‌ی چرخه‌ی بایر و فرآیند بایر صورت گرفت. همچنین در این مرحله، به مرور راهکارهای مختلف ارائه‌شده در مقالات و تحقیقات جهت دستیابی به بازدهی بالاتر پرداخته شده است. پارامترهای متعددی شناسایی شدند که اثر آنها بر بازده فرآیند ترسیب اثبات شده بوده است. از میان این روش‌ها می‌توان به اثر سرعت همزن، جرم جوانه‌ی استفاده‌شده، دما و فوق‌اشباعیت اشاره کرد. در مرحله‌ی بعد، روش‌های دیگری نیز نظیر استفاده از افزودنی‌ها و فعال‌سازی جوانه مورد بررسی قرار گرفتند. نکته‌ای که حائز اهمیت فراوان است، افزایش بازده در عین کیفیت محصول است. پارامترهای بررسی شده غالباً دارای اثر همپوشانی بوده‌اند. بنابراین در این مرحله لزوم یافتن شرایط

بهینه به وضوح حس شد. در مرحله‌ی آخر نیز راهکارهایی ارائه شده و نقشه‌ی راهی جهت ادامه‌ی تحقیقات تدوین شده است.

## فاز مطالعاتی

فرآیند بایر به صورت گسترده در جهان جهت تولید هیدرات آلومینا استفاده می‌شود. گلوگاه این فرآیند واحد ترسیب می‌باشد که بازده کارخانه‌ها در بازه‌ی ۴۵ تا ۵۵ درصد قرار دارد. بدون جوانه‌زنی، حتی بعد از چند روز نیز هیچ‌گونه ترسیبی مشاهده نمی‌شود. در مطالعات مختلف، روش‌های متفاوتی جهت افزایش راندمان فرآیند ترسیب ذکر شده‌اند. این روش‌ها عبارت‌اند از تغییر شرایط و پارامترهای عملیاتی فرآیند، اعمال میدان مغناطیسی یا اولتراسوند، حذف ناخالصی‌ها، استفاده از افزودنی‌ها و همچنین فعالسازی جوانه.

ایجاد اختلاط در سیستم‌های ترسیب اثر بالایی بر بازده آن‌ها دارد، زیرا وجود همزن اثر نفوذ در لایه مرزی را کاهش می‌دهد. در مطالعه‌ی ژنگ و همکاران، اثر سرعت همزن بررسی شده و بازده ترسیب با افزایش سرعت همزن از ۲۰۰ به ۴۰۰ rpm افزایش می‌یابد. هرچند، به نظر می‌رسد که این اثر پایدار نبوده و دارای یک مقدار ماکسیمم است.

از سوی دیگر جوانه‌زنی در فرآیند ترسیب الزامی است. در واقع، وجود جوانه موجب هسته‌زایی ثانویه شده که سرعت آن بسیار بالاتر از هسته‌زایی اولیه است. وجود جوانه بازده ترسیب را افزایش می‌دهد. اما به نظر می‌رسد که این اثر نیز یکنواخت نبوده و دارای نقطه‌ی ماکسیمم است. این اتفاق می‌تواند اینگونه توجیه شود که با افزایش بیش از حد جوانه، مکان‌های فعال برای هسته‌زایی به قدری افزایش پیدا کرده که فرصت لازم برای آگلومراسیون بوجود نمی‌آید. همچنین استفاده از جوانه‌ی فعال نیز تاثیر فراوانی بر بازده ترسیب دارد. در مطالعات صورت گرفته توسط لوگینوا روی مورفولوژی بلورهای آلومینیوم هیدروکسید نشان داده شده است که در صورت عدم هم‌زدن محلول و در دمای پایین و مقدار جوانه مناسب شاخه‌های دندریت مانند می‌توانند در نقاط جداگانه از سطح ذرات گیبسیت رشد کنند. در مطالعه‌ی ژنگ و همکاران نیز جوانه‌ی

فعال با استفاده از فعالسازی حرارتی تولید شده و اثر افزودن آن به محلول بر بازده ترسیب ارائه شده است. در این روش، در کنار افزایش بازده ترسیب، مشاهده شده که استفاده از این روش d50 محصول را کمی افزایش داده است.

در واحد آلومینای جاجرم، لیکور خروجی از واحد ترسیب با نسبت مشخص (معمولاً ۷۰ به ۳۰) به داخل چند تانک ریخته می شود. این لیکور برای واحد ۱۷ یا همان فیلتراسیون ارسال می شود. جزئی از لیکور که برای جوانه زنی استفاده می شود (۷۰٪ کل)، ابتدا به فیلتر دیسکی وارد می شود. سپس ذرات جامد آن جدا شده و لیکور باقی مانده به سمت تیکنر روانه می شود. از آنجایی که این لیکور حاوی ذرات ریز معلق است، جریان پایینی تیکنر مجدداً به فیلتر درام ارسال شده و ذرات ریز آن نیز جدا می شود. جزئی از لیکور ورودی واحد ۱۷ که برای جداسازی محصول استفاده می شود (۳۰٪ کل)، ابتدا به یک فیلتر درام وارد می شود. ذرات جدا شده در ناحیهی انتهایی فیلتر با بخار شسته شده تا دارای حداقل سود باشد و مجدداً توسط یه فیلتر درام دیگر جداسازی انجام می شود.

ذرات جدا شده در واحد ۱۷ در دو مرحله جداسازی می شوند. در هر مرحله ذرات جامد به تانک های قرار گرفته در پایین فیلترها ریخته می شود. درون این تانک ها لیکور ارسالی از واحد ۱۳ می باشد که پس از ترکیب با یکدیگر، لیکور به واحد ۱۶ (واحد ترسیب) ارسال می شود.

لیکور ورودی به واحد ۱۶ وارد اولین تانک در مدار می شود. سپس به واسطه ی نیروی گرانش لیکور در تانک ها جنوبی جریان می یابد. پس از خروج از آخرین تانک جنوبی، لیکور به اولین تانک شمالی پمپاژ شده و در نهایت نیز خروجی تانک آخر با همان نسبت مشخص ذکر شده، برای تکرار و ادامه ی فرآیند به داخل تانک ها ریخته می شود.

مجموعه ای از داده ها از واحد فرآیند کارخانه در رابطه با دبی لیکور ارسالی به واحد ۱۶ و دمای ورودی و خروجی آن در سال ۱۳۹۸ جمع آوری شده است. لیکور با دبی متوسط  $460.3 \text{ m}^3/h$  با دمای متوسط

۵۷°C وارد واحد ۱۶ شده و با دمای متوسط ۵۱.۷°C واحد ۱۶ را ترک می کند. همانطور که از نتایج مشخص است، اختلاف دما در ماه های گرم سال کمتر است. با مشاهده ی این نتایج می توان دریافت که افت دما در ماه های سرد سال تا حدودی موجب افزایش بازده می شود. دلیل کاهش بازده در ماه های انتهایی سال کاهش بیش از حد میزان جوانه است.

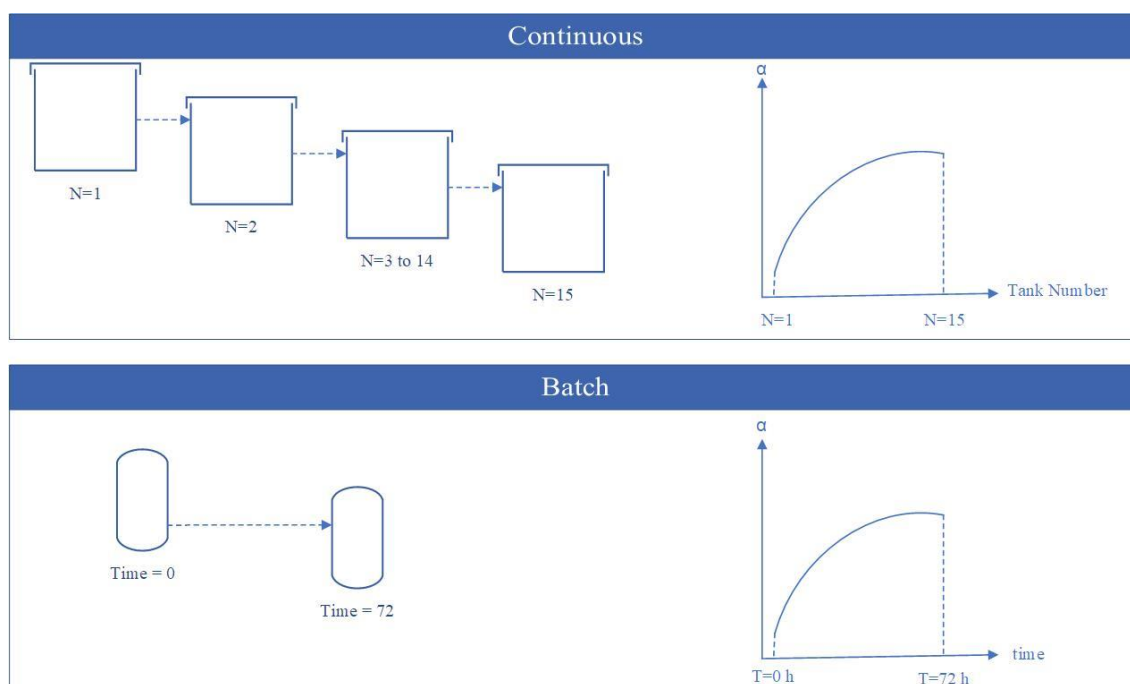
نمونه های روتینی که در کارخانه از واحدهای مختلف گرفته می شوند جهت آنالیز به آزمایشگاه مرکزی منتقل می شوند. در انتهای هر روز، فایل اکسلی از نتایج تمامی آزمایش های انجام شده تهیه می شود. داده های مربوط به سال ۱۳۹۸ و پنج ماه اول سال ۱۳۹۹ توسط تیم مستقر جمع آوری شده است. با تجمیع و آنالیز داده های گردآوری شده نتایج خوبی حاصل می شود. از آنجایی که اطلاعات دقیقی در مورد میزان جوانه وجود ندارد، میزان جوانه با استفاده از رابطه ی زیر محاسبه می شود:

$$\text{Seed Concentration} = S.C._{16-E} - (A_{13} - A_{16-E}) \times 1.53$$

که در آن  $S.C._{16-E}$  میزان محتوی جامد خروجی تانک E،  $A_{13}$  غلظت آلومینا در لیکور  $0.2 - X - 13$ ،  $A_{16-E}$  غلظت آلومینا در لیکور  $0.1 - E - T - 16$  و عدد ۱,۵۳ ضریب تبدیل جرم آلومینا به هیدرات است. نتایج نشان می دهد که در سال ۱۳۹۸، میزان جوانه افزوده شده به خوراک ورودی واحد ترسیب تقریباً ثابت بوده (متوسط ۲۸۰ گرم بر لیتر) و روند تغییرات بازده نیز از آن تبعیت کرده است. همچنین به نظر می رسد که کاهش دما در فصل های سرد سال اثر مثبتی بر میزان بازده داشته است. نتایج سال ۱۳۹۹ کاملاً متفاوت است. مشاهده می شود که از ابتدای این سال، میزان جوانه افزوده شده روند نزولی داشته است. لذا با عدم کنترل دقیق میزان جوانه افزوده شده و کاهش مقدار آن، بازده ترسیب نیز در ماه های اول سال ۱۳۹۹ روندی نزولی داشته که این امر می تواند سبب کاهش میانگین بازده سالانه کارخانه گردد.

همانگونه که مشخص است، واحد ۱۶ دارای تعدادی مخزن ترسیب است که به صورت سری به یکدیگر متصل اند. هر کدام از این تانک ها دارای حجم مشخصی هستند که بسته به میزان دبی جریان ورودی زمان

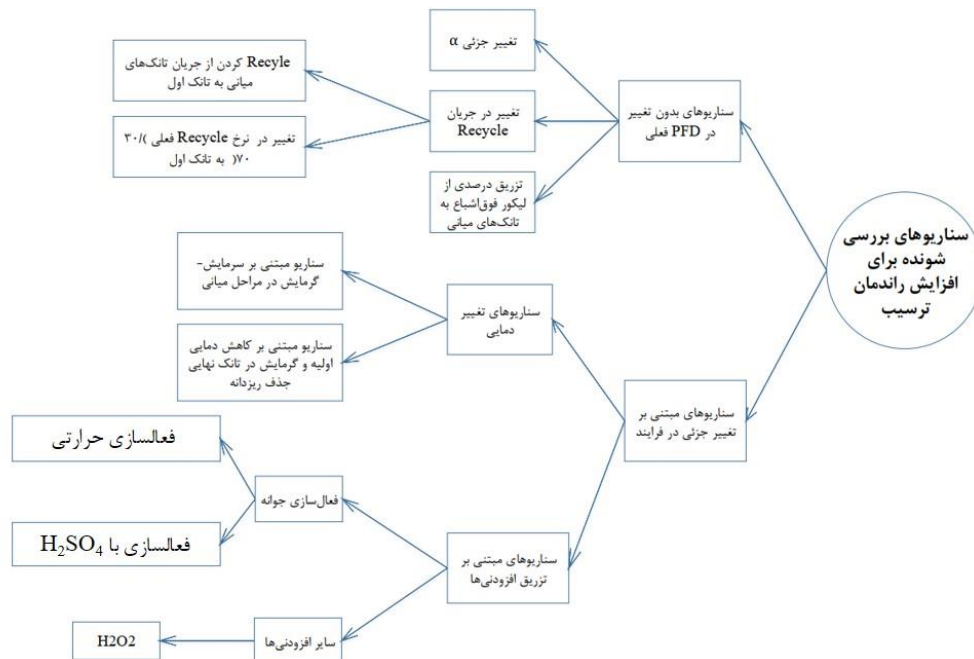
مانند سیال در این مخازن مشخص می‌شود. با توجه به حجم بالای تانک‌ها و زمان ماند بالای آن‌ها، می‌توان از اثرات جریان ورودی و خروجی لیکور بر هیدرودینامیک جریان سیال صرف‌نظر کرد. در این حالت، می‌توان کل تانک‌ها را به عنوان یک تانک با زمان ماند کل در نظر گرفت. از سوی دیگر، خروجی مخازن همزده را می‌توان معرف کل مخزن در نظر گرفت که در این صورت ویژگی‌های لیکور خروجی از تانک برابر با سیال در گردش در آن است. بنابراین، با توجه به شکل ۳ می‌توان آزمایش را به جای شرایط پیوسته، در شرایط ناپیوسته انجام داد و زمان‌های خاص را به شماره‌ی تانک‌های مد نظر نسبت داد.



شکل ۱ استراتژی شبیه‌سازی فرآیند در شرایط آزمایشگاهی

سناریوهای ارائه‌شده جهت افزایش راندمان مبتنی بر دو رویکرد می‌باشند. با توجه به شکل ۲ می‌توان روش‌های افزایش راندمان را به دو دسته تقسیم‌بندی کرد. در دسته‌ی اول سناریوهایی قرار دارند که عملیاتی کردن آن‌ها در مقیاس صنعتی نیازی به تغییر در نقشه‌ی فرآیندی واحد ندارد. برای مثال می‌توان به تغییر جزئی  $\alpha$ ، تغییر در نسبت لیکور بازگشتی برای جوانه‌زنی و بازگردانی لیکور از تانک‌های میانی اشاره کرد. گروه دیگری از سناریوها نیز برای عملیاتی‌شدن نیاز به تغییر در شرایط عملیاتی دارد. برای مثال می‌توان با

ایجاد واحد فعال‌سازی جوانه بازده کل واحد را افزایش داد. همچنین با راه‌اندازی مجدد هیدروسیکلون موجود در کارخانه، نه تنها می‌توان بازده واحد را افزایش داد، بلکه کیفیت محصول نیز افزایش می‌یابد.



شکل ۲ نمودار درختی سناریوهای تعیین‌شده برای انجام آزمایش‌ها

## فاز آزمایشگاهی

در آزمایش‌هایی که برای بررسی پارامترهای مختلف انجام شده است، زمان آزمایش برابر با ۱۲ ساعت در نظر گرفته شده است. زیرا طبق مطالعات انجام‌شده در این بازه‌ی زمانی هر دو پدیده‌ی هسته‌زایی و اگلومراسیون مشاهده می‌شوند. همچنین، عمده‌ی ترسیب در همین بازه‌ی زمانی اتفاق می‌افتد. در واحد صنعتی لیکور ارسالی از واحد ۱۳ با جوانه‌ی فیلترشده در واحد ۱۷ ترکیب شده و به سمت مبدل و سپس واحد ۱۶ ارسال می‌شود. با توجه به خرابی قسمت نمونه‌گیر دو عدد از سه پمپ حاضر، امکان تهیه‌ی سوسپانسیون ارسالی به واحد ۱۶ وجود نداشته‌است. بنابراین، از لیکور واحد ۱۳ و هیدرات محصول جهت تهیه لیکور ورودی به واحد ترسیب استفاده شده است. کنترل دقیقی روی میزان محتوی جامد این دوغاب وجود نداشته و اطلاعاتی در مورد آن نیز وجود ندارد. با توجه به نتایج، میانگین غلظت جوانه در مردادماه

برابر با  $215 \text{ g/L}$  بوده است. بنابراین، میزان غلظت جوانه در آزمایش مبنا برابر با  $200 \text{ g/L}$  قرار داده شده است. دمای آزمایش‌ها نیز برابر با  $56^\circ\text{C}$  قرار داده شد. در واحد صنعتی نیز این دما بین  $55$  تا  $57$  متغیر است. همچنین، با استفاده از قوانین کاهش مقیاس و با اندازه‌گیری دقیق و مکرر سرعت همزن تانک‌های واقعی ( $10 \text{ rpm}$ )، سرعت همزن برابر با  $235 \text{ rpm}$  قرار داده شده است.

بنابراین، تست مبنا که در جدول ۱ با رنگ زرد مشخص شده است، با غلظت جوانه‌ی  $200 \text{ g/L}$ ، سرعت همزن  $235 \text{ rpm}$ ، در دمای  $56^\circ\text{C}$  و به مدت  $12$  ساعت انجام شده است که بازدهی ترسیب در این آزمایش برابر با  $30.39\%$  است. این مقدار در برابر راندمان صنعتی در این مدت زمان حدود  $5\%$  بیشتر است. دلیل این تفاوت را می‌توان ناشی از نوسانات موجود در میزان روزانه‌ی محتوی جامد لیکور ارسالی دانست. جدول ۱ مجموعه‌ی آزمایش‌های اولیه و شرایط انجام آن‌ها را نشان می‌دهد. ستون آخر این جدول تغییرات بازده هر آزمایش نسبت به آزمایش مبنا را نشان می‌دهد.

### اثر سرعت همزن بر راندمان ترسیب

در این آزمایش اثر سرعت همزن بر راندمان ترسیب بررسی شده است. استثنائاً در این آزمایش، از خروجی تانک E به عنوان خوراک استفاده شده و زمان آزمایش  $10$  ساعت در نظر گرفته شده است. همانطور که مشاهده می‌شود، این تغییرات دارای یک نقطه‌ی اکسترمم است که بایستی در آزمایش‌های بیشتر مورد بررسی قرار گیرد.

### اثر سرعت همزن بر راندمان ترسیب

در این آزمایش اثر سرعت همزن بر راندمان ترسیب بررسی شده است. استثنائاً در این آزمایش، از خروجی تانک E به عنوان خوراک استفاده شده و زمان آزمایش  $10$  ساعت در نظر گرفته شده است. همانطور که مشاهده می‌شود، این تغییرات دارای یک نقطه‌ی اکسترمم است که بایستی در آزمایش‌های بیشتر مورد بررسی قرار گیرد.



جدول ۱ آزمایش‌های انجام‌شده جهت بررسی اثر پارامترهای مختلف بر راندمان ترسیب

No.	Description	Seed Conc.	Time	Temp	rpm	Initial Alfa	Final Alfa	Efficiency	Efficiency Increase
1	تست ۲۳۵rpm از E	typical E	10	56	350	1.88	2.31	18.81	-11.60
2	تست ۳۰۰rpm از E	typical E	10	56	300	1.79	2.29	21.94	-8.46
3	تست ۴۰۰rpm از E	typical E	10	56	400	1.92	2.40	19.70	-10.70
4	تست غلظت ۱۵۰	150	12	56	235	1.59	2.19	27.32	-3.08
5	تست غلظت ۲۰۰	200	12	56	235	1.58	2.28	30.40	0.00
6	تست غلظت ۲۵۰	250	12	56	235	1.59	2.38	33.01	2.61
7	تست غلظت ۳۰۰	300	12	56	235	1.55	2.42	35.91	5.50
8	تست غلظت ۳۵۰	350	12	56	235	1.64	2.23	26.62	-3.78
9	تست C=۱۰۰	200	12	56	235	1.26	2.79	54.78	24.38
10	تست C=۱۴۹	200	12	56	235	1.71	1.98	13.39	-17.01
11	تست A=۱۱۴	200	12	56	235	1.81	2.13	14.72	-15.69
12	تست A=۱۵۸	200	12	56	235	1.46	2.06	29.51	-0.89
13	تست دمای ۲۰	200	12	30	235	1.54	1.57	1.91	-28.49
14	تست دمای ۴۰	200	12	40	235	1.52	1.77	14.12	-16.28
15	تست دمای ۵۰	200	12	50	235	1.64	2.18	24.72	-5.58
16	تست دمای ۶۲	200	12	62	235	1.56	2.28	31.75	1.35
17	تست دمای ۷۰	200	12	70	235	1.61	1.98	18.69	-11.72
18	تست دمای ۸۰	200	12	80	235	1.52	1.90	20.00	-10.40
19	تست H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> =۱۱۱,۱۱	200	12	56	235	1.63	2.12	23.24	-7.37
20	تست H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> =۱۲۹,۶۳	200	12	56	235	1.62	2.16	24.97	-5.44
21	تست H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> =۱۴۸,۱۵	200	12	56	235	1.60	2.14	25.47	-4.03
22	تست H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> =۳۰۰	200	12	56	235	1.68	2.26	25.59	-4.81
23	تست H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> =۵۰۰	200	12	56	235	1.77	2.24	21.13	-9.27
24	تست جوانه فعال(حرارتی)	200	12	56	235	1.56	2.30	32.24	1.83
25	تست جوانه فعال(H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> )	200	12	56	235	1.64	3.05	46.23	15.83
26	شبیه‌سازی هیدروسیکلون	200	12	56	235	1.55	2.33	33.48	3.07
27	میدان مغناطیسی	200	12	56	235	1.60	2.18	26.61	-3.80
28	تزریق میانی لیکور	200	12	56	235	1.54	2.17	29.03	-1.87

### اثر غلظت جوانه بر راندمان ترسیب

در این آزمایش‌ها اثر غلظت جوانه بر راندمان ترسیب در دمای ۵۶°C و سرعت همزن ۲۳۵ rpm بررسی شده است. همانطور که در مطالعات مختلف آورده شده است، با افزایش میزان جوانه، میزان هسته‌زایی نیز افزایش می‌یابد و میزان بازدهی نیز افزایش می‌یابد.

### اثر دما بر راندمان ترسیب

جهت بررسی اثر دما، آزمایش های مختلفی در غلظت جوانه‌ی  $200 \text{ g/L}$  و سرعت همزن  $235 \text{ rpm}$  در دماهای مختلف انجام شد. با مشاهده‌ی نتایج می‌توان دریافت که پنجره‌ی دمایی  $65 - 55^\circ\text{C}$  برای انجام این فرآیند مناسب است. با این وجود، می‌بایست توجه داشت که در دماهای بالاتر مقدار تبخیر سطحی لیکور افزایش می‌یابد. این امر خود موجب افزایش غلظت و تاثیر نه چندان زیاد بر میزان بازده می‌شود.

### اثر $\text{H}_2\text{O}_2$ به عنوان افزودنی بر راندمان ترسیب

در فاز مطالعاتی، مطالعات انجام شده نشان داد که آب اکسیژنه می‌تواند به عنوان یک افزودنی مناسب جهت افزایش راندمان ترسیب به کار گرفته شود. با این وجود، آزمایش‌های انجام شده نشان می‌دهند که این ادعا صحیح نیست. به نظر می‌رسد که با افزودن این ماده که به صورت مایع است، غلظت آلومینا کاهش یافته و موجب کاهش راندمان ترسیب می‌شود. علت دیگر می‌تواند وجود ناخالصی‌هایی در نمونه‌ی صنعتی باشد که با آب اکسیژنه واکنش می‌دهد. اثر افزایشی استفاده از این ماده مشهود است. این امکان نیز وجود دارد که ناخالصی‌های موجود در نمونه‌ی صنعتی با این ماده وارد واکنش می‌شود.

### اثر فعالسازی جوانه بر راندمان ترسیب

در این آزمایش، در ابتدا جوانه به مدت ۱ ساعت در آب در حال جوش قرار داشت. سپس ۲۴ ساعت در خشک‌کن با دمای  $95^\circ\text{C}$  قرار گرفت و پس از آن برای آزمایش استفاده شد. مشاهده می‌شود که فعالسازی حرارتی در حدود ۲ درصد راندمان ترسیب را افزایش می‌دهد. در مرحله‌ی بعد از  $\text{H}_2\text{SO}_4$  جهت فعالسازی جوانه استفاده شده است. در واقع،  $\text{H}_2\text{SO}_4$  با یون آلومینات واکنش داده و منجر به تولید هیدرات می‌شود. پس از فیلتراسیون، از کیک فیلتر به‌عنوان جوانه استفاده شد که راندمان ترسیب را به‌طور چشمگیری افزایش داد. با توجه به اینکه جوانه‌های تولیدشده به این روش بسیار ریز می‌باشد، این افزایش دور از انتظار نیست.

## شبیه‌سازی استفاده از هیدروسیکلون

با توجه به نمودار توزیع اندازه ذرات در محصول، ۱۵٪ ذرات محصول کوچکتر از  $45 \mu m$  می‌باشند. همچنین، هیدروسیکلون ذرات کوچکتر از  $45 \mu m$  را جداسازی می‌کند. اگر فرض شود که این ذرات جداسازی شده و به همان میزان قبلی محصول تولید شود، در این صورت ۲۱٫۴٪ از جوانه‌ی بازگشتی را ذرات کوچکتر از  $45 \mu m$  تشکیل می‌دهد. بنابراین ذرات کوچکتر شده و انتظار می‌رود که راندمان ترسیب افزایش یابد. نتایج نشان می‌دهد که این پیش‌بینی درست بوده و استفاده از هیدروسیکلون بدون ایجاد هیچ تغییر دیگری در فرآیند می‌تواند بازدهی فرآیند را در حدود ۳٪ افزایش دهد.

## اثر تزریق میانی لیکور

ایده‌ی این آزمایش استفاده از لیکور میانی برای افزایش اولیه‌ی غلظت جوانه و همچنین افزایش فوق‌اشباعیت در میانه‌ی فرآیند است. آزمایشی که انجام شده است نشان می‌دهد که این مورد اثر مثبتی از خود بر جای نگذاشته‌است. البته این مورد نیازمند انجام آزمایش‌های بیشتر است. چرا که پیش‌بینی می‌شود اگر تزریق پس از ۲۴ ساعت اتفاق افتاده و آزمایش حداقل به مدت زمان ۴۸ ساعت انجام شود، اثر مثبت آن مشهود خواهد بود.

## راهکارهای پیشنهادی

### کنترل شرایط عملیاتی واحد ۱۶

همانطور که پیش‌تر نیز ذکر شد، کوچکترین تغییراتی در شرایط عملیاتی واحد ۱۶ می‌توانند موجب تغییر مثبت و یا منفی در بازدهی فرآیند ترسیب شوند. بنابراین پیش از اینکه بتوان به سراغ راهکارهایی جهت افزایش بازده رفت، بایست شرایط موجود را تثبیت کرده و به بیشینه‌ی تولید ممکن با شرایط موجود دست یافت. از میان این پارامترها می‌توان به  $\alpha$  لیکور ارسالی از واحد ترسیب، دمای لیکور ورودی به واحد ترسیب و غلظت جوانه اشاره کرد. با توجه به اینکه  $\alpha$  لیکور ارسالی به عوامل متعددی از جمله شرایط واحد انحلال

مرتبط است، تغییر این پارامتر براندمان سایر فرآیندهای موجود در چرخه بایر اثر گذار می باشد. مش. از طرفی آنالیز داده‌های مربوط به سال ۹۸ نشان می‌دهد که میانگین  $\alpha$  با تقریب خوبی ثابت است. اما کنترل دمای ورودی و میزان غلظت جوانه قابل کنترل بوده و ضمن آنکه تاثیر فراوانی بر راندمان ترسیب دارند بر سایر فرآیندهای چرخه بایر تاثیر گذار نیست.

### کنترل دمای لیکور ورودی به واحد ۱۶

دمای لیکور ورودی به واحد ۱۶ از پارامترهای تاثیرگذار بر راندمان فرآیند ترسیب است. لیکور ارسالی از واحد ۱۳ وارد مبدل‌های حرارتی شده و پس از افت دما، با جوانه ترکیب شده و وارد واحد ۱۶ می‌شود. به گفته‌ی کارشناسان و مهندسان واحد و همچنین پرسنل واحد کنترل، مبدل‌های موجود گاهاً توانایی تنظیم دمای خروجی را نداشته و بیشتر از حد مشخصی توانایی کاهش دمای لیکور را ندارند. واضح است که راهکار رفع این مشکل افزایش توان حرارتی این مبدل‌های حرارتی است.

این مهم از طریق دو راه قابل دستیابی است. اولین راه این است که با افزایش نرخ جریان و یا کاهش دمای آب خنک‌کننده، نرخ انتقال حرارت مبدل‌ها افزایش یابد. این کار می‌تواند با افزودن یک دستگاه برج خنک‌کننده انجام پذیرد. با توجه به داده‌های طراحی مبدل‌ها در صورت عدم امکان افزایش نرخ جریان سیال خنک‌کننده تا مقدار مد نظر، بایستی یک واحد مبدل حرارتی دیگر به مجموعه اضافه شود.

### تزریق کنترل‌شده‌ی جوانه

میزان جوانه‌ی تزریقی به لیکور پیش از ورود به واحد ترسیب از اهمیت بالایی برخوردار است. کوچکترین تغییری در میزان جوانه می‌تواند موجب تغییر در میزان بازدهی فرآیند شود. کنترل میزان جوانه به وسیله‌ی تغییر نسبت بازگردانی لیکور برای جوانه‌زنی انجام می‌شود. این امکان وجود دارد که در برهه‌هایی به دلیل افزایش تولید مقطعی نسبت بازگشتی توسط پرسنل کارخانه کاهش یافته و پس از چند روز به مقدار عادی خود بازگردد. اما این تولید محصول بیشتر، منجر به تزریق جوانه‌ی کمتر و در نتیجه بازدهی کمتر

در ادامه خواهد شد. این در حالی است که میزان جوانه‌ی تزریقی به صورت آگاهانه تغییر پیدا می‌کند. همانگونه که از بررسی داده‌های مربوط به کارخانه مشخص است، مقادیر جوانه و به دنبال آن بازدهی فرآیند نوسانات شدیدی دارد. این نوسانات برای چرخه مناسب نبوده و بعضاً موجب کاهش تولید کل سالانه می‌شود. در سال ۹۸، میانگین غلظت جوانه برابر با  $289 \text{ g/L}$  بوده و بازدهی میانگین کارخانه در سال ۹۸ برابر با  $45.97\%$  بوده است. همچنین، میزان تولید کل هیدرات در سال ۹۸ برابر با حدود  $390000$  تن بوده است. این در حالی است که اگر میزان غلظت جوانه در مقدار  $289 \text{ g/L}$  بدون نوسان ثابت می‌ماند و میانگین روزانه نیز به دنبال آن برابر با  $45.97\%$  می‌بود، در شرایط فعلی کارخانه که نسبت بازگردانی برابر با حدود  $73\%$  است، میزان تولید کل هیدرات می‌توانست به عدد  $401490$  تن در سال ۹۸ برسد. با این وجود، اهمیت تزریق کنترل‌شده‌ی جوانه و تثبیت شرایط فرآیندی در کارخانه وضوح حس می‌شود.

جهت دستیابی به این مهم، پیشنهاد می‌شود که از تانک نوسان‌گیر جوانه استفاده شود. در واقع به جای اینکه هیدرات جوانه به طور مستقیم از خروجی فیلترها با لیکور ترکیب شوند، وارد یک تانک نوسان‌گیر می‌شود که مقداری هیدرات ذخیره در آن وجود دارد و هیدرات خروجی این تانک با دبی ثابت با لیکور مخلوط می‌شود. بدین ترتیب، نه تنها نوسانات ناشی از دیگر شرایط فرآیندی گرفته می‌شود، بلکه در صورت تغییر دوره‌ای نسبت بازگردانی، میزان بازدهی فرآیند ثابت می‌ماند.

### تعیین مقدار دقیق نسبت بازگشتی با توجه به شرایط بهینه

همانطور که در فاز آزمایشگاهی مشاهده شد، غلظت جوانه‌ی اولیه تاثیر به‌سزایی بر بازده فرآیند ترسیب دارد. برای تغییر در غلظت جوانه‌ی اولیه باید نسبت دبی جریان برگشتی از تانک آخر به دبی محصول تغییر کند. با افزایش جریان بازگردانی بیشتر از مقدار  $70\%$ ، عملاً غلظت جوانه در تانک اولیه بیشتر می‌شود. با افزایش نسبت بازگردانی جریان، از یک سو غلظت جوانه در تانک اولیه افزایش می‌یابد که این خود باعث افزایش بازده و نرخ تولید می‌شود. و از سوی دیگر، دبی جریان محصول از تانک پایانی کاهش می‌یابد.

## ایجاد واحد فعالسازی جوانه

با آزمایش‌هایی که در فاز ۲ صورت گرفته است، نتایج خوبی در رابطه با نحوه‌ی فعال‌سازی جوانه حاصل شده است. علی‌رغم اینکه استفاده از سولفوریک اسید برای فعال‌سازی جوانه می‌تواند بازدهی را به طور محسوسی افزایش دهد، این روش موجب کاهش میانگین اندازه ذرات محصول شده و موجب افت شدید کیفیت محصول می‌شود. علاوه بر این، تاثیر منفی یون سولفات محلول در لیکور بر بالادست فرآیند موجب می‌شود تا این فرآیند فاقد صرفه‌ی اقتصادی باشد.

روش دیگری که برای فعال‌سازی مورد استفاده قرار گرفت، روش حرارتی بوده که در طی آن جوانه‌ی ورودی به تانک اول پیش از ورود توسط آب در حال جوش فعال می‌شد که این امر منجر به افزایش حداقل ۳ درصدی بازده ترسیب شد. روش فعال‌سازی حرارتی جوانه چالش‌های روش فعال‌سازی شیمیایی را نداشته و اجرای آن در مقیاس صنعتی سهل‌الحصول‌تر می‌باشد.

برای اجرای این روش در مقیاس صنعتی، نیاز به یک واحد تولید آب جوش می‌باشد. هیدرات جدا شده از لیکور پس از شسته شدن با بخار (همانند هیدرات محصول)، با آب جوش ترکیب شده و وارد تانکی شبیه مخازن ترسیب می‌شود. با فرض اینکه دبی آب جوش برابر با دبی لیکور یعنی  $450 \text{ m}^3/h$  در نظر گرفته شود، مشکلاتی در راه انتقال ذرات پیش نخواهد آمد. البته این فرض بدبینانه است و با دبی‌های بسیار کمتر از این نیز می‌توان فرآیند فعال‌سازی جوانه را انجام داد. خروجی این تانک وارد یک مرحله فیلتراسیون شده و از کیک فیلتر آن به عنوان جوانه استفاده می‌شود. از آن جایی که ناخالصی‌های موجود بر روی سطح هیدرات وارد آب جوش شده‌اند، این آب وارد یک واحد کوچک تصفیه شده و پس از ترکیب با جریان جبرانی آب، وارد مبدل حرارتی شده و دوباره مورد استفاده قرار می‌گیرد.

برای بررسی سودآوری طرح بایستی محاسبه‌ی هزینه‌های جاری آن صورت گیرد. عمده‌ی هزینه‌ی جاری این طرح را جریان جبرانی آب و سوخت مصرفی برای جوشاندن آب تشکیل می‌دهند.

نتایج بررسی افت دمای هر تانک در فاز ۲ نشان می‌دهد که بیشینه‌ی افت دما در هر تانک ترسیب ۱ □ بوده و از این مقدار تجاوز نمی‌کند. اگر در بدترین حالت، ظرفیت حرارتی لیکور را برابر با آب در نظر بگیریم، میزان هدررفت گرما در هر تانک برابر است با:

$$Q_{loss} = \dot{m}C_p\Delta T = 450 \times 1400 \times 4.2 \times 1 = 735 \text{ kW}$$

با این وجود می‌توان مقدار تبخیر آب را در تانک فعال‌سازی بدست آورد:

$$\dot{m}_{makeup} = \frac{Q_{loss}}{h_{fg}} = \frac{2464000}{2200} = 1.2 \text{ m}^3/h$$

با در نظر گرفتن ضریب اطمینان، می‌توان میزان آب مصرفی این واحد را  $2 \text{ m}^3/h$  در نظر گرفت.

از سوی دیگر، با فرض اینکه دمای آب جوش در مرحله‌ی فیلتراسیون و تصفیه حدود  $50^\circ\text{C}$  افت می‌کند، میزان انرژی مورد نیاز برای مبدل این واحد عبارت است از:

$$Q_{Exchanger} = \dot{m}C_p\Delta T = 450 \times 1000 \times 4.2 \times 50 = 26.25 \text{ MW}$$

اگر بازده مبدل را ۷۰٪ در نظر بگیریم، برای گرم‌کردن مجدد آب به  $37.5 \text{ MW}$  انرژی نیاز خواهد بود. ارزش حرارتی گاز طبیعی به ازای هر متر مکعب در حدود  $36 \text{ MJ}$  می‌باشد. بنابراین، میزان مصرف گاز طبیعی برای گرمایش مجدد آب با فرض اینکه بازده حرارتی بویلر ۴۰٪ باشد، برابر است با:

$$Q_{fuel} = \frac{37.5 \times 3600}{36 \times 0.4} = 9375 \text{ m}^3/h \text{ سوخت}$$

با توجه به اینکه قیمت هر متر مکعب آب حدود ۱۰۰۰ تومان و هر متر مکعب گاز طبیعی حدود ۱۰۰ تومان است، در مجموع این طرح به ازای هر ساعت، حدود ۹۴۰,۰۰۰ تومان هزینه در بر خواهد داشت.

از سوی دیگر، استفاده از این طرح میزان بازدهی تولید هیدرات را به عدد ۴۸,۴۴٪ افزایش خواهد داد. با در نظر گرفتن دبی محصول برابر با  $450 \text{ m}^3/h$ ، میزان افزایش تولید محصول برابر خواهد بود با:

$$129 \text{ kg/m}^3 \times (0.4844 - 0.4597) \times 1.53 \times 450 \text{ m}^3/\text{h} \times 24 \text{ h} \times 360 \text{ day} \\ \times \frac{1 \text{ ton}}{1000 \text{ kg}} = 18954 \text{ ton/year}$$

این مقدار هیدرات تولید  $2194 \text{ kg/h}$  آلومینا را در پی خواهد داشت. بنابراین با در نظر گرفتن قیمت ۹ میلیون تومان به ازای هر تن آلومینا، میزان درآمد حاصل از این طرح در هر ساعت برابر با حدود ۱۷ میلیون تومان خواهد بود.

### راه‌اندازی هیدروسیکلون

به طور کلی توزیع اندازه ذرات جوانه تاثیر بسزایی بر بازده فرآیند ترسیب دارد. طبق گزارشات و صحبت‌های کارشناسان مجموعه، هیدروسیکلون موجود در واحد به دلیل مشکلات عملیاتی از مدار خارج شده‌است. راه‌اندازی مجدد هیدروسیکلون چند هدف را اغنا می‌کند. در وهله‌ی اول ریزدانه‌های موجود در محصول کاهش یافته و از سوی دیگر، راندمان واحد افزایش می‌یابد.

هیدروسیکلون موجود در واحد قادر به جداسازی ذرات کوچکتر از  $45 \mu\text{m}$  می‌باشد. با فرض اینکه در حالت بدون استفاده از هیدروسیکلون ۷۰٪ از محتوی جامد خروجی واحد ۱۶ به عنوان جوانه استفاده می‌شود، استفاده از هیدروسیکلون موجب افزایش ۶ درصدی ذرات زیر  $45 \mu\text{m}$  شده و بدنبال آن بازده فرآیند حداقل ۳٪ افزایش می‌یابد

برای محاسبه‌ی سودآوری حاصل از این طرح بایستی طبق محاسبات قبل عمل کرد. بازدهی فرآیند ترسیب در صورت استفاده از هیدروسیکلون در مدت ۱۲ ساعت برابر با ۳۳,۴۸٪ بوده است. برای اینکه میزان بازده در ۷۲ ساعت را بیابیم، بایستی از ضریبی برای پیش‌بینی آن استفاده کنیم. اما این ضریب نمی‌تواند به صورت خطی در گرفته شود. چرا که رفتاری که از روند تغییرات بازده با زمان مشاهده شده‌است، به رفتار لوگاریتمی شبیه است. در تست شرایط بهینه‌ی RSM، میزان بازده در ۱۲ ساعت برابر با ۳۴,۱۷٪ و در ۵۸



ساعت، ۴۸,۸۴٪ بوده است. بنابراین می‌توان از رابطه‌ی (۵-۱۵) برای پیش‌بینی میزان بازده در مدت ۵۸ ساعت استفاده کرد:

$$\ln(\eta_{58}) = \ln(\eta_{12}) \times \frac{\ln(\eta_{58}^r)}{\ln(\eta_{12}^r)}$$

که در آن  $\eta$  میزان بازده،  $r$  نشان‌دهنده‌ی شرایط مبنا و زیرنویس‌ها نشان‌دهنده‌ی زمان واکنش هستند. بنابراین، پیش‌بینی می‌شود که میزان بازده فرآیند ترسیب در صورت استفاده از هیدروسیکلون در مدت ۵۸ ساعت برابر با ۵۱,۷۴٪ خواهد بود:

$$\eta_{58} = \exp\left(1.124 \times \ln(33.48)\right) = 47.75\%$$

در این صورت، بازده فرآیند ترسیب نسبت به مقدار میانگین سال ۹۸ (۴۵,۹۷٪) حدود ۲ درصد بیشتر خواهد بود. در این صورت میزان افزایش تولید سالانه‌ی هیدرات برابر با ۱۳۶۶۰ تن خواهد بود:

$$\frac{129 \text{ kg}}{m^3} \times (0.4775 - 0.4597) \times 1.53 \times 450 \text{ m}^3/h \times 24h \times 360 \text{ day} \times \frac{1 \text{ ton}}{1000 \text{ kg}} = 13660 \text{ ton/year}$$

### شرایط بهینه

در آزمایش‌های انجام‌شده مشاهده شد که سه پارامتر دما، سرعت همزن و میزان جوانه تاثیر به‌سزایی در افزایش بازدهی فرآیند دارند. در گزارش فاز دوم به تفصیل در مورد روند آزمایش‌های بهینه‌سازی توضیح داده‌شده و نتایج آن نیز تفسیر شده‌است. طراحی آزمایش‌ها و تفسیر نتایج آن با استفاده از نرم‌افزار Design Expert انجام شده‌است. با توجه به بررسی‌های صورت گرفته، دمای لیکور ورودی واحد ۱۶ برابر با ۶۰°C، سرعت دور همزن ۲۳۰ rpm و غلظت جوانه ۳۵۰ g/L به عنوان شرایط بهینه‌ی عملیاتی معرفی شده‌است. در این حالت، باید میزان نسبت بازگشتی برابر با ۰,۷۸۵ در نظر گرفته شود. در این صورت، میزان بازدهی برابر با ۴۸,۸۴٪ بوده که در این صورت، میزان افزایش تولید سالانه‌ی واحد برابر خواهد بود با:

$$129 \frac{kg}{m^3} \times (0.4884 - 0.4597) \times 1.53 \times 45.0 \frac{m^3}{h} \times 24h \times 360 \text{ day} \\ \times \frac{1 \text{ ton}}{1000 \text{ kg}} = 220.24 \text{ ton/year}$$

مشاهده می‌شود که در این حالت تولید سالانه‌ی هیدرات حدود ۲۲۰۰۰ تن افزایش خواهد یافت.

همانطور که پیش‌تر نیز گفته شد، جهت دستیابی به شرایط بهینه‌ی فرآیندی بایستی تغییراتی در واحد به وجود بیاید. یکی از این تغییرات، افزایش توان مبدل‌های حرارتی است. چرا که در این شرایط، دمای ورودی لیکور باید دمایی برابر با ۵۰ °C داشته باشد. اما نیازی به تغییر توان موتورهای متصل به همزن تانک‌ها وجود ندارد.

یکی از مشکلات استفاده از شرایط بهینه در دمای ۵۰ °C تولید ریزدانه است. اما می‌توان این مشکل را با به کارگیری هیدروسیکلون برطرف کرد. در فصل دوم نشان داده شد که میزان بازدهی در این حالت به عدد ۵۱٫۳۵٪ می‌رسد. بنابراین، میزان افزایش تولید برابر خواهد بود با:

$$129 \frac{kg}{m^3} \times (0.5135 - 0.4597) \times 1.53 \times 45.0 \frac{m^3}{h} \times 24h \times 360 \text{ day} \\ \times \frac{1 \text{ ton}}{1000 \text{ kg}} = 41285 \text{ ton/year}$$

جدول ۲ نشان‌دهنده‌ی راهکارهای فرآیندی مختلف و میزان افزایش تولید سالانه‌ی هیدرات در آن‌هاست. بدیهی است که می‌توان این سناریوها را در کنار یکدیگر به کار برد. اما این لزوماً بدان معنا نیست که میزان افزایش تولید برابر با مجموع این اعداد خواهد شد.

بکارگیری هیدروسیکلون و همچنین استفاده از فعال‌سازی جوانه در هر صورت منجر به افزایش بازده فرآیند ترسیب خواهند شد. فعال‌سازی حرارتی جوانه موجب زدودن ناخالصی‌های موجود بر روی سطح هیدرات شده و در نتیجه با کاهش میزان ناخالصی‌های هسته‌ی اولیه، راندمان فرآیند نیز افزایش خواهد داشت. هیدروسیکلون نیز می‌تواند با افزایش ذرات ریز جوانه موجب افزایش بازده ترسیب شود. در کنار آن، این روش می‌تواند ریزدانه‌ی محصول را نیز حذف کند که افزایش کیفیت محصول را نیز به همراه دارد.

جدول ۲ میزان افزایش تولید سالانه‌ی هیدرات به ازای اجرای سناریوهای مختلف

سناریو	بازده ترسیب (%)	میزان افزایش تولید سالانه (تن)
تانک نوسان‌گیر جوانه	-	۱۰,۰۰۰
ایجاد واحد فعالسازی جوانه	۴۸,۴۴	۱۸,۹۵۴
راه‌اندازی مجدد هیدروسیکلون	۴۷,۷۵	۱۳,۶۶۰
شرایط بهینه‌ی عملیاتی در دمای ۶۰ □	۴۸,۸۴	۲۲,۰۲۴
استفاده‌ی همزمان از هیدروسیکلون و شرایط بهینه‌ی عملیاتی در دمای ۵۰ □	۵۱,۳۵	۴۱,۲۸۵

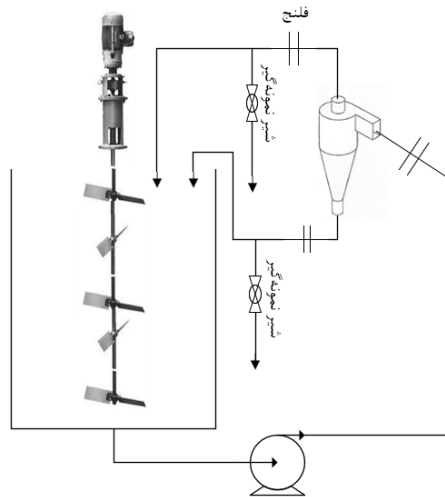
در ابتدا شرایط بهینه در دمای ۵۰ □ ارائه شد. با وجود اینکه در این حالت بازده فرآیند ترسیب افزایش چشمگیری دارد، عملیات در این دما موجب افزایش ریزدانه در محصول و به تبع آن، کاهش کیفیت خواهد شد. هرچند، در آزمایش‌های انجام‌شده نشان داده‌شده است که نه‌تنها بکارگیری هیدروسیکلون می‌تواند این مشکل را برطرف سازد، بلکه موجب افزایش بازدهی نیز خواهد شد. با این حال، شرایط بهینه‌ی جدید در دمای ۶۰ □ نیز طراحی شد که نشان از افزایش نسبی بازدهی و حفظ کیفیت محصول دارد.

با توجه به نتایج بدست‌آمده از این پروژه، اکیدا توصیه می‌شود که سیستم هیدروسیکلون به خط فرآیندی بازگردد. برای جلوگیری از مشکلاتی که موجب کنارگذاشتن هیدروسیکلون شده بوده‌است، بایستی مطالعات کاملی در مورد نحوه‌ی عملکرد هیدروسیکلون صورت گیرد. به کارگیری هیدروسیکلون موجب می‌شود تا جوانه‌ی مورد استفاده ریزتر شود. این عمل باعث افزایش بازدهی فرآیند و کاهش اندازه ذرات تولیدی در فرآیند ترسیب می‌شود. در سیکل دوم، ذرات جوانه از جوانه‌ی سیکل اول نیز ریزتر شده و این مهم موجب افزایش بیشتر راندمان و کاهش اندازه‌ی ذرات می‌شود. بنابراین، هنگامی که تمامی جریان ریز بالای هیدروسیکلون به عنوان جوانه استفاده شود، پس از مدتی بار جامد هیدروسیکلون بسیار زیاد شده و ممکن است این عمل تا جایی پیش برود که نرخ تولید ذرات بزرگتر از  $45 \mu m$  کمتر از ذرات ریزتر از آن شود. این

مشکلات می‌توانند موجب از کارافتادن هیدروسیکلون شوند. بنابراین، دستیابی به مدلی دینامیک از فرآیند در حضور هیدروسیکلون می‌تواند ما را در این راه یاری دهد.

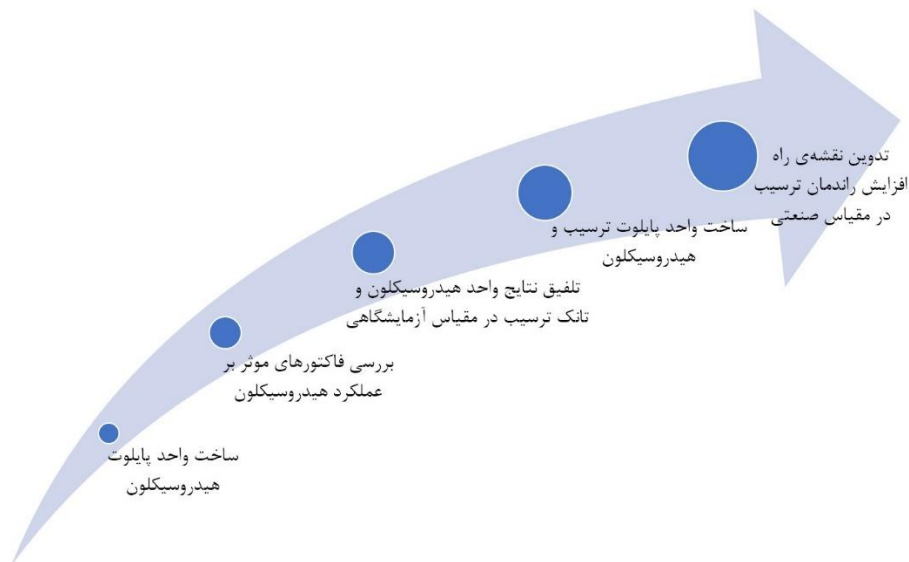
از سوی دیگر، مطالعات صورت گرفته در این پروژه، با فرض بازدهی کامل هیدروسیکلون انجام شده است. این در حالی است که بازدهی هیدروسیکلون به عواملی چون دبی، کسر حجمی فاز جامد ورودی و همچنین توزیع اندازه‌ی جریان ورودی وابسته است. بنابراین، بایستی واحد کوچکی بر مبنای قوانین طراحی شده و با استفاده از فضای شبیه‌سازی دینامیک سیالات (CFD) به تایید اولیه برسد. سپس، می‌توان به راه‌اندازی واحدی کوچک از هیدروسیکلون پرداخت که با انجام آزمایش‌های کامل تاثیر فاکتورهای مختلف بر عملکرد آن بررسی شود. در واقع، این واحد شامل سیستم بسته‌ای است که ورودی هیدروسیکلون را در شرایط یکسان قرار می‌دهد. با امکانات موجود نظیر شیر نمونه‌گیر و قابلیت تغییر هیدروسیکلون، می‌توان مطالعه‌ی کاملی در مورد نحوه‌ی عملکرد هیدروسیکلون در شرایط مختلف انجام داد.

پس از مطالعه و آگاهی از نحوه‌ی عملکرد هیدروسیکلون، بایستی نتایج حاصله را در مقیاس آزمایشگاهی حاضر پیاده‌سازی کرده و تاثیر توزیع اندازه ذرات را بر راندمان ترسیب بررسی کرد. سپس، بایستی ترکیب هیدروسیکلون و واحد پایلوت ترسیب را راه‌اندازی کرد. این واحد پایلوت می‌تواند بستر مناسبی برای آزمایش انواع سناریوهای ارائه شده باشد. در این حالت بایستی هیدروسیکلون و پایلوت ترسیب به صورت جداگانه عمل کرده و خروجی هیدروسیکلون راهی پایلوت ترسیب شود. همچنین، با این واحد می‌توان عملکرد هیدروسیکلون در طولانی‌مدت و عوامل توقف آن را نیز شناسایی کرد.



شکل ۳ نمایی ساده از واحد مدنظر برای بررسی اثر پارامترهای مختلف بر عملکرد هیدروسیکلون

شکل زیر فلوجارتی از برنامه‌ی پیشنهادی را به تصویر می‌کشد.



شکل ۴ فلوجارت پیشنهادی برای ادامه‌ی پروژه‌ی افزایش راندمان ترسیب