

به نام خدا



پایان نامه کارشناسی ارشد

مهندسی مکانیک - تبدیل انرژی

## بررسی تجربی و عددی رفتار تیکنرهای خمیری<sup>۱</sup> بر روی باطله های مس

تهیه کننده : منصور منظری توکلی

شماره دانشجویی : ۸۴۴۰۱۰۵

استاد راهنمای اول : شهرام هاشمی مرغزار

استاد راهنمای دوم : محمود فرزانه گرد

استاد مشاور : لیام مک نامارا<sup>۲</sup>

پاییز ۸۶

---

<sup>۱</sup> Paste thickeners

<sup>۲</sup> Liam McNamara

تقدیم به :

استاد ارجمند دکتر شهرام هاشمی مرغزار ، پدر و مادر عزیز و همسر مهربانم و تمام کسانی

که مرا تا رسیدن به این مرحله یاری کرده اند

با تشکر فراوان از:

دکتر شهرام هاشمی مرغزار

شرکت فنی مهندسی کانی مس

شرکت Dorr Oliver Eimco

مجتمع مس سرچشمه

آزمایشگاه مکانیک خاک کرمان

دکتر لیام مک نامارا

مهندس عبدالمناف زرآبادی

کریستوفر بیسلی

مهندس کهنوجی

عباس ناجی

حسین رضایی

خانم مهندس عباسلو

مهندس مسعود درفشان

مهندس محمد عباس نژاد

و تمام کسانی که اینجانب را در تهیه این پایان نامه یاری نمودند.

## توجه

کلیه نتایج آزمایشات تجربی موجود در این پایان نامه متعلق به شرکت فنی مهندسی کانی مس و شرکت Dorr Oliver Eimco می باشد و استفاده بدون اجازه از آنها پیگرد قانونی دارد.

## مقدمه

پس از سال ها تکامل و پیشرفت تکنولوژی ساخت تیکنرها که برای بازیافت آب و تغلیظ مواد جامد مخلوط در مایع در صنایع مختلف مخصوصا صنایع معدنی- فلزی استفاده می شوند پیشرفت های زیادی حاصل شده است به طوری که این پیشرفت ها منجر شده اند تیکنرهای متداول<sup>۱</sup> قدیمی که قطر بزرگ و ارتفاع نسبتا کم داشتند و راندمان پایینی در بازیابی آب داشتند به تیکنرهای ظرفیت بالا<sup>۲</sup> و تیکنرهای خمیری<sup>۳</sup> که دارای نسبت ارتفاع به قطر بالاتری هستند و آب را با راندمان بسیار بالاتری از مخلوط آب و جامد (اسلاری)<sup>۴</sup> جدا می کنند ارتقا یابند.

با هدف تحقیق بر روی پارامترهای دخیل در کارکرد تیکنرهای خمیری یک سری کار تجربی و تئوری با کمک شرکت کانی مس ایران و شرکت Dorr Oliver Eimco بر روی نمونه نیمه صنعتی تیکنر خمیری<sup>۵</sup> دارای قطر یک و نیم متر و ارتفاع شش متر در سرچشمه و میدوک کرمان و بر روی باطله های واحد تغلیظ مس انجام گرفت که نتایج آنها در این پایان نامه آورده خواهد شد.

بالغ بر ۲۵۰ ساعت آزمایش های تجربی به صورت شبانه روزی بوسیله تیمی متشکل از ۷ نفر و در محل ایستگاه پمپاژ شماره ۳ مجتمع مس سرچشمه و شرکت مس فلز رنگین میدوک انجام گردید. در مرحله راه اندازی و کارکرد تیکنر خمیری نیمه صنعتی (پیلوت) پدیده های جالبی مشاهده شد که همراه با تحلیل تئوری نتایج بدست آمده و مدل سازی عددی چاهک تغذیه تیکنر پیشتاز آورده خواهد شد.

---

<sup>۱</sup> Conventional thickener

<sup>۲</sup> Hi rate

<sup>۳</sup> Paste thickener

<sup>۴</sup> slurry

<sup>۵</sup> Pilot paste thickener

## چکیده

در این پایان نامه آزمایشات تجربی و کارتئوری بر روی تیکنر پایلوت جهت تغلیظ باطله های واحد تغلیظ مس انجام گردید. لخته ساز<sup>۱</sup> انتخابی مگنافلوک ۵۲۵۰<sup>۲</sup> بود و رقیق سازی خوراک ورودی به تیکنر جهت ماکزیمم کردن شار رسوب گذاری و آماده کردن خوراک برای لخته شدن<sup>۳</sup> تا ۱۰ درصد جرمی صورت می پذیرفت. در خلال آزمایشات، اثر پارامترهای مختلف مانند زمان ماند رسوبات ، دبی خوراک ورودی به تیکنر و ته ریز، سرعت رک و ... بررسی <sup>ت</sup> گردید. هدف آزمایشات آب گیری رسوبات تا رسیدن درصد جامد ته ریز به ۶۰ درصد وزنی جامد و بازیابی آب جدا شده بود. اما در آزمایش های اول تا سوم این موضوع محقق نشد و درصد جامد ته ریز حدود ۵۰ درصد وزنی بود. ابتدا گمان می شد خوراک دهی نامنظم در آزمایش های (۱ و ۲) علت این موضوع است که با منظم شدن خوراک دهی در آزمایش ۳ این فرضیه رد شد. نهایتاً " علت پایین بودن درصد جامد ته ریز مربوط به ریز بودن توزیع اندازه ذرات ورودی به تیکنر به علت سیستم نامناسب خوراک دهی به تیکنر تشخیص داده شد که با تصحیح سیستم خوراک دهی در آزمایش ۴ و رسیدن درصد وزنی جامد ته ریز به حدود ۶۰ درصد این نظریه تایید شد از همین رو براساس نتایج آزمایشات تجربی و توزیع اندازه ذرات، رابطه ای برای درصد جامد ته ریز و سطح مخصوص که وابسته به توزیع اندازه ذرات است به ازای ارتفاع های مختلف خط گل پیشنهاد گردید. از دیگر نتایج مشخص شدن وابستگی دز فلوکولانت مورد نیاز به توزیع اندازه ذرات و دمای محیط است زیرا چگونگی برخورد ذرات با یکدیگر و با گردابه های شامل فلوکولانت به اندازه ذرات بستگی دارد از همین رو در آزمایشاتی که توزیع اندازه ذرات ریز بود هدرروی لخته ساز<sup>۱</sup> از سرریز وجود داشت. در خلال آزمایشات تنش تسلیم رسوبات خمیری شکل ته ریز نیز به کمک آزمایش اسلامپ و مدل توده ای اندازه گیری شد که تنش تسلیم باطله های مس در درصد جامد های مختلف مشخص گردید.

مدل سازی عددی چاهک تغذیه<sup>۴</sup> تیکنر پایلوت در حالت تک فاز و دو فاز (مدل سطح آزاد VOF) انجام شد که به وسیله هر دو مدل نشان داده شد چاهک تغذیه<sup>۴</sup> از نظر هدایت همگن و بهینه خوراک ورودی و ذرات فلوکوله شده به نقاط مختلف تیکنر و پارامترهای لازم جهت لخته شدن مناسب ذرات به یکدیگر در شرایط بهینه ای کار نمی کند که نشان داده شد با تغییر هندسه و بخصوص تغییر نسبت قطر لوله ورودی به قطر چاهک تغذیه و تغییر زاویه لوله ورودی چاهک تغذیه می تواند در شرایط بهتری کار کند. همچنین اثر سرعت چرخش رک ، تغییر دبی ورودی به چاهک تغذیه، تغییر قطر لوله ورودی ، و تغییر زاویه لوله ورودی بر عملکرد چاهک تغذیه بررسی گردید.

## کلمات کلیدی:

<sup>۱</sup> Flocculant

<sup>۲</sup> Magnafloc 5250

<sup>۳</sup> Flocculation

<sup>۴</sup> feedwell

تیکنرهای خمیری - تیکنر خمیری پایلوت - شبیه سازی جریان - ساختار جریان - لخته شدن<sup>۳</sup> - کواگوله شدن<sup>۱</sup> -  
چاهک تغذیه - رسوبات خمیری تنش تسلیم - آزمایش اسلامپ

In the name of God



Shahrood University of Technology  
Master of Science Thesis in Mechanical Engineering

***Experimental and Numerical investigation of paste thickeners  
on copper tail***

By:

**Mansoor Manzari Tavakoli**

**ID No: 8440105**

First Supervisor:

**Sh.Hashemi Marghzar**

Second Supervisor:

**M. Farzaneh Gord**

Adviser:

**L. McNamara**

---

<sup>۱</sup> coagulation

## **ABSTRACT**

In this thesis, experimental and theoretical work on the pilot paste thickener for water recovery from copper tails and then concentrate of copper tails has been done. The Selected flocculant was Magnafloc 5250. For increasing sedimentation flux and better flocculation feed dilution was done until 10 mass percent. During the experimental tests the effect of various parameters such as, residence time of sedimentations, inlet and outlet tail rate and rake velocity was investigated. Mass solid percent of about 60% at paste discharge was The purpose of experimental tests, but in first series of experimental works it was not achieved (experiments of 1 to 3) and discharge solid percent was about 50%, The first impression by the team was that low amount of solid percent at discharge was because of variations at inlet to thickener, this opinion was rejected in the next series of experiments because the feed rate in experiment 3 was regular but there was no improving in discharge solid percent. Finally troubleshooting showed that the reason for the low amount of discharge solid percent was related to the fine solid particle distribution that reduced permeability of sedimentations. With correction in the feed system of pilot thickener from experiment 4, the problem was fixed and the solid discharge mass percentage reaches to 60%. Thus, based on experiments on pilot paste thickener and solid particle size distribution, a relation for discharge solid percent and the specific surface (that is related to particle size distribution) in some heights of mud was suggested . Other result of experimental works in flocculation field was that flocculant dose is related to particle size distribution, environmental temperature, flocculant and tail type. because collision between particles and between particles with eddies that contain flocculant is related to particles size. Thus, in experiments that particle size distribution was very fine, there was flocculant waste from the weir in the recovered water .During the experiments, yield stress of copper paste in various solid percent has been measured by slump test at discharge section of pilot thickener pastes and the help of lump model.

One phase and two phase (VOF) model numerical simulation of Feedwell was performed using the CFD software. Both models showed that the feedwell of pilot paste thickener doesn't work at optimum state and it has been shown that with changing in feedwell geometry specially feedwell inlet pipe diameter and inlet pipe degree, feedwell can work in a better state. The effects of other parameters such as rake shaft rotation velocity and tail inlet flow rate were investigated. The results indicated that the rake shaft Rotation, doesn't



have important effect on feedwell performance because the rotational velocity of shaft is very slow, and increasing the capacity of pilot paste thickener is possible

**Keywords:**

pilot paste thickener, flow simulation, flow character, flocculation, coagulation, feedwell, yield stress, slump test

# فصل اول

## مقدمه و مرور کارهای گذشته

### ۱-۱ اصول کار و اجزای تیکنرهای خمیری

تیکنرها از جمله واحدهای اصلی در اکثر واحدهای هیدرو متالورژیکی هستند کار اصلی تیکنرها جدا کردن ذرات معلق، برای تغلیظ جامدات، ضمن بازیافت مایع است. در حالی که تیکنرهای ثقلی دایروی<sup>۱</sup> از ۱۰۰ سال پیش بعنوان واحدهای جداسازی در اکثر صنایع معدنی کاربرد داشته اند ولی در عین حال کاربرد تیکنر بصورت تجربی منظور می گردید تا یک علم، زیرا که اطلاعات مهندسی کمی از فرآیندهایی که داخل تیکنر روی می داد وجود داشت اما اکنون شرایط مربوطه در حال تغییر است.

در تیکنرهایی که به طور پیوسته کار می کنند جامد به طور پیوسته از ته ریز با آهنگی که به داخل تیکنر وارد شده اند خارج می شوند. بدین صورت که ابتدا مخلوط ورودی مایع و جامد (دوغاب<sup>۲</sup>) در مقطع ورودی رقیق می گردد و پس از آن با اضافه کردن مواد منعقد کننده، ذرات جامد به یکدیگر می چسبند (عمل لخته شدن<sup>۳</sup>) و ذرات به هم چسبیده رسوب می کنند پس از رسوب همانطور که رسوبات به سمت ته ریز حرکت نموده و بدین ترتیب آب گیری می شوند خروجی از ته ریز مخلوط غلیظ تری از جامد و مایع بوده و آب بازیافت شده از سرریز تیکنر خارج می گردد در شکل ۱-۱ نمونه ای از تیکنرهای با ته ریز خمیری نشان داده شده است.

---

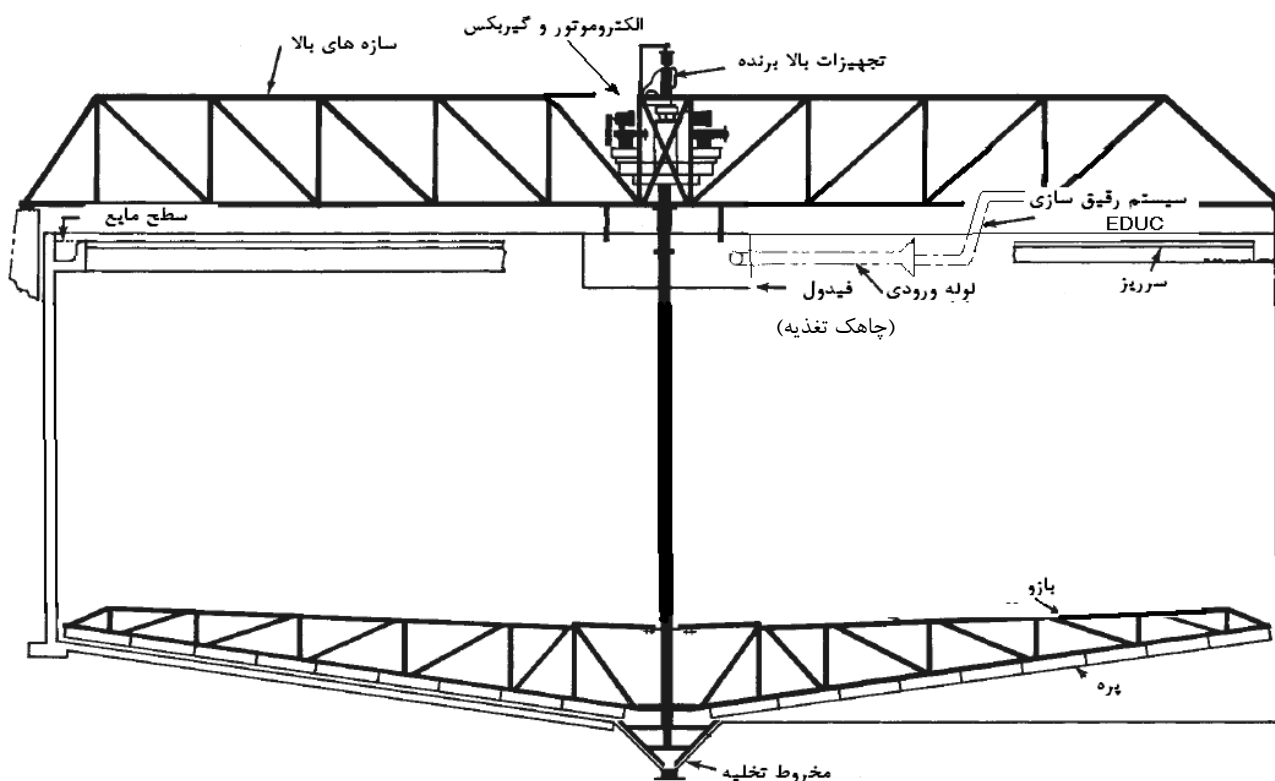
<sup>۱</sup> circular gravity thickener

<sup>۲</sup> slurry

<sup>۳</sup> flocculation

تیکنرها معمولا دارای چند جزء اصلی هستند که شامل تانک اصلی، لوله های ورودی و چاهک تغذیه<sup>۱</sup> که ورودی تیکنر است و نقش قلب تیکنر را دارد و مسئولیت هدایت ورودی به قسمتهای مختلف تانک تیکنر و استفاده بهینه از مناطق مختلف تانک را دارد ضمن اینکه بخشی از تقعید ذرات یا همان لخته شدن<sup>۳</sup> جهت بهبود رسوب گذاری در چاهک تغذیه انجام می گردد بنا به اهمیت این بخش از تیکنر ، در بخشهای آتی به مدل سازی عددی و بررسی چاهک تغذیه پرداخته خواهد شد. تحلیل موضوع توسط دینامیک سیالات محاسباتی (CFD) برای کاهش هزینه ها و افزایش راندمان در حال گسترش است. جزء دیگر تیکنر مکانیزم پارو برای جمع آوری رسوبات و هدایت آن به سمت خروجی است این بخش شامل الکتروموتورهای گرداننده، گیربکس جهت کاهش دور، خرپاهای نگه دارنده و تیغه های جمع آوری جهت جاروب کردن رسوبات است .

جزء مهم دیگر سیستم رقیق سازی خوراک ورودی جهت افزایش شار رسوب گذاری است که در تکنولوژی برگرفته از Dorr Oliver Eimco به EDUC مشهور است شکل ۱-۱ اجزای یاد شده نشان داده شده است

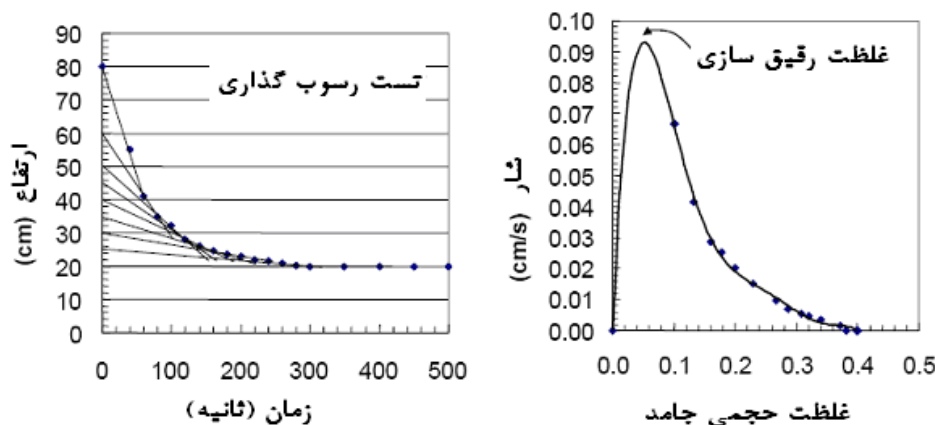


شکل ۱-۱) نمونه ای از یک تیکنر خمیری ساخت شرکت (EIMCO)

<sup>۱</sup> feedwell

تفاوت بارز تیکنرهای خمیری با تیکنرهای متداول قدیمی و تیکنرهای ظرفیت بالا، بالاتر بودن نسبت ارتفاع به قطر ( $h/D$ ) می باشد که نتیجه آن افزایش راندمان جداسازی جامد و مایع از یکدیگر و بازیافت بیشتر مایع و افزایش درصد جامد در ته ریز تیکنر می باشد

رقیق سازی خوراک به منظور افزایش شار رسوب گذاری صورت می گیرد تالماگ و فیچ<sup>۱</sup> نشان دادند که در غلظتی خاص میزان سرعت و شار رسوب گذاری بیشینه است در بیشتر موارد این غلظت بین ۹ تا ۱۰ درصد حجمی جامد است. از اینرو در مقیاس های صنعتی نیز برای ماکزیمم ظرفیت تیکنر و بیشینه شار رسوب گذاری و همچنین بهبود لخته شدن ذرات دوغاب<sup>۲</sup> ورودی را تا غلظت حجمی که شار رسوب گذاری ماکزیمم است رقیق سازی می نمایند. که در شکل ۱-۲ آزمایش رسوب گذاری در حالت غیردائم نشان داده شده است که در این نمودار، سمت چپ نمایانگر ارتفاع خط حائل دوغاب در حال نشست و آب زلال بالای آن است که در نتیجه شیب نمودار، سرعت نشست خط حائل آب و دوغاب را نشان می دهد. که بنا بر همین اطلاعات نمودار سمت راست رسم می گردد که شار رسوب گذاری در غلظت های مختلف را نشان می دهد



شکل ۱-۲) آزمایش رسوب گذاری در حالت غیردائم [20]

به شکل مختصر به توضیح اجزای مهم تیکنر و مطالعاتی که بر روی آنها بویژه با استفاده از روش های مدل سازی عددی صورت پذیرفته است پرداخته خواهد شد.

## ۲-۱ تحلیل چاهک تغذیه

<sup>۱</sup> [Talmage and Fitch [1955]]

<sup>۲</sup> slurry

در تحلیل های عددی که در طی سال های روی تیکنرهای مختلف انجام شده است از CFD و CFX استفاده شده است که CFD دینامیک سیالات محاسباتی و CFX یک پکیج گسترش یافته CFD بوسیله ANSYS است از مزایای استفاده از دینامیک سیالات محاسباتی موارد زیر را می توان نام برد:

- CFD قابلیت مدل سازی هندسه های پیچیده را دارد
- تست های عددی سرمایه گذاری کمتری نیاز دارند
- براحتی تغییر شرایط مرزی و هندسه امکان پذیر است

با استفاده از مدل چند فاز CFX 5.6 مدل سازی عددی زیر همراه با اندازه گیری های تجربی بر روی تیکنر صورت پذیرفته است.

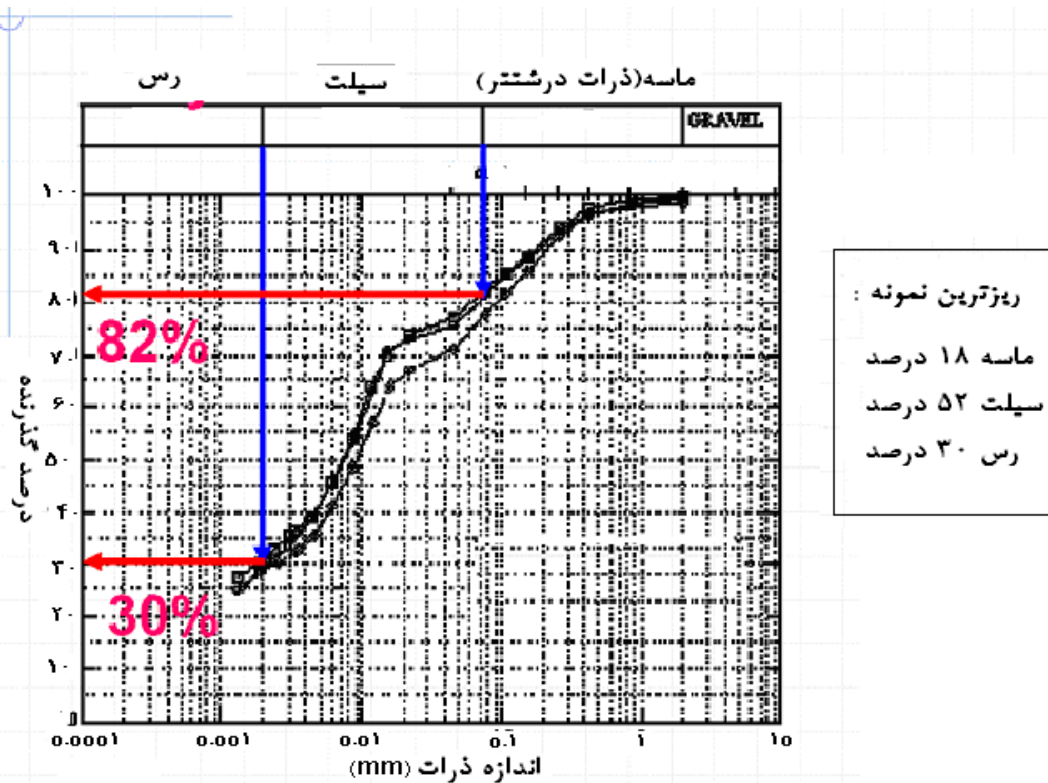
در کار تجربی و تئوری که در سال ۲۰۰۳ در دانشگاه آلبرتا<sup>۱</sup> بوسیله چالاتورنیک و راجاراتنام<sup>۲</sup> صورت گرفته است یک تیکنر یک متری آزمایشگاهی استفاده شد و سپس مدل سازی عددی و اندازه گیریهای تجربی بر روی آن صورت گرفت. خوراک که از دو سری ذرات با قطر متوسط تشکیل شده بود داخل یک تانک دارای مخلوط کننده قرار داشت و از داخل آن بدون لخته شدن به تیکنر پمپ می شد آزمایشها در دو حالت پایدار و گذرا انجام شدند. توزیع اندازه ذرات استفاده شده توسط آنها در شکل ۱-۳ نشان داده شده است

برای مدل سازی حالت گذرا و بررسی مدل جریان و شبیه سازی فرآیند پر کردن تیکنر و دیدن اثر مدل انتخابی برای شبیه سازی تیکنر ابتدا تیکنر مورد آزمایش را با آب پرکردند. و میدان سرعت و سرعت لغزش بین ذرات و آب را بدست آوردند.

---

<sup>۱</sup> Alberta

<sup>۲</sup> J. Yang, R. chalaturnyk, N. Rajaratnam



شکل ۱-۳) توزیع اندازه ذرات در نمونه های مورد استفاده بوسیله یانگ و همکاران<sup>۱</sup> [20]

در حالت کارکرد پایدار تیکنر، ۳۵ سانتیمتر آب شفاف روی رسوبات دارای ۵۳ درصد جامد که حاوی ۷۴ درصد محتوی ذرات بسیار ریز بود تنظیم گردید و برای پیش بینی محتوای جامد و ذرات ریز در تیکنر در حالت پایدار از مدل سازی عددی استفاده شد.

اما درصد جامد مدل سازی شده در ارتفاع های مختلف تیکنر تنها برای ذرات ریز و در ارتفاع های بالا تطابق خوبی با جوابها داشت. آنها همچنین نشان دادند که اگر مدل انتخابی به مدل سطح آزاد تغییر کند تفاوت عمده ای در جریان مدل سازی شده بوجود خواهد آمد و جنبش سیال نزدیک سطح آزاد به مراتب بالاتر خواهد بود.

اما تاثیر چاهک تغذیه و اثر پارامترهای مختلف بر روی لخته شدن ذرات در این تحلیل بررسی نگردید.

بررسی جریان سیال در چاهک تغذیه با ورودی مماسی در مدل فیزیکی مقیاس کوچک و تیکنر ساده بوسیله وایت و همکاران<sup>۲</sup> صورت پذیرفته است آنها با اندازه گیری تجربی مبتنی بر روش LDV<sup>۳</sup> در چاهک تغذیه در حالت با تاقچه<sup>۴</sup> و بدون تاقچه<sup>۴</sup> بررسی نمودند و برای نمایان سازی از رنگ<sup>۱</sup> برای نمایش جریان استفاده کردند. که ذیلا<sup>۱</sup>

<sup>۱</sup> Yang et al

<sup>۲</sup> [R.B. White, I.D.Sutalo, T. Nguyen[2002]]

<sup>۳</sup> Laser Doppler velocimetry

<sup>۴</sup> shelf

به آنها پرداخته می شود. اما متاسفانه وایت و همکاران سطح آزاد را که در مدل های کوچک بسیار تاثیرگذار است مدل نکردند و تنها جریان تک فاز را مورد بررسی قرار دادند و لخته شدن و پارامترهای موثر در آن را نیز مورد بررسی قرار ندادند

آنها مدل سه بعدی دینامیک سیالات محاسباتی برای محاسبه جریان سیال در چاهک تغذیه استفاده کردند و جوابهای مدل توربولانس  $k - \varepsilon$  و مدل توربولانس تنش رینولدز دیفرانسیلی برآورد کردند و دیده شد پیش بینی میدان جریان بوسیله این دو مدل تطابق خوبی با نتایج تجربی داشت

اندازه گیری سرعت بوسیله روش LDV بوسیله رودی<sup>۲</sup> و امام و همکاران<sup>۳</sup> انجام شد نمایان سازی بوسیله رنگ<sup>۴</sup> بوسیله ژو و همکاران<sup>۵</sup> و ون مارله و کراننبورگ<sup>۶</sup> و افراد دیگری انجام شده است اندازه گیری ها غالبا بر روی بدنه اصلی تیکنر و کلاریفایر صورت می پذیرفت و داخل آن معمولا اندازه گیریهای کمیت ها صورت نمی گرفت و دارای خطایی حدود ۲۰ درصد بود .

CFD روش ارزشمندی برای طراحی و بهینه سازی تیکنرهاست سوتالو و همکاران [5] نشان داند که در یک چاهک تغذیه با مقیاس کوچک بدون تاقچه و با ورودی خوراک مماسی مدل توربولانس  $k - \varepsilon$  تک فازدر رینولدزهای نسبتا پایین ۳۸۰۰۰۰ و با مش بندی ریزجوابهایی تقریبا مشابه با اندازه گیری های آزمایشگاهی می دهد. مدل تیکنر مورد استفاده بوسیله وایت و همکاران در شکل ۱-۴ نشان داده شده است. [۹]

---

<sup>۱</sup> dytracer

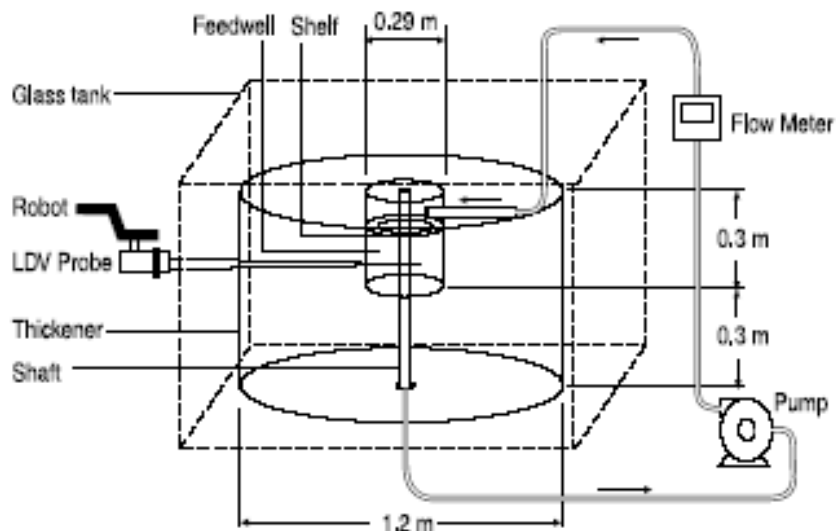
<sup>۲</sup> [Lynand rody 1990]

<sup>۳</sup> [Imam et al 1983]

<sup>۴</sup> dye visualization

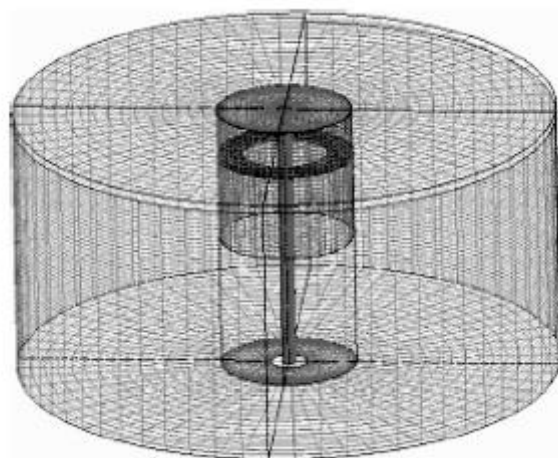
<sup>۵</sup> Zhou et al 1984

<sup>۶</sup> [van Marle &Kranenburg1994]



شکل ۴-۱) نمای شماتیک مدل تیکنر مورد استفاده برای شبیه سازی تجربی

در مدل سازی عددی چاهک تغذیه شامل یک مدل عددی تک فاز بود. که برای نمایش جریان در آن مدل تیکنر با مقیاس کوچک انتخاب و استفاده شده است مدل CFD برای تمام تیکنر شامل بدنه استوانه ای و شفت مرکزی (مربوط به پارو)، با استفاده از نرم افزار CFX4.3، توسعه یافته بوسیله تکنولوژی AEA تهیه شد. گرید بندی محاسباتی شامل هشت بلوک کلی و ۲۵۰۰۰۰ سلول بود. در شکل ۵-۱ شبکه بندی استفاده شده برای مدل سازی تیکنر با مقیاس کوچک نشان داده شده و در آن موقعیت مکانی تاقچه نشان داده شده است



شکل ۵-۱) شبکه بندی استفاده شده برای تیکنر مقیاس کوچک

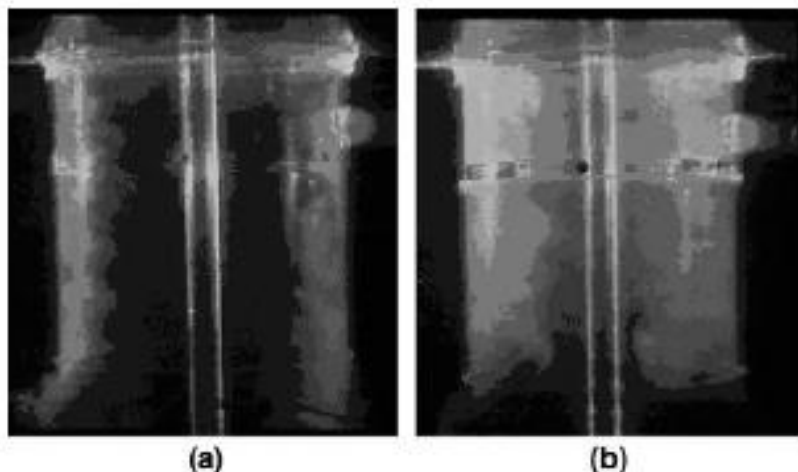


حل در حالت دائم<sup>۱</sup> و برای ۲۰۰۰ تکرار انجام شد. مدل سازی با استفاده از دو مدل توربولانس دیفرانسیلی و مقایسه با اندازه گیری های LDV مقایسه گردید مدل توربولانس  $k-\varepsilon$  مقرون به صرفه ترین مدل بوده که در مدل سازی توربولانس استفاده می گردید و شامل دو معادله انرژی جنبشی توربولانس و اتلافات توربولانس است که بشکل همزمان حل می شوند در عین حال ارزش محاسباتی مدل توربولانس تنش های رینولدز معمولاً یک مرتبه بالاتر از مدل توربولانس  $k-\varepsilon$  است .

نتایجی که از این مدل سازی بدست آمد عبارتند از :

روش نمایان سازی بوسیله رنگ در دو مدل چاهک تغذیه استفاده شد نمایان سازی جریان نشان می دهد که حضور تاقچه<sup>۲</sup> می تواند زمان ماند در چاهک تغذیه را افزایش دهد . تفاوت در الگوی جریان در دو حالت وجود و فقدان تاقچه در شکل ۶-۱ نشان داده شده است

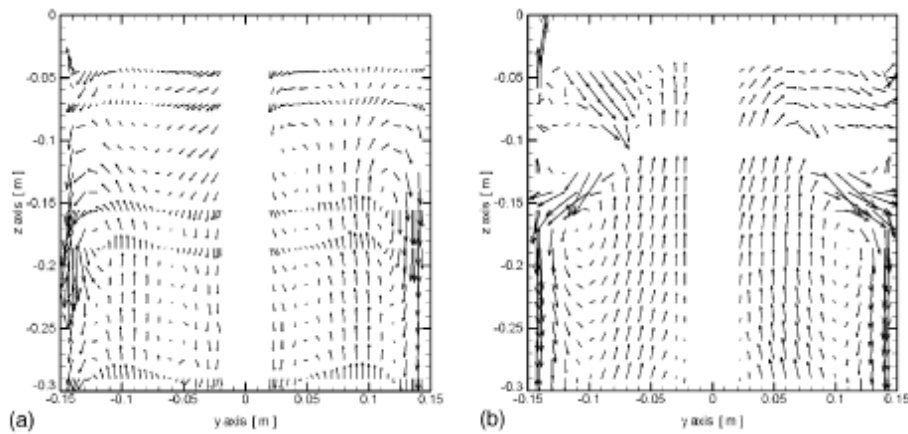
چنانچه در شکل ۶-۱ ملاحظه می شود ناحیه رنگی نزدیک دیواره در چاهک تغذیه با تاقچه، گسترده تر از چاهک تغذیه بدون تاقچه است که بیانگر آن است زمان ماند در چاهک تغذیه با تاقچه می تواند بیشتر باشد . روش نمایان سازی بوسیله رنگ همچنین الگوی جریان سیال را در لبه پایینی چاهک تغذیه که خطوط جریان رنگ چاهک تغذیه را از نزدیک دیواره ترک می کنند (گوشه های پایین چپ و راست در قسمتهای a و b شکل ۶-۱)



شکل ۶-۱) نمایان سازی جریان بوسیله رنگ در صفحه عمودی گذرا از مرکز موازی لوله ورودی در چاهک تغذیه (a) بدون تاقچه (b) با تاقچه

<sup>۱</sup> steady state

<sup>۲</sup> shelf



شکل ۷-۱) میدان سرعت اندازه گیری شده با استفاده از روش LDV در صفحه عمودی گذرا از مرکز موازی لوله ورودی در چاهک تغذیه (a) بدون تاقچه (b) با تاقچه

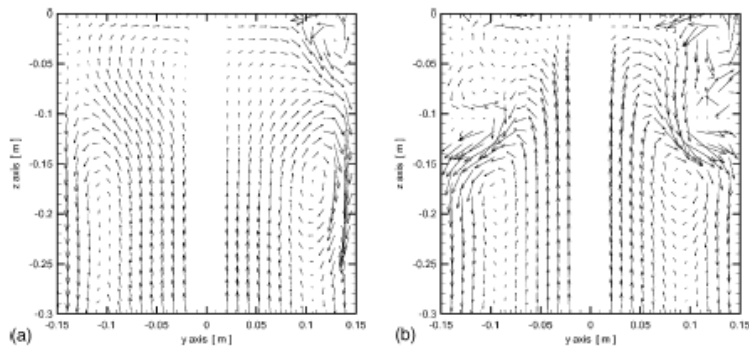
در چاهک تغذیه بدون تاقچه سرعت خروجی بیشتر نزدیک دیواره اندازه گیری شد که خود غالباً مسیری است که بوسیله جریان رنگ انتخاب می شود (در قسمت a شکل ۷-۱ این موضوع به خوبی مشاهده می شود)

بعضی نتایج در مورد رفتار کلی سیال نزدیک شفت دو نوع چاهک تغذیه وجود دارد نبود رنگ در ناحیه ای نشان دهنده عدم نفوذ خوراک به آن ناحیه است می بینیم که وقتی تاقچه موجود نباشد جریان خوراک نزدیک دیواره حرکت می کند و اختلاط بهتر خوراک در حالتی که تاقچه موجود باشد بهتر است (قسمتهای a و b شکل بالا را با هم مقایسه کنید) میدان سرعت اندازه گیری شده در هر دو حالت با استفاده از روش LDV در شکل زیر نشان داده شده است. این اندازه گیری ها مشاهدات نمایان سازی بوسیله رنگ را می توانند توضیح دهند.

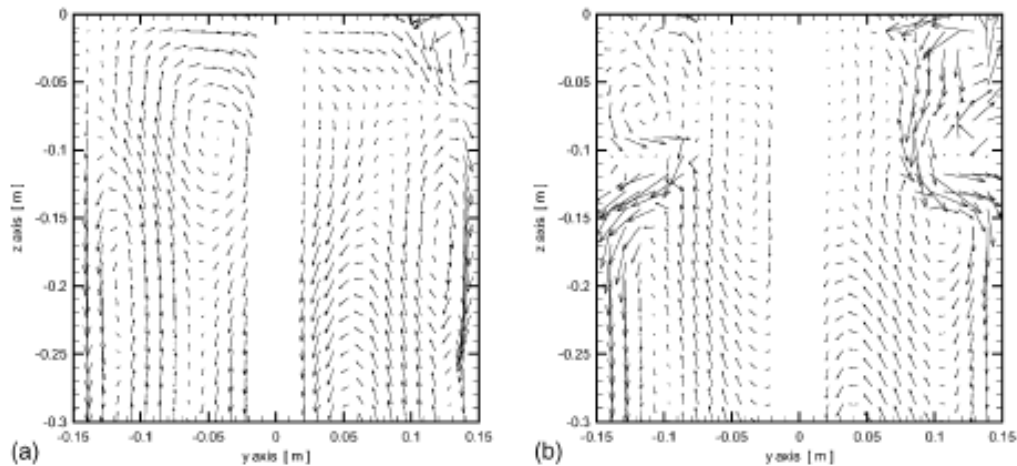
اضافه کردن یک تاقچه به چاهک تغذیه باعث ایجاد سلول های چرخشی زیر تاقچه می شود که مواد را از مرکز چاهک تغذیه به سمت دیواره می کشاند (قسمت b شکل بالا را ببینید) این سلول های چرخشی<sup>۱</sup> باعث ایجاد ناحیه آرامتر نزدیک دیواره می شود. و مشاهداتی را که پیش از این ذکر شد را سبب می شود.

اندازه گیری با استفاده از روش LDV برای اعتبار بخشی به جریان محاسبه شده در چاهک تغذیه می تواند استفاده شود. همانطور که قبلاً ذکر شد مدلسازی به کمک CFD با استفاده از دو مدل توربولانس  $k-\varepsilon$  و تنش رینولدز انجام شده است که نتایج آن در صفحه ای که موازی با محور لوله خوراک است، در شکل های ۸-۱ و ۹-۱ مشاهده می شود.

<sup>۱</sup> circulation cells



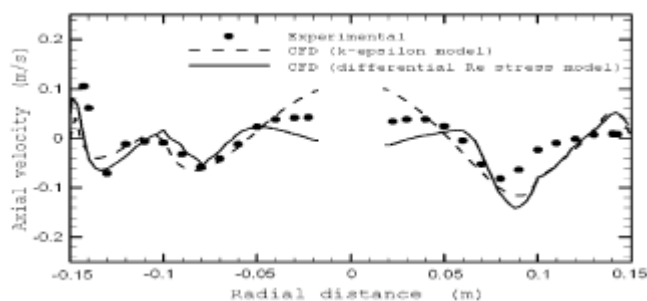
شکل ۸-۱) میدان سرعت اندازه گیری شده با استفاده از مدل توربولانس  $\epsilon - k - \kappa$  - اپسیلون در صفحه عمودی گذرا از مرکز موازی لوله ورودی در چاهک تغذیه (a) بدون تاقچه (b) با تاقچه



شکل ۹-۱) میدان سرعت اندازه گیری شده با استفاده از مدل توربولانس تنش رینولدز در صفحه عمودی گذرا از مرکز موازی لوله ورودی در چاهک تغذیه (a) بدون تاقچه (b) با تاقچه

می توان مقادیر اندازه گیری شده و محاسبه شده در شکل های ۷-۱ تا ۹-۱ را با هم مقایسه کرد که مشاهده می شود الگوی جریان در قسمت بالای چاهک تغذیه محاسبه شده با دو مدل بیشتر شبیه به مقادیر اندازه گیری شده است و همچنین الگوی جریان محاسبه شده بوسیله مدل توربولانس تنش رینولدز بیشتر شبیه به مقادیر اندازه گیری شده است.

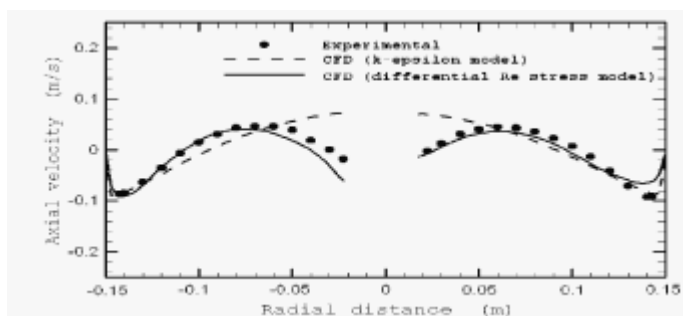
شکل ۱۰-۱) مقادیر اندازه گیری شده و محاسبه شده پروفیل های سرعت نزدیک بالای چاهک تغذیه با یک تاقچه را نشان می دهد.



شکل ۱۰-۱) پروفیل پیش بینی شده و تجربی در فاصله محوری 0.01m از بالای چاهک تغذیه ( 0.088m از بالای تاقچه) در

صفحه عمودی گذرا از مرکز موازی لوله ورودی [5]

شکل ۱۱-۱) پروفیل سرعت اندازه گیری شده نزدیک ته چاهک تغذیه را نشان می دهد



شکل ۱۱-۱) پروفیل پیش بینی شده و تجربی در فاصله محوری 0.29m از بالای چاهک تغذیه در صفحه عمودی گذرا از

مرکز موازی لوله ورودی

همانطور که در شکل ملاحظه می شود نزدیک دیواره خصوصا بالای چاهک تغذیه دقت محاسبات کاهش یافته است ولی مدل تنش رینولدز نتایج نسبتا دقیق تری را ارائه نموده است در بخش های بالای چاهک تغذیه میانگین جوابهای دو روش نسبتا دقیق تر است.

### ۳-۱ مزایای بهینه سازی چاهک تغذیه تیکنرهای مجتمع آلومینای ورسلی<sup>۱</sup>

پالایشگاه آلومینیوم ورسلی<sup>۱</sup> در جنوب شرقی استرالیا واقع شده است و از بوکسیت وارده به پالایشگاه ۳۱ درصد آلومینا استخراج می شود از اینرو به ازای هر تن آلومینا دو تن باطله تولید می گردد .

از آنجا که تعداد زیادی تیکنر و تانک های رسوب گذاری در فرآیند تولید آلومینا وجود دارد در سال ۱۹۹۲ ، ورسلی<sup>۱</sup> به دلیل اینکه به اطلاعات بیشتری برای فرآیند رسوب گذاری برای افزایش تولید نیاز داشتند به پروژه تیکنر AMIRA266a پیوست. قسمتی از این پروژه شامل آزمایش واحد بوسیله محققان پروژه بود احساس می شد

<sup>۱</sup> WORSLEY

که عملکرد تیکنرها می تواند بوسیله بهینه سازی در چاهک تغذیه بهبود یابد پارامترهای اصلی که مرور شد رقیق سازی خوراک (طبیعی یا اجباری) و برش در رسوب گذاری بود . آلودمینی ورسلی ابتدا با حمایت تکنولوژی تیکنر AMIRA پروژه 266A در سال ۱۹۹۴ وارد مدل سازی CFD تیکنر شد ودانشگاه سایرو<sup>۱</sup> در معتبر سازی مدل کارکرد تیکنر کمک کرد سایرو از سال ۱۹۸۴ وارد مدلسازی CFD در کاربرد کوره های دما بالاشد و از ۱۹۹۲ وارد جریان چندفازی تیکنرها گردید منافع بدست آمده در نتیجه فهم بهتر الگوی جریان در سال ۱۹۹۵ درک شد و از تخصص سایرو<sup>۲</sup> استفاده گردید همچنین از روشهای نمایان سازی به کمک رنگ برای اندازه گیری الگوی حقیقی جریان در رسوب گذار<sup>۳</sup> استفاده شد.[۱۴]

گروه پروژه AMIRA در چندین زمینه مختلف واحد را بررسی کردند. اولین این موضوعات بر روی خواص لخته ساز<sup>۳</sup> و آماده سازی آن بود . دومین گروه روی تعیین الگوی جریان مایع و جامددر چاهک تغذیه و همچنین بدنه تیکنر بود و آشکار سازی بوسیله رنگ نیز برای بدست آوردن الگوی جریان استفاده گردید که جزئیات بیشتری از آن در قسمتهای بعدی توضیح داده خواهد شد .

در بخش بعدی ، یک مدل CFD دو فاز ساخته شد که امکان پیش بینی کانتورهای غلظت جامدات معلق را بوجود آورده واطلاعات فیزیکی از چاهک تغذیه به رسوب دهنده<sup>۴</sup> داخل مدل داده شده است پیش بینی غلظت جامد در جریان در شکل ۱-۱۲ نمایش داده شده است که به وضوح نشان می دهد که جامدات در جریان خوراک در چاهک تغذیه تمایل به پایین رفتن به سمت انتهای تیکنر، بدون خوب مخلوط شدن را دارند. این مدل CFD بوسیله نمایان سازی با رنگ نیز تایید شده است .

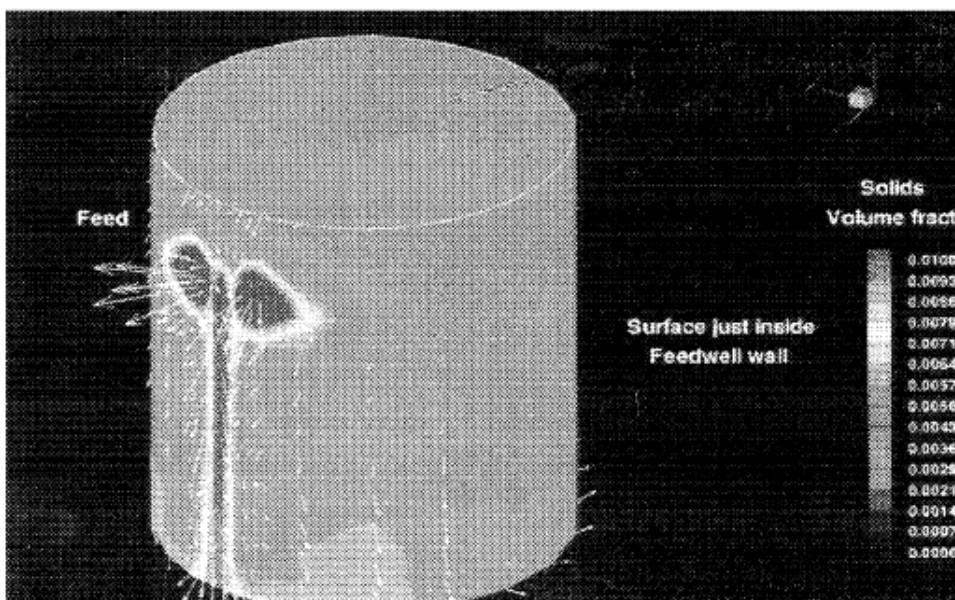
---

<sup>۱</sup> CSIRO

<sup>۲</sup> settler

<sup>۳</sup> flocculant

<sup>۴</sup> settler



شکل ۱-۱۲ پیش بینی غلظت جامد و جریان در نزدیک دیواره داخلی چاهک تغذیه

### ۱-۳-۱ بهبود عملکرد پارامترهای تیکنر ورسلی<sup>۱</sup>!

پس از تلاشهای بسیار در زمینه مدل سازی تیکنر بوسیله CFD در سال ۲۰۰۰ کهن و همکاران<sup>۲</sup> موفق شدند با استفاده از CFD در زمینه افزایش ظرفیت تیکنرهای صنایع آلومینیوم ورسلی به موفقیت هایی دست پیدا کنند که ذیلا به آنها پرداخته می شود. [14]

با تغییر در مدل CFD و ارائه موارد بدیع در زمینه طراحی و بهبود کارکرد و افزایش ظرفیت تیکنرها فراهم می شود این ابداعات هنگامی که بر روی واحد اصلی اعمال گردید و نتایجی مشابه باپیش بینی CFD حاصل شد می تواند به بهبود کارایی فرآیند و کاهش سرمایه گذاری و صرفه جویی در هزینه ها منتج گردد.

تعداد ۲۱ تیکنر در صنایع آلومینیای ورسلی وجود دارد که ۱۶ عدد از آنها برای زلال سازی<sup>۳</sup> استفاده می شود و ۵ عدد از آنها برای جدا کردن دانه های هیدرات از طریق رسوب گذاری استفاده می شود از این تعداد ۱۴ تای آنها ۲۱ سال پیش ساخته شده و تکنولوژی نسبتاً "قدیمی دارند در حالی که ۷ عدد باقیمانده در سال ۱۹۹۸ ساخته شده اند. مدل CFD مورد استفاده مدل توربولانت دوفازی استفاده نموده است. طبیعت جریان داخل چاهک تغذیه تیکنرهای صنعتی از اهمیت بالایی در عملکرد تیکنر برخوردار است در این بخش که اکثر فرآیندهای بهم پیوستگی ذرات روی می دهد جریان عموماً توربولانت بوده و مشخصات توربولانس در این ناحیه یک اثر کلی روی اندازه و

<sup>۱</sup> WORSLEY

<sup>۲</sup> [R.Kahane, T. Nguyen, Schwarz 2000]

<sup>۳</sup> clarifier

چگالی تشکیل شده واحدهای تجمعی<sup>۱</sup> در این ناحیه دارند بنابراین یک توضیح کمیتی توربولانس و اثر تنش روی اختلاط لخته ساز<sup>۲</sup> و فرآیند تجمع ذرات با هم نیاز است علاوه بر آن انتقال ذرات معلق از ورودی چاهک تغذیه به نقاط مختلف در ناحیه رسوب گذاری بوسیله هیدرودینامیک و اختلاط توربولانس در چاهک تغذیه انجام می شود چنانچه چاهک تغذیه به شکل مناسب طراحی نگردد پدیده هایی مثل کانال زدگی<sup>۳</sup> (یا مدار کوتاه<sup>۴</sup>) می تواند روی داده و اثرات زیان آوری را روی رفتار رسوب گذاری و شفافیت سرریز داشته باشد. پدیده های وابسته به جریان مهم دیگر رقیق سازی طبیعی یا بازگشت به چرخه<sup>۵</sup> است و نتیجه آن تغییر روی خواص واحد های جمع شده و خواص رسوب گذاری است.

غلظت جامد در تیکنر از ناحیه ای تا ناحیه دیگر در تیکنر متفاوت است. بنابراین دانسیته جریان هم مهم است مدل استفاده شده در بررسی های اخیر توربولانت دو فازی (جامد و مایع) با استفاده از روش دو سیاله کامل<sup>۶</sup> یا روش اوپلری - اوپلری<sup>۷</sup> مشابه با آن چیزی که شوارتز برای جریان حباب استفاده کرد است دو سری معادله پیوستگی و مومنتوم حل می شوند. (برای هر فاز یک سری) و دوسری معادلات بوسیله فشار متداول و ترم های تبادل مومنتوم به هم وابسته می شوند. یعنی نیروی درگ توربولانس بین مایع و جامد با استفاده از متوسط گیری رینولدزی معمول و اعمال درویسکوزیته به حساب می آید به نحوی که کمیت های جریان در معادلات بشکل متوسط ظاهر می شوند متوسط هستند

معادلات پیوستگی اجزا بقرار زیر می باشد:

$$\frac{\partial}{\partial t}(r_i \rho_i) + \nabla \cdot (r_i \rho_i \vec{U}) = \nabla \cdot (\rho_i D_i \vec{\nabla} r_i) \quad (1-1)$$

که در آن  $r_i, \rho_i$  و  $U_i$  به ترتیب جزء حجمی مایع چگالی و سرعت متوسط جریان فاز  $i$  هستند که می تواند مایع (زیرنویس  $l$ ) یا ذرات جامد (زیرنویس  $p$ ) باشد.  $D_i$  نیز پخش توربولانس فاز جامد در مایع است. الزام دیگر در معادلات نیز این است که باید مطمئن شویم مجموع درصد حجمی مایع و جامد یک شود

$$r_p + r_l = 1 \quad (a1-1)$$

<sup>۱</sup> aggregates

<sup>۲</sup> flocculant

<sup>۳</sup> channeling

<sup>۴</sup> short circuiting

<sup>۵</sup> recycling

<sup>۶</sup> two fluid technique

<sup>۷</sup> Eulerian-Eulerian

معادلات مومنتوم نیز به شکل زیر بیان می گردند:

$$\frac{\partial}{\partial t}(r_i \rho_i \vec{U}) + \nabla \cdot (r_i \rho_i \vec{U} \vec{U}_i) = -r_i \nabla p + \nabla \cdot (\mu_{eff} r_i \nabla r_i) + \vec{F}_i + r_i (\rho_i - \rho_l) \vec{g} \quad (2-1)$$

که  $\vec{F}_i$  نیروی درگ بین ذرات و مایع است که

$$\vec{F}_p = -\vec{F}_i \quad (3-1)$$

و آخرین ترم در معادله ۱-۲ نیروی گرانش است. نیروی فشار توزیع شده بین ذرات متناسب با درصد حجمی است و دو فاز تراکم ناپذیر در نظر گرفته می شوند. برای بعضی اشکال میدان جریان غیردائم بود (حتی برای معادلات رینولدز متوسط) که در این حالت از شکل گذرا برای معادلات استفاده و بالطبع حل می شود. اگر چه در حالت کلی حالت جریان پایدار<sup>۱</sup> است جمله نیروی پسا<sup>۲</sup> با استفاده از یک معادله استاندارد برای ضریب نیروی پسای ذرات کروی محاسبه می گردد.

ویسکوزیته موثر گردابه به شکل زیر محاسبه می شود

$$\mu_{eff} = \mu_l + \mu_t \quad (4-1)$$

که  $\mu_t$  ویسکوزیته غیرتوربولانت (لایه ای) و  $\mu_l$  از میدان جریان متوسط فاز مایع با استفاده از مدل  $k - \varepsilon$  محاسبه می شود که ذیلا معادلات  $k - \varepsilon$  ارائه شده است.

$$\mu_t = C_\mu \rho_l k^2 / \varepsilon \quad (5-1)$$

$$\frac{\partial \rho_l k}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho_l \vec{U}_l k) - \nabla \cdot \left( \mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \nabla k = P - \rho_l \varepsilon, \quad (6-1)$$

$$\frac{\partial \rho_l \varepsilon}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho_l \vec{U}_l \varepsilon) - \nabla \cdot \left( \mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\varepsilon} \right) \nabla \varepsilon = C_1 \frac{\varepsilon}{k} P - C_2 \rho_l \frac{\varepsilon^2}{k}. \quad (7-1)$$

که تولید برش به شکل زیر تعریف می شود

$$P = \mu_{eff} \nabla \vec{U}_l \cdot \left( \nabla \vec{U}_l + (\nabla \vec{U}_l)^T \right) - \frac{2}{3} \nabla \cdot \vec{U}_l (\mu_{eff} \nabla \cdot \vec{U}_l \rho_l k) \quad (8-1)$$

ثابت‌های  $\sigma_k$  و  $\sigma_\varepsilon$ ،  $C_\mu$ ،  $C_1$ ،  $C_2$  مقادیر استاندارد بوده پخش توربولانت فاز جامد داخل مایع  $D_i$  براساس فرضی که ذرات را بطور کامل مستقیماً به حرکت چرخشی مربوط می نماید مساوی با  $\mu_{eff} / \rho_l$  فرض می گردد. اندازه واحدهای تجمعی در ناحیه رسوب گذاری یکسان فرض شده است و قسمت بالای خط گل تیکر بطور صریح شبیه سازی شده است.

<sup>۱</sup> steady state

<sup>۲</sup> Drag



در مدل سازی تیکنر، سطح خط گل به عنوان یک مرز متخلخل در نظر گرفته می شود و مکانی که واحدهای تجمعی رسوب می نمایند و مایع با خط گل آمیخته می شود و از ناحیه محاسباتی خارج شده و به جامدات اجازه داده می شود تا با یک آهنگ تعیین شده و با سرعت بخصوص رسوب کنند همچنین به مایع نیز اجازه خروج از سطح خط گل با یک آهنگ بخصوص داده می شود به نحویکه موازنه جرمی رعایت شود این تکنیک اجازه می دهد که جریان بالای خط گل با دقت مناسب محاسبه شود. زمان محاسبه در این حالت بشکل آشکاری کاهش یافته و زمان محاسباتی را در مقایسه با حالتی که هر دو ناحیه گل و رسوب گذاری است نیز کاهش می یابد.

مدل ذکر شده گسترش یافته و اختلاط و جذب لخته ساز را هم در نظر گرفته است و در حال گسترش یافتن بیشتر در زمینه فعالیت لخته شدن<sup>۱</sup> یعنی جمع شدن و پارگی واحدهای تجمعی است خلاصه ای از مدل جذب لخته ساز در اینجا آورده می شود

دو مرحله کلیدی در فرآیند لخته شدن، عبارت است از اختلاط لخته ساز با خوراک و نیز جذب لخته ساز در خوراک مدل سازی شده است با استفاده از مدل هیدرودینامیک توضیح داده شده نخست فرض شده است که اختلاط بین لخته ساز و مایع به میزان کافی بوسیله ترکیب توربولانت توضیح داده شده و با پیش بینی مدل توربولانس بوسیله مدل توربولانت  $k - \epsilon$  توضیح داده شده است، دیگر آنکه یک معادله توضیح دهنده نرخ جذب در مدل دو فاز برای نشان دادن این مطلب که چگونه لخته ساز با اسلاری تغذیه شده آمیخته می شود و طی چه فاصله ای ملکول های لخته ساز بدون اینکه جذب شوند داخل مایع حرکت می کنند قبل از اینکه به وسیله سطح ذرات گرفته شوند، وارد شده است.

فرآیند بشکل انتقال محدود<sup>۲</sup> در نظر گرفته شده به نحوی که آهنگ جذب بستگی به نرخ ورود ملکولهای پلیمر در روی سطح ذره دارد. پیش بینی بدست آمده به وسیله این مدل با دینامیک توربولانت چند فازی برای سیال با فعالیت لخته شدن ترکیب و یک مجموعه اطلاعات گسترده در دسترس برای طراحی چاهک تغذیه و بهینه سازی رالائه داد.

برش نقش مهمی را در ترکیب و تجمع ذرات و پارگی در فرآیند لخته شدن ایفا می کند. گسترش مدل عددی پیش بینی شده برای فراهم کردن مقادیر محلی نرخ برش در فرآیندهای جریان مختلف حیاتی است. از آنجا که اکثر جریانها در چاهک تغذیه های تیکنر و لوله های خوراک بوسیله دیواره محدود شده اند. تولید توربولانس اصلی

<sup>۱</sup> flocculation kinetic

<sup>۲</sup> transport limit

نزدیک به دیواره اتفاق افتاده و در این شرایط که گرادیان سرعت زیاد بوده و بنابراین طبیعت معادله انتقال توربولانس نزدیک مرزهای جامد نیاز به ملاحظات دقیق دارد. کمیت هایی مثل نرخ پخش<sup>۱</sup> به سرعت گسترش یافته که عجیب به نظر می رسد. مساله اساسی دیگر این است که مدل  $k-\epsilon$  بطور دقیقی توربولانس را در ناحیه نزدیک دیواره بیان نمی نمایند بنابراین آهنگ برش نزدیک دیواره بسیار حساس به فاصله و اندازه شبکه بندی است یک مدل عددی که برای برطرف نمودن این مشکل توصیه می شود از ترکیب استفاده از قانون لگاریتمی<sup>۲</sup> و سیستم شبکه بندی نمایی تشکیل شده است.

برای اینکه درستی کارهای مدل سازی عددی بررسی شود و به آنها اعتبار بخشیده شود نتایج تلاشهای تیم تحقیق روی یک رسوب دهنده<sup>۳</sup> گل قرمز<sup>۴</sup> متمرکز گردید و جریان نمای رنگ<sup>۵</sup> در مایع در تمام حجم تانک استفاده تا نتایج تحلیل عددی تایید شود.

نمونه های اسلاری از چهار نقطه بویژه دور تا دور چاهک تغذیه در یک عمق بخصوص طی زمان برداشت گردید این نتایج برای ملاحظه تغییرات غلظت جامد در چاهک تغذیه گرفته شدند و نشان دادند که تطابق مناسبی بین مدل CFD و نتایج جریان نمای رنگی وجود دارد و از این رو می تواند برای مقاصد طراحی می تواند استفاده شود

### ۱-۳-۲ افزایش ظرفیت تیکنرها و سایر تانک های رسوب گذاری در فرآیند

پالایشگاه از سه مرحله شستشو تشکیل شده است که این شستشو دهنده ها<sup>۶</sup> ساختاری مشابه با تیکنرها دارند. در بخشی از پروژه توسعه در سال ۱۹۹۷ چهار مرحله شستشو دهنده نصب شد مدل سازی اولیه CFD تانک با سرویس دهی دو گانه با قطر ۴۷ متر که می تواند در سرویس شستشو دهنده نیز استفاده شود نشان داد که تغییرات ابداعی تاثیر زیادی در سرویس شستشو دهنده داشته و لذا و دو برابر کردن ظرفیت این تانکها ، منتفی شدن ساخت چهار شستشو دهنده<sup>۷</sup> جدید را در پی داشت. مدل CFD نشان داد که چاهک تغذیه می تواند دو برابر خوراک را پاسخگو باشد و تمام باطله می تواند از یک تانک به جای دو تانک عبور کند. این طراحی جدید به کار

<sup>۱</sup> dissipation rate

<sup>۲</sup> log law wall function

<sup>۳</sup> settler

<sup>۴</sup> red mud

<sup>۵</sup> tracer

<sup>۶</sup> washer

<sup>۷</sup> washer

گرفته شد و تانک پس از بعضی مسائل اولیه دو برابر ظرفیت اولیه باطله را پذیرفت. این تانک غالباً در سرویس ستلر استفاده می شود و بنابراین در سرویس شستشو دهنده معمولاً استفاده نمی گردد .

هنگامی که تانک در سرویس رسوب ده<sup>۱</sup> استفاده می شد جداسازی مایع - جامد، همانگونه که در مدل سازی CFD برای بهبود پوشش ذرات با لخته ساز پیش بینی گردید، بهبود می یافت .

آزمایش ها و مدل CFD ضمن تایید برای دو برابر کردن ظرفیت شستشو دهنده با قطر ۳۹ متر نشان دادند که نتایج بدست آمده از تانک با قطر ۴۷ متر برای تانک کوچکتر نیز قابل استفاده است . تانک با طراحی چاهک تغذیه جدید و سیستم لوله کشی و پمپ های جدید برای دو برابر سازی خوراک اصلاح گردید که این تصحیح به شکل آشکاری تعداد شستشو دهنده های مورد نیاز برای افزایش ظرفیت را کاهش داد

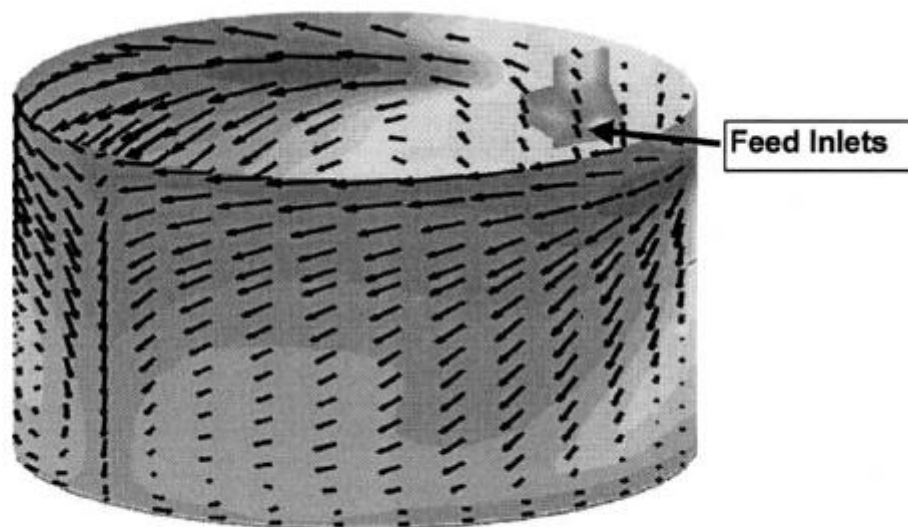
در مورد واحدهای رسوب گذاری کاستیک کننده<sup>۲</sup> این واحد رسوب گذاری اساساً<sup>۱</sup> به نحوی طراحی می شوند که خوراک شکل محیطی از زیر وارد شده و یگانه مشکل آن نیز شفافیت سرریز و لخته شدن موثر بود تلاشهایی برای تبدیل رسوب دهنده کاستیک کننده به خوراک دهنده مرکزی برای افزایش در جریان مایع در تانک و نیاز به افزایش اضافه کردن آهک<sup>۳</sup> به تانک واکنش کاستیک کننده صورت پذیرفت که افزایش خوراک دهی جامد به تانک واکنش دهنده و همچنین افزایش جامد خوراک ورودی به ستلر کاستیک را در پی داشت. برای این موضوع مدل سازی CFD در سال ۱۹۹۷ انجام شد که به شکل واضحی نشان داد که جریان های رقیق سازی در بالادست نشان داده شده در اشکال ۱-۱۳ و ۱-۱۴ واقع شده اند و بنابراین جایی که نیاز است پاشنده های لخته ساز قرار گیرند مناطق تاریکتر نشان داده شده در شکل ۱-۱۴ می باشند .

---

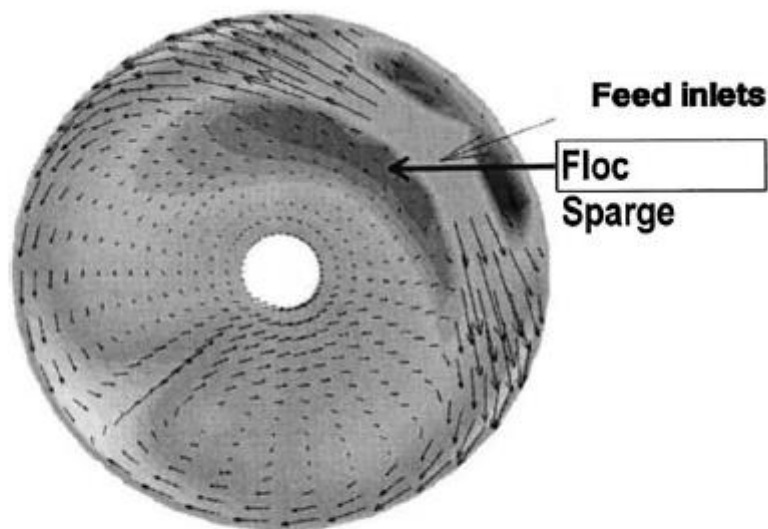
<sup>۱</sup> settler

<sup>۲</sup> CAUSTICISER SETTLER

<sup>۳</sup> lime



شکل ۱-۱۳) الگوی جریان پیش بینی شده در چاهک تغذیه واحد رسوب گذاری کاستیک کننده



شکل ۱-۱۴) الگوی جریان در چاهک تغذیه رسوب دهنده کاستیک کننده (نمای صفحه ای)

پس از نصب سیستم جدید پاشش لخته ساز<sup>۱</sup> در خلال تمیز کردن تانک به هیچ اصلاح دیگری نیاز نبود و از

میزان تزریق لخته ساز نیز کاسته و به ۸۰ درصد قبل رسید که در نتیجه کنترل تانک نیز بسیار مناسبتر شد

**۱-۳-۳ اصلاح چاهک تغذیه تیکنر دانه ای:** تلاش برای مدل سازی اخیر CFD که روی تیکنرهای

دانه ای برای افزایش جریان در تیکنرها و تحقیق بر روی آنکه غالب جامداتی که از سرریز خارج می شوند با افت

تولید مستقیم رودررو هستند صورت پذیرفت

<sup>۱</sup> floc sparge

مدل سازی CFD تیکنر دانه ای<sup>۲</sup> در سال ۱۹۹۸، برای تایید آنکه وجود لاندردر شستشو دهنده جریان خوراک را محدود می کند و نیز جایگزین کردن آن با یک تاقچه<sup>۳</sup> یا تاقچه با خارج کردن دیواره داخلی صورت پذیرفت که این موضوع اجازه کنترل بهتر و آهنگ بالاتر خوراک را مهیا می سازد. تایید مدل سازی و تغییرات موفقیت آمیزی که بدون هیچگونه آزمایش صورت گرفت ضمن تایید موضوع یاد شده، موجب تغییر دز لخته ساز و کنترل مناسبتری بر روی چاهک تغذیه گردید.

### ۱-۳-۴ مزایای بکارگیری مدل CFD در واحد آلومینای ورسلی<sup>۳</sup>: اجرای اولین اصلاح بر روی

ستلر براساس مدل CFD تقریباً دو طول کشید. ولی این پروژه ها باعث صرفه جویی اقتصادی زیادی گشتند. نکته قابل توجه آن است که آزمایشی در مقیاس پایلوت و نیمه صنعتی برای این تغییر طراحی انجام نشد و تغییرات مستقیماً از مدل CFD در مقیاس صنعتی بکار گرفته شدند. مدل سازی های CFD در تیکنرهای مجتمع ورسلی صدها هزار دلار ارزش داشت و سرمایه گذاری محدود به تغییرات محدود بعلاوه پایداری اضافی و تغییر در سیستم پمپاژ گردید که خود میلیونها دلار صرفه جویی در پی داشت. منافع پروژه ها شامل بازگشت سرمایه بالا، افزایش ظرفیت خوراک دهی مایع و جامد همراه با بهبود در کنترل رسوب دهنده ها، تیکنرها و شستشو دهنده ها و کاهش سرمایه بکارگیری شیمیایی را به همراه داشت.

### ۱-۴ رقیق سازی به کمک سیستم EDUC

بهترین تکنولوژی رقیق سازی توسط شرکت Eimco ارائه گردید که در آن از سیستم EDUC یا Eductor jet استفاده می شود این سیستم ابتدا برای مخلوط کردن جامد با آب بکار گرفته شد ولی شرکت Eimco از آن برای رقیق سازی استفاده کرد که باعث صرفه جویی بسیار زیادی در میزان لخته ساز<sup>۴</sup> مصرفی گردید و از آنجا که هیچ قطعه متحرکی در آن وجود ندارد لذا رقیق سازی با آسانی انجام می شود. برای افزایش هد و تامین سرعت مورد نیاز دوغاب در نازل، کمی قبل از ورود نازل لوله ورودی را به ارتفاع پایینتر منتقل تا سرعت دوغاب در نازل افزایش یابد

---

<sup>۱</sup> seed thickener

<sup>۲</sup> shelf

<sup>۳</sup> WORSLEY

<sup>۴</sup> flocculant

## ۱-۵ مدل سازی پارو بوسیله CFD

پارو های تیکنر برای خروج رسوبات از ته ریز و نیز برای کمک به آب زدایی از رسوباتی که در ته تیکنر رسوب می نمایند استفاده می شود . اگر چه پارو های تیکنرها در انتقال رسوبات مواد معدنی به ته ریز بسیار با اهمیت هستند ولی در عین حال جزئیات نسبتا کمی از جریان پاروها در تیکنرها انتشار یافته است. طراحی صحیح پاروها باعث می شود که مواد به خوبی به ته ریز منتقل شوند. بعضی محدودیت ها در طراحی پره های پاروها وجود داشته که گونترت<sup>۱</sup> به بررسی اثر سرعت و ارتفاع پره ها بر روی کارکرد پره های پاروها پرداخت. او با انجام آزمایشات بر روی پنج تیکنر مقیاس بزرگ او متوجه شد که افزایش ارتفاع پره ها و سرعت آنها، جمع آوری رسوبات را بهبود می بخشد. واردن، آلبرتسون و اکی<sup>۲</sup> از مدل های تک معادله ای برای بررسی انتقال رسوب با پره های مارپیچی استفاده کردند. این مدل ها ذرات غیر نیوتنی رسوب و جزئیات جریان را در نظر نمی گرفتند ولی در عین حال واردن<sup>۳</sup> تاثیر یک سری پره های پارو یکنواخت را با جایگزینی آنها با یک مارپیچ پیوسته تقریب زد. معادلات آلبرتسون و اکی<sup>۴</sup> در برگیرنده ثابت های تجربی هستند که باید از نتایج آزمایشگاهی یا مدل تجربی بدست آیند کاربرد این معادلات را در حالت کلی دشوار می سازند .

چندین مدل محاسباتی CFD برای مدل ها در فاضلاب ، کلاریفایر و تیکنرها انجام شده است اما تنها دو مورد از آنها به مدل سازی اثر پارو پرداخته اند<sup>۵</sup> . مدل ریاضی سه بعدی جریان در یک تیکنر فاضلاب با ته تخت که دو بازوی پارو با پره های تخت داشت را بررسی کرد، اما هیچگونه الگوی جریانی را نشان نداد در مدل سازی آنها زاویه حمله پره را از (۶۰-۲۰) درجه و ارتفاع پره (0.1-0.5) متر و طول آن ۱ تا دو متر تغییر دادند. اسزلی و همکاران<sup>۶</sup> بشکل ریاضی جریان را در یک کلاریفایر دایروی بررسی کردند آنها برای مدل کردن تاثیر مکانیزم پارو ، بشکل مصنوعی حرکت چرخشی را اعمال و مکانیزم پارو را ساختند ولی نتایج آنها با نتایج تجربی تطابق خوبی نداشت و آنها دریافتند که مدل سازی عددی سه بعدی برای توضیح این حالت باید صورت گیرد. در این بررسی که بوسیله

<sup>۱</sup> Gunthert (1984)

<sup>۲</sup> Warden (1981), Albertson , Okey (1992)

<sup>۳</sup> warden(1981)

<sup>۴</sup> Albertson , Okey (1992)

<sup>۵</sup> Forest et al(1993)

<sup>۶</sup> Szalai et al. (1994)

سوتالو ، پترسون و رادمن<sup>۱</sup> انجام شد. آنها به نمایش اندازه گیری سرعت در مدل تیکنر کوچک بوسیله مدل CFD برای دانستن بهتر مدل جریان حول اجزای پارو و الگوی محلی جریان در انتهای تیکنر پرداختند.[۵]

سوتالو ، پترسون و رادمن<sup>۴</sup> به بررسی پاروی تیکنرها پرداخته که در این بررسی ضمن نمایان سازی جریان و اندازه گیری سرعت در مقیاس کوچک پارو تیکنر با مدل سازی محاسباتی به منظور نمایش بهتر جریان حول اجزای پارو تیکنر صورت گرفته است. [۵]

آزمایشات بر روی پارامترهای یک مدل تیکنر کوچک ومایع پلیمری شفاف نوری انجام شد. حل کاربویل<sup>۲</sup> ۱۹۸۰ برای مدل سازی رسوبات انجام و این مساله مشخص نمود که پره های پاروها مواد پشتشان را مکیده و همانطور که مواد جلوییشان را به سمت ته ریز حرکت می دهند و رسوبات حرکت مارپیچی را از محیط تیکنر به سمت خروجی منتقل می کنند .

مدل دینامیک سیال محاسباتی برای محاسبه جریان حول پارو مدل یکسانی مانند الگویی که در آزمایشات بدست آمده بود داشت. اندازه گیری سرعت با استفاده از روش سرعت سنجی تصویربرداری ذرات<sup>۳</sup> صورت گرفت . پیش بینی های محاسباتی تطابق خوبی با اندازه گیریها داشتند که بیانگر اعتبار مدل محاسباتی برای مدل سازی واحدهای بزرگتر است .

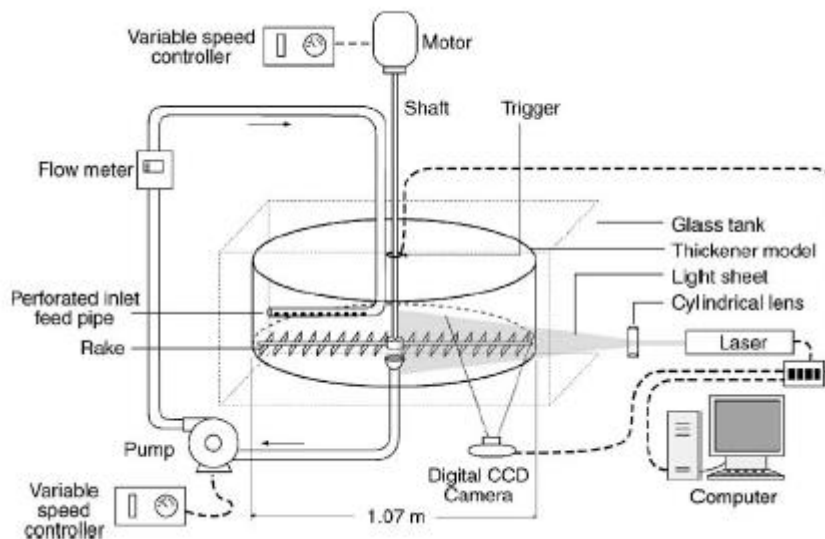
ادوات تجربی آزمایشات برای مدل پارو یک تیکنر کوچک در شکل ۱-۱۵ نشان داده شده اند. قطر تیکنر ۱/۰۷ متر بود که پارو شامل دو یا چهار بازو که هر کدام بیشتر از نه پره پارو دارد. که برای نشان دادن رسوبات و الگوی جریان به جای مواد لخته شده برای ته ریز سیال شفاف نوری استفاده گردید .

---

<sup>۱</sup> I.D.Ssutalo, D.A. Paterson, M. Rudman(2002)

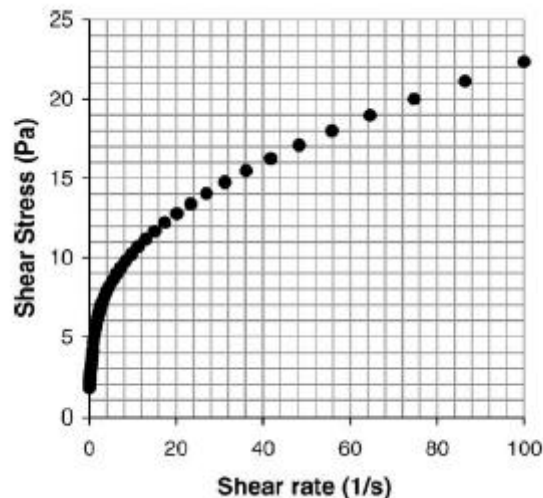
<sup>۲</sup> Carbopel 1980

<sup>۳</sup> Particle image velocimetry



شکل ۱-۱۵) ادوات مورد استفاده جهت مدل پارو کوچک سوتالو و همکاران<sup>۱</sup> [۵]

حل کاربوپل<sup>۲</sup> بر پایه یک جریان غیر نیوتنی ویسکوز نرم شونده با تنش برشی که خواص رئولوژیکی مشابه با رسوبات ته تیکنردارد انجام گرفت شکل ۱-۱۶ اطلاعات رئولوژیکی که برای حل کاربوپل اندازه گیری شده، و بوسیله خاصیت سنج<sup>۳</sup> بوهلین CVO50<sup>۴</sup> نشان داده شده که در آن تنش برشی نسبت به آهنگ برش به خوبی بوسیله مدل هرشل- بالکلی<sup>۵</sup> توضیح داده می شود.



شکل ۱-۱۶) یک نوع حل رئولوژیکی کاربوپل ۱۹۸۰

<sup>۱</sup> SSutalo et al

<sup>۲</sup> carbopel 1980

<sup>۳</sup> Rheometer

<sup>۴</sup> Bohlin CVO50

<sup>۵</sup> Herschel-Bulkley



$$\tau = \tau_y + \kappa \dot{\gamma}^n \quad (9-1)$$

در معادله فوق  $\tau$  تنش برشی  $\tau_y$  تنش تسلیم،  $\dot{\gamma}$  آهنگ برش،  $\kappa$  ثابت غلظت و  $n$  ضریب جریان در این آزمایشات به شرح زیر است:

$$\tau_y = 1.3Pa, \kappa = 3.18Pas^n, n = 0.423$$

از یک پمپ با برش کم بعنوان پمپ دوغاب ته ریز سرریز استفاده شد ( جوابهای متفاوت کاربوپل ۱۹۸۰، برای اندازه گیری داده های تجربی از روش اندازه گیری سرعت ذره PIV<sup>۱</sup> استفاده شد که در آن میدان سرعت بشکل سه بعدی حول پره های پارو اندازه گیری شد .

مدل CFD برای محاسبه جریان حول پارو استفاده شد و الگوی انتقال یکسانی را مانند آزمایشات تجربی نشان داد و مشخصات الگوی جریان را نشان داد مدل سازی با کد مرجع فترن با نرم افزار CFD، CFX 4.2 انجام شد. CFX 4.2 یک حل کننده حجم کنترل چند بلوکه است و با یک شبکه بندی شطرنجی هشت وجهی<sup>۲</sup> کار می کند همچنین از الگوریتم رای-چو<sup>۳</sup> (همچنین تحت عنوان روش راو<sup>۴</sup> هم شناخته می شود) برای شبکه بندی هایی که با پارو می چرخند استفاده می کند

شبکه بندی به نحوی بهینه شده که بهترین جوابها را حاصل نموده و جریان لایه ای در نظر گرفته شد. و در مقیاس بزرگ هم لایه ای است. برای رسیدن به جوابهای دقیق نیاز به مش بندی با اجزای بسیار زیاد است که حل آن در سوپر کامپیوترها هم بسیار زمان بر است .

اجزای پارو بعنوان سطوح جامد مدل می شوند اما جاهائیکه شبکه بندی این را به سادگی اجازه نمی دهند نیروی اجزای پارو از قبل محاسبه می شوند و بعنوان یک ترم چشمه در معادلات مومنتوم وارد می شود. درستی این تقریب ثابت شده است و جوابهایی با دقت ده درصد می دهد .

<sup>۱</sup> particle image velocimetry

<sup>۲</sup> hexahedral non-staggered grid

<sup>۳</sup> Rhie-Chow

<sup>۴</sup> Row method

الگوی حرکت کلی مواد از اطراف تیکنر به ته ریز یک حرکت مارپیچی بود اگر آهنگ انتقال مواد بوسیله پارو از خروجی ته ریز بیشتر باشد مواد مجبور به بازچرخش دوباره بصورت برعکس در لایه های بالایی ناحیه انتقال می شوند .

در حالتی که جریان ته ریز قطع می باشد رسوبات از محیط به سمت ته ریز منتقل و سپس از طریق لایه های بالایی مجدداً به سمت محیط حرکت می کند. این در حالتی که اندازه پره ها یکسان بوده ولی پره های خارجی سریعتر حرکت می کنند و لذا مواد بیشتری را نسبت به پره های داخلی انتقال می دهند بنابراین یک گردش محلی می تواند ملاحظه شود . این گردش اضافی باعث اتلاف انرژی پارو شده ولی حالتی است که ماده به سمت ته ریز هدایت نمی شود . ممکن است منافع نیز از طریق این گردش اضافی بوسیله آب زدایی حاصل می شود اگر چه ابعاد دیگر این رفتار مشخص نیست. کاهش ابعاد پره ها با شعاع در بعضی از تیکنر ملاحظه می شود و این طرح از رویداد مشکل قبلی جلوگیری می کند .

در مقاله یاد شده همچنین عملکرد پارو را و الگوی جریان برای پره های غیرزیگزاگی<sup>۱</sup>، که نیمی از پره ها دارای ارتفاع دو برابر هستند، در ۳۰ درجه و پره های پارو کوچک غیرزیگزاگی<sup>۲</sup> مقایسه شد . که جریان به دو قسمت تقسیم می شود، یک قسمت از کناره های تیکنر به سمت ته ریز با الگوی مارپیچی هدایت و قسمت جریان خارجی نیز به سمت بالای پره های پارو کشیده می شود و در امتداد شعاع به سمت خارج حرکت که بالطبع قانون بقای جرم ارضا می شود [۵]

اندازه گیری سرعت و مدل سازی عددی نشان داد که پره های پارو تمایل به مکیدن مواد قرار گرفته در موقعیت پشت خود را داشته و مواد جلوییشان را به سمت ته ریز منتقل می نمایند .

آنها نشان دادند در حالت آرایش غیر متناوب پره ها ، رنگ کمی دیرتر به ته ریز رسیده (۶ دور در مقایسه با ۵/۴ دور) و در این حالت الگوی جریان بریده بریده است . [۵]

در عین حال یکی از منافع استفاده از پره های بلندتر توانایی بلند کردن بازوهای پارو به خارج از رسوبات است که احتمالاً می تواند گشتاور کلی را کاهش دهد و امکان افزایش ظرفیت را بوجود آورد.

---

<sup>۱</sup> non staggered

<sup>۲</sup> non staggered

برای پره های پارو کوتاهتر با اورلپ و همپوشانی یکسان، با قرارگیری پره ها بصورت استاندارد غیر تناوبی، رنگ زمان بیشتری برای رسیدن به ته ریز را نیاز دارد. سوتالو و همکاران<sup>۱</sup> ادعا کردند که برای پره های کوتاه زمان بیشتری برای رسیدن به ته ریز نیاز است که بیانگر آن است که پره های کوتاه راندمان کمتری دارند. [۵]

نمایان سازی جریان در حالت تجربی نشان می دهد که الگوی جریان در آهنگ پایینتر چرخش بازوهای پارو مشابه با حالت استاندارد است، بغیر از آنکه مدت زمان بیشتری طول می کشد تا قطره های رنگ به ته ریز برسند. همچنین مشاهده می شود که الگوی جریان مارپیچی اصلی هنگام تغییر زاویه از ۳۰ تا ۴۵ درجه برای پره های هم طول تغییر نمی کند. نمایان سازی تجربی جریان نشان داد که پره های استاندارد غیرزیگزاگی<sup>۲</sup> با شیب ۱۴ درجه در انتقال رنگ به ته ریز کمی بهتر از حالت انتهای صاف هستند. رنگ پس از ۵ دور به ته ریز می رسد و این در حالی است که در حالت ته صاف پس از ۵/۳ دور به ته ریز می رسد [۵]

در پارو هایی که به سمت خارج جارو می کنند الگوی جریان پیچیده تر است و بستگی به نقطه آغازینی که ماده اضافه می شود دارد در این حالت قطره های رنگ به چهارمین پره از مرکز اضافه شدند و نشان داده شد ابتدارنگ به دو جریان جداگانه یکی در بالا و دیگری زیر پره پارو تقسیم می شود پس هنگامی که بازوی پارو حرکت می کند ذرات رنگ دوباره به دو جریان که بطور شعاعی به سمت خارج حرکت می کنند تقسیم و پس از ۴ تا ۵ دور بازوهای پارو رنگ به چهار قسمت مجزا و بشرح زیر تقسیم می شود. [۵]

- ۱- قطره های رنگ زیر پره که به آرامی به سمت خروجی محیطی تیکنر حرکت می کنند
  - ۲- قطره های رنگ که ابتدا بالای پره های پارو هستند و سپس به آرامی به سمت خروجی حرکت می کنند
  - ۳- لکه های رنگی که هم زیر و هم بالای پره های پارو هستند و به قطره های بیشتری تقسیم شده اند و بطور شعاعی به سمت خارج با جارو کردن پارو می روند
  - ۴- قطره رنگی که به محیط تیکنر می رسد در امتداد دیواره حرکت می کند تا به خروجی برسد.
- در قیاس با خروجی از مرکز ماده مسیره های بیشتر و پیچیده تری را طی می کند در تیکنر های صنعتی در حالت خروجی محیطی زمان ماند رسوبات تابع متغیر های بیشتری در مقایسه با خروج از مرکز است

---

<sup>۱</sup> SSutalo et al

<sup>۲</sup> non staggered

در پارو های نگهداشته شده بوسیله خرپا آزمایشات نمایان سازی جریان با انتهای شیبدار ۱۴ درجه با یک پارو تقویت شده بوسیله خرپای دارای چهار بازو نشان داد که پخش شدگی رنگ در این حالت بیشتر از حالت استاندارد است

دو بازوی اضافی و خرپای بزرگتر پارو سبب اختلاط بیشتر و جابجا کردن حجم بیشتری از رسوبات می شود علاوه بر رنگی که بوسیله پره های پارو منتقل می شود بخش زیادی از رنگ بوسیله ساختار خرپایی جابجا می شود از آنجا که پره ها به سمت ته ریز بلندتر هستند در نزدیکی ته ریز با راندمان بالاتری مواد را منتقل می کنند .

سوتالو و همکاران<sup>۱</sup> ادعا کردند که تحلیل عددی آنها به خوبی مکش پشت پره ها و رانش جلوی آنها و رفتار جریان بر روی پره های نگه دارنده را توضیح می دهد

روش PIV برای اندازه گیری سرعت تجربی در صفحه افقی 4 mm بالاتر از زیر پره های پارو استفاده شد که نشان داد بردارهای سرعت زیر پره های پارو بسیار کوچکتر از بالای پره ها هستند و این به این دلیل است که بیشتر گل چه برای آرایش متناوب و چه غیر متناوب به سمت بالای پره کشیده می شود و مقادیر سرعت در صفحه ۴ میلیمتر زیر پره های پارو تقریباً یک چهارم مقدارشان در مرکز صفحه است.

در تحلیل عددی جریان حول پره های پارو با دو برابر ارتفاع نشان داد. در پره های بلند تر نسبت به پره های با طول عادی مقدارماده بیشتری به پشت پره مکیده می شوند که باعث می شود راندمان بالاتری داشته باشند همانطور که قبلاً گونترت و فروست<sup>۲</sup> در سال ۱۹۸۴ آنرا نشان دادند

جریان در صفحات مختلف گذرنده از پارو و در نزدیکی ته ریز مدل سازی عددی گردید و اندازه گیری شد که در بسیاری موارد نتایج با هم تطابق داشت

---

<sup>۱</sup> SSutalo et al

<sup>۲</sup> Gunthert, Frost

## فصل دوم

### تعریف موضوع و مفاهیم مربوطه

#### ۲-۱) منعقدسازی<sup>۲</sup>

جدا کردن ذرات ریز نظیر رس توسط تکنیک های رسوب گذاری معمول کمی مشکل است . ذرات کلوییدی شامل سطوح با بار الکترواستاتیکی منفی هستند و از آنجا که ذرات با بار مشابه یکدیگر را دفع می کنند و نمی توانند با هم جمع شده و رسوب کنند لذا باعث می شود ، این ذرات ریز تا زمان غیر محدودی در شکل معلق در محلول باقی بمانند . منعقد کننده ها<sup>۱</sup> یک مجموعه از مواد شیمیایی هستند که به سیال با تلاطم نسبتا زیاد و در شرایط ناآرام برای کمک جهت جدا کردن ذرات کلوییدی معلق اضافه می شوند . ذرات معلق با بار منفی با ذرات منعقد کننده<sup>۲</sup> که حاوی بار مثبت می باشند یکدیگر را جذب کرده و بالطبع ذرات بزرگتر و بدون باری که لخته<sup>۳</sup> نامیده می شوند را شکل می دهد

---

<sup>۱</sup> coagulants

<sup>۲</sup> coagolant

<sup>۳</sup> floc

. از آنجا که کلوئیدهای باردار به این شکل ذرات بدون باری به نام لخته ها را شکل دادند دیگر یکدیگر را دفع نمی کنند لذا لخته ها می توانند طی فرآیند لخته سازی<sup>۱</sup> با یکدیگر ترکیب . و تشکیل لخته های بزرگتری را دهند، که راحتتر رسوب می کند

منعقدشدن، چسباندن ذرات به کمک نیروهای دارای منشاء ملکولی و اتمی است. یا غیاب منعقدسازی به بالانس بین نیروهای جاذبه ون در والس<sup>۲</sup> و نیروهای دافعه دولایه ای<sup>۳</sup> بستگی دارد. این نیروها می توانند به وسیله تئوری<sup>۴</sup> DLVO توضیح داده می شوند.

نیروهای دافعه دو لایه ای در نتیجه تجمع بار منفی در لایه داخلی و بار مثبت در لایه بیرونی است که باعث می شود بارهای منفی از الکترولیت در نزدیکی لایه بیرونی تمرکز یابند که باعث جلوگیری از نزدیکی سایر ذرات که چنین توزیع باری در نزدیکی سطح دارند می گردد . با اضافه کردن منعقد کننده ها یا تغییر PH این پایداری بار سطحی تغییر می نماید. اساسا نیروهایی که در اثر این تجمع بارها پدید می آیند بوسیله پتانسیل الکتریکی که این بارها ایجاد می کنند توضیح داده می شود که به پتانسیل زتا<sup>۵</sup> مشهور می باشند .

ذرات خیلی ریز در حرکت براونی<sup>۶</sup> ناشی از ساختار حرکتی داخل مخلوط و بعضا به یکدیگر می چسبند ، چنانچه در اثر نیروهای موجود در مجاورت سطح آنها بتوانند به اندازه کافی به یکدیگر نزدیک شوند، تمایل به چسبیدن به یکدیگر و تشکیل ذرات بزرگتری را خواهند داشت. اما چنانچه بارالکتریکی سطح ذرات به نحوی باشد که باعث به وجود آمدن نیروی دافعه بین ذرات شود از تجمع آنها جلوگیری می شود این پدیده در شکل ۲-۱ نشان داده شده است. در قسمت اول شکل ۲-۱ که برای حالت پایدار است (a) نیروی ون در والس که یک نیروی جاذب است که مقادیر بسیار بالایی در فواصل کوتاه از سطح ذره دارد. (b) نیروی دافع الکتریکی است که در جهت مخالف عمل می کند. (c) برآیند دو نیرو است. که نیروی دافعه ای که وجود دارد باعث پایداری ذرات و جلوگیری از نزدیک شدن ذرات به یکدیگر و در نتیجه چسبیدن آنها به یکدیگر می شود. اما با اضافه کردن مواد شیمیایی مخصوص می توان همانطور که در شکل ۲-۱ ملاحظه می شود ، امکان کاهش نیروی دافعه (منحنی b) فراهم گردید، در منحنی c مقادیر منفی به معنی نیروی جاذبه بین ذرات است می گیرد. در نتیجه فرآیند ذرات به هم جذب شده و می توانند به یکدیگر بچسبند. دو مرحله زیر را می توانند

<sup>۱</sup> flocculation

<sup>۲</sup> Van der waals

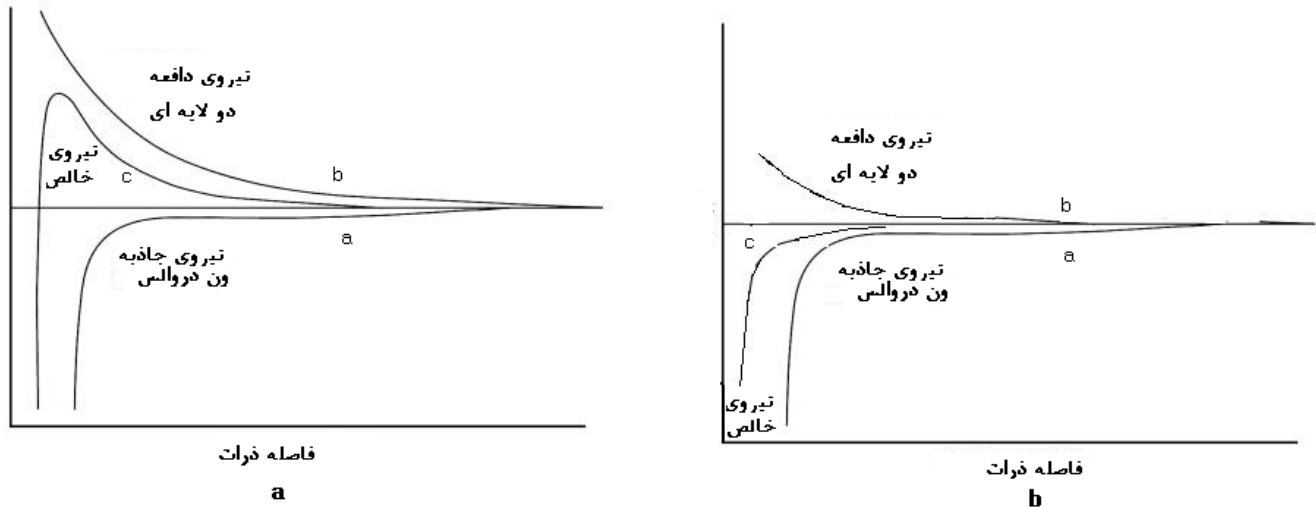
<sup>۳</sup> repulsive electrical double layer forces

<sup>۴</sup> [Derjaguin et al(1941) , Verwey et al(1948)]

<sup>۵</sup> zeta potential

<sup>۶</sup> Brownian motion

در منعقدسازی ذرات در نظر گرفته شوند: ۱- اختلاط ذرات با منعقد کننده ها و ناپایدار سازی ذرات<sup>۱</sup> که در فرآیندی به نام اختلاط سریع<sup>۲</sup> اتفاق می افتد ۲- ترکیب ذرات ناپایدار شده با یکدیگر و تشکیل لخته ها



شکل ۱-۲ (a) - نیروهای اعمالی به ذره در حالت پایدار b- بعد از ناپایداری

کاهش تعداد ذرات کروی هم اندازه در گذر زمان و در اثر حرکت براونی بوسیله معادله زیر به دست می آید

$$-\frac{dN}{dt} = 4\pi D x N^2 \quad (1-2)$$

در معادله  $D$  ضریب پخش براونی ذرات،  $N$  غلظت ذره و  $x$  قطر ذرات است.

چنانچه از معادله ۱-۲ انتگرال گرفته شود، که تعداد ذرات حاضر در زمان  $t$ ،  $(N)$  بر حسب تعداد ذرات اولیه  $N_0$  قابل محاسبه خواهد بود:

$$N = \frac{N_0}{1 + 4\pi D x N_0 t} \quad (2-2)$$

بنابراین زمانی که تعداد ذرات باقی مانده نصف می شود ( $t_{0.5}$ ) عبارت است از:

$$t_{0.5} = \frac{1}{4\pi D x N_0} \quad (3-2)$$

ضریب پخش می تواند از معادله استوکس - انشتین<sup>۳</sup> محاسبه که به قرار زیر است:

$$D = \frac{K_B T}{3\pi x \mu} \quad (4-2)$$

<sup>۱</sup> Particle Destabilization

<sup>۲</sup> Rapid mixing

<sup>۳</sup> Stokes-Einstein

T دمای مطلق ،  $\mu$  ویسکوزیته مایع و  $K_B$  ثابت بولتزمن<sup>۱</sup> ( $1.3805 \times 10^{-23} J/K$ ) است بنابراین:

$$t_{0.5} = \frac{3\mu}{4K_B T N_0} \quad (۵-۲)$$

از آنجایی که در بسیاری از سیالات در نتیجه کاهش دما ، ویسکوزیته سیال افزایش می یابد. لذا از رابطه فوق مشخص می شود که،  $t_{0.5}$  ، یعنی زمانی که تعداد ذرات باقی مانده طی منعقدسازی پیش جنبشی<sup>۲</sup> نصف می شود، کاهش می یابد. بنابراین می توان انتظار داشت که در زمستان و با کاهش دما ، منعقدسازی بهبود یابد. باید توجه داشت که این نوع منعقدسازی به تنهایی کار گشا نبوده و دلیل آن نیز این است که منعقدسازی بسیار کند است و نیاز است که به وسیله گرادیان های برشی ، نرخ آن افزایش یابد که به آن منعقدسازی پس جنبشی<sup>۳</sup> اطلاق می شود. و بوسیله فرآیند اختلاط سریع سرعت منعقدسازی افزایش می یابد

## ۲-۱-۱) اختلاط سریع :

اختلاط سریع برای مخلوط کردن سریع مواد شیمیایی با آب به کار می رود. واکنشهای شیمیایی معمولاً در اختلاط سریع نیز به وقوع پیوسته و فرآیند ناپایدار کردن کلوئیدها و لخته شدن در این شرایط آغاز می شود. اما برای منعقدسازی و لخته شدن مناسب ذرات لازم است تا آنها به شکل مناسبی با یکدیگر برخورد نمایند

## ۲-۱-۲) ناپایدار سازی ذرات :

فرآیند ناپایدار سازی ذرات<sup>۴</sup> می تواند برخورد ذرات کلوییدی با گردابه های شامل منعقد کننده تصور شود . اگر قطر گردابه ها<sup>۵</sup> با  $\eta$  تخمین زده شود، نرخ برخورد گردابه ها یی به قطر  $\eta$  با ذراتی به قطر  $d_1$  مشابه با برخورد دو دسته ذره با قطرهای  $\eta$  و  $d_1$  با یکدیگر بوده که از معادله سافمن - ترنر که در ذیل خواهد آمد استخراج می شود و به شکل زیر قابل محاسبه است:

$$\sqrt{\frac{\pi}{120}} \sqrt{\frac{\varepsilon}{\nu}} C_1 C_\eta (d_1 + \eta)^3 \quad (۶-۲)$$

در آن  $C_\eta$  غلظت گردابه های شامل منعقد کننده وبشکل بدون بعد است (بدون بعد)،  $d_1$  قطر ذرات کلوییدی (m یا ft)

<sup>۱</sup> Boltzmann's constant

<sup>۲</sup> perikinetic coagulation

<sup>۳</sup> orthokinetic coagulation

<sup>۴</sup> Particle Destabilization

<sup>۵</sup> Diameter of eddies



$R_1, \eta$  نرخ ناپایداری ذرات (no./m<sup>3</sup>.s یا no./m<sup>3</sup>.s) می باشد و  $\eta$  قطرگردابه های شامل منعقد کننده است (ft یا m) که حداقل اندازه آن می تواند از مقیاس طولی کولوموگروف<sup>۱</sup> محاسبه شود:

$$L = (v^3 \delta / U^3)^{1/4} \quad (7-2)$$

که  $v$  ویسکوزیته و  $\delta$  ضخامت لایه برشی و  $U$  سرعت در لایه مرزی است.

فرمول ۲-۶، موسوم به فرمول نرخ ناپایداری سازی امیرتراجه- تروسر<sup>۲</sup> است. ناپایداری سازی  $C_\eta$  یک ثابت نامشخص که متناسب با نرخ تزریق منعقد کننده است. در اثر برخورد بین یک ذره پایدار و یک گردابه شامل منعقد کننده تغییر در بار سطحی ذره ایجاد، که متناسب با پتانسیل زتای<sup>۳</sup> ذره است می باشد و در نتیجه ایجاد شرایطی برای نزدیک شدن ذرات به یکدیگر می گردد.

با حذف توان اختلاط مخصوص در معادله ۲-۶ رابطه کلی به فرم زیر ظاهر می شود

$$R_{1,\eta} = \sqrt{\frac{\pi}{120}} C_\eta \frac{(d_1 + \eta)^3}{\eta^2} \quad (8-2)$$

نرخ برخوردی که از روابط یاد شده به دست می آید یک مقدار کمینه را هنگامی که  $\eta = 2d_1$  است شامل بوده و توانی که مورد نیاز است تا این نسبت را ایجاد کند بقرار زیر می باشد:

$$\varepsilon = \frac{v^3}{16d_1} \quad (9-2)$$

که  $\varepsilon$  اتلاف توان در مخلوط کننده است. در تانک های اختلاط بزرگ نرخ اتلاف از یک قسمت تانک تا قسمت دیگر به شدت تغییر نموده و نزدیک مخلوط کننده شدیدتر است. مقدار مینیمم پیش بینی شده بوسیله آزمایش تایید شده است که در نواحی مجاور  $\eta = 2d$  اتفاق می افتد. بنابراین از این مقدار باید اجتناب نمود زیرا که نرخ منعقدسازی در آن کمینه است. ا شود امیرتراجه- تروسر<sup>۴</sup> بیان کرده اند برای یک تانک بخصوص و شکل مخلوط کننده، نرخ اتلاف نزدیک مخلوط کننده متناسب با نرخ اتلاف برای تمام تانک است. اگر تمام تانک در حال حرکت باشد کمترین نرخ ناپایداری ذرات در مقادیر نرخ کرنش  $\bar{\Gamma}$  بین ۱۵۰۰ تا ۳۵۰۰ در ثانیه روی می دهد که ذاتا بالاتر از موارد عملی است. [۱۴]

دوم اینکه نرخ ناپایداری سازی بشکل مستقیم متناسب با غلظت ذرات پایدار است:

<sup>۱</sup> Kolomogrov

<sup>۲</sup> [Amirtharajah-Trusler(1986)]

<sup>۳</sup> zeta potential

<sup>۴</sup> Amirtharajah and Trusler, 1986

$$R_{1,\eta} = kC_1 \quad (10-2)$$

که  $k$  ضریب نرخ ناپایدار سازی مرتبه اول است (بر ثانیه) و برای شرایط نزدیک مخلوط کننده استفاده می شود. به هر حال آنچه که برای طراحی استفاده می شود متوسط حجمی نرخ  $R_{1,\eta}$  روی تمام حوزه تانک است اگر تانک کاملا مخلوط شود  $C_1$  در تمام تانک یکسان بوده و می تواند روی تانک فاکتور گیری شود. بنابراین متوسط حجمی نرخ  $R_{1,\eta}$  متوسط حجمی ضریب نرخ  $k$  خواهد بود. در تمام حجم تانک نرخ اتلاف توان بسیار کمتر از نزدیک مخلوط کننده است. در حالت کلی زمانی که  $d_1 \gg \eta$ ، از قطر ذره می تواند صرف نظر شده و تقریب مرتبه اول زیر می تواند بکار گرفته شود.

$$\bar{k} = \sqrt{\frac{\pi}{120}} \sqrt{\frac{v^3}{\Gamma}} C_\eta \quad (11-2)$$

معادله ۱۱-۲ به  $\bar{\Gamma}$  کمتر از ۱۵۰۰ در ثانیه محدود می شود. بازبینی معادله ۱۱-۲ نشان می دهد که نرخ ناپایدارسازی وابسته به دما و توان اختلاط است و با کاهش دما افزایش می یابد، زیرا که کاهش دما باعث افزایش میزان ویسکوزیته می شود. به هر حال در واکنش های شیمیایی و لخته شدن ذرات، نیروی محرکه سرعت ذرات و غلظت آنهاست. در ناپایدار سازی نیروی محرکه، سرعت ذرات، بعلاوه اندازه گردابه ها و اندازه دامنه گردابه ها است. [۱۴]

سایکز و والکر<sup>۱</sup> بیان کرده اند که این پیش بینی معادله ۱۱-۲ که افزایش توان اختلاط نرخ ناپایدار سازی را کاهش می دهد پشتوانه تجربی غیر مستقیم دارد. اگر چه ممکن است برای تانک هایی که بطور یکنواخت مخلوط نشده اند درست نباشد. [۱۴]

رابطه ای برای زمان بهینه برای فرآیند اختلاط سریع توسط کوون و همکاران<sup>۲</sup> پیشنهاد شده است [Letterman, Quon, and Gemmell 1973; Camp, 1968] که این فرمول بوسیله فرمول امیرتراجه- تروسر<sup>۳</sup> پیش بینی نشده است. اگر اختلاط سریع از این مقدار اپتیمم تجاوز کند لخته شدن ذرات ناپایدار شده و رسوب گذاری آنها آسیب خواهد دید، یا حداقل بهبودی نخواهد یافت که معمولا به نوع منعقد کننده، نرخ کرنش، و میزان تزریق منعقد کننده بستگی دارد

**۲-۱-۳) معیارهای طراحی برای اختلاط سریع:** تجارب مهندسی نشان داده است که r.m.s نرخ کرنش در تانک اختلاط سریع در حدود 600 تا 1000/sec است زمان ماند ذره برای بارداری از ۱ تا ۳ ثانیه تغییر نموده و سرعت

<sup>۱</sup> [M.Sykes, W.Walker 2000]

<sup>۲</sup> [Letterman, Quon, and Gemmell 1973; Camp, 1968]

<sup>۳</sup> Amirtharajah-Trusler

پره ها به کمتر از 5m/s محدود می شود، تا از افزایش زیاد تنش برشی و آسیب رساندن به لخته ها جلوگیری شود، لخته ها شروع به شکل گیری طی دو ثانیه نموده و برای کاهش توربولانس لازم است که سرعت در مجراها و کانال های ورودی کاهش یافته و به 1.5 تا 3 ft/sec محدود شود .

هنگامی که غلظت ذرات پایین باشد منعقدسازی ذرات می تواند با وارد کردن برش به وسیله چند مخلوط کننده در سیستمی متشکل از چند سری تانک صورت می گیرد. نرخ برش در این مخلوط کننده ها پارامتر بسیار مهمی است زیرا نرخ های برش بالا تاثیر عکس داشته و طراحی چنین منعقد کننده ای براساس متوسط نرخ برش<sup>۱</sup>، برابر  $G'$  است که به سادگی، برای سیالات نیوتنی یا مایعاتی که از قوانین توانی تبعیت می کنند، استخراج شده است.

پس از ناپایداری ذرات نوبت به برخورد ذرات به یکدیگر و چسبیدن آنها به هم و تشکیل لخته ها می رسد. بنابراین نرخ برخورد ذرات به هم نیز پارامتر مهمی در تشکیل لخته ها است

**۲-۱-۴) نرخ برخورد ذرات :** سرعت نسبی بین دو نقطه در امتداد خط واصل آنها بشکل زیر پیشنهاد شده است [saffman-Turner(1978)]

$$|\bar{u}| = \sqrt{\frac{2\varepsilon}{15\pi\nu}}.r \quad (۱۲-۲)$$

که  $r$  فاصله شعاعی بین دو نقطه ، و  $\bar{u}$  مقدار سرعت متوسط مطلق دو نقطه در مایع در امتداد خط واصل آنهاست.  $\varepsilon$  توان ورودی بر واحد جرم است (w/kg) یا (ft.lbf/slug.sec) و  $\nu$  ویسکوزیته دینامیکی (m<sup>2</sup>/s) یا (ft<sup>2</sup>/sec) می باشد و چنانچه یک ذره هدف با شعاع  $r_1$  و عدد غلظت  $C_1$  و یک ذره در حال حرکت  $r_2$  و عدد غلظت  $C_2$  در نظر گرفته شود ذره در حال حرکت بوسیله گردابه های محلی جابجا می شود. در این رویه ممکن است از ذره هدف دور یا به آن با سرعتی که از معادله (۱۲-۲) بدست می آید نزدیک شود و برخورد هنگامی روی می دهد که مرکز ذره در حال حرکت از یک کره، با شعاع  $r_1 + r_2$  که مرکز آن روی ذره هدف است، عبور کند.

نرخ برخورد سافمن- ترنر<sup>۲</sup> بقرار زیر است :

$$R_{1,2} = \sqrt{\frac{8\pi}{15}} \sqrt{\frac{\varepsilon}{\nu}} C_1 C_2 (r_1 + r_2)^3 \quad (۱۳-۲)$$

فرمول مشابهی نیز توسط [Probstein ,Delichatsios(1975)] ارائه شده است. از آنجا که همه ذراتی که با یکدیگر برخورد می کنند تشکیل مجتمع های واحد را نمی دهند لذا بعضاً<sup>۳</sup> فاکتور  $\eta$ ، که بیانگر راندمان برخورد ذرات به

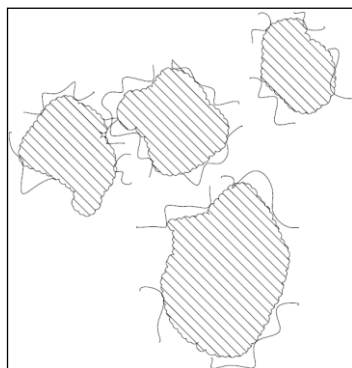
<sup>۱</sup> mean shear rate

<sup>۲</sup> saffman-Turner

یکدیگر است، در معادله نرخ برخورد وارد می شود که چنانچه ذکر شد  $n$  نیز نسبت برخوردهایی که نتیجه آنها تشکیل مجتمع های واحد است

## ۲-۲) لخته شدن ذرات

برای افزایش تخلخل و نفوذپذیری رسوبات و نیز تسریع در امر رسوب گذاری لازم است لخته های تشکیل شده در فرآیند منعقدسازی بهیکدیگر چسبیده شوند فرآیند ترکیب لخته ها و تبدیل آنها به ذرات بزرگتر، که به آسانی می توانند رسوب نمایند لخته شدن<sup>۱</sup> نامیده می شود. لخته شدن<sup>۱</sup> کاملاً متفاوت از منعقدسازی است و به وسیله مواد دارای زنجیره های بلند پلیمری که لخته ساز<sup>۲</sup> نامیده می شوند انجام می شود و مکانیزم عملکرد آنها ایجاد مجموعه ای از پل ها بین ذرات است تا لخته هایی با اندازه مورد دلخواه تشکیل شوند. (در شکل ۲-۲ مجتمع شدن لخته ها نشان داده شده است) در عین حال لازمه این رویداد آن است که ذرات بتوانند به یکدیگر نزدیک شده و به عبارت دیگر به خوبی منعقد گردند



شکل ۲-۲) لخته شدن (تجمع لخته ها)

انواع زیادی از لخته سازها وجود دارند، که باید هنگام استفاده به غیر سمی و عدم ایجاد مشکلات ناشی از نیاز بیوشیمیایی توجه داشت. انتخاب لخته ساز بستگی زیادی به نوع ذرات جامد و غلظت نمونه دارد

## ۲-۲-۱) لخته شدن در شرایط جریان لایه ای و ساکن (لخته شدن پیش جنبشی<sup>۳</sup>)

<sup>۱</sup> flocculation

<sup>۲</sup> flocculant or flocculent

<sup>۳</sup> Pre-kinetic flocculation

در آب های راکد حرکت براونی کلویید های ناپایدار شده باعث می شود که آنها به یکدیگر بپیوندند و ذرات بزرگتری را تشکیل دهند. در نهایت ذرات با بزرگی لازم برای رسوب گذاری شکل می گیرند و آب زلال خواهد شد. نرخ جمع شدن ذرات اساساً با اختلاط افزایش می یابد. این موضوع در اثر این واقعیت است که اختلاط اختلاف سرعتی را بین ذرات کلوییدی همسایه به وجود می آورد، که فرکانس برخورد آنها را افزایش می دهد

لخته شدن طی حرکت براونی، لخته شدن پیش جنبشی نامیده می شود نرخ لخته شدن پیش جنبشی اولین بار بوسیله اسموچولوفسکی<sup>۱</sup> بصورت زیر ارائه شد: [۱۴]

چنانچه ذره ای با شعاع  $r_1$  در نظر گرفته شود. هنگامی ذره با ذره دیگر با شعاع  $r_2$  برخورد می کند که فاصله بین مراکز آنها به  $r_1 + r_2$  کاهش یابد. نرخی که ذرات با شعاع  $r_2$  از سطح کره پراکنده می شوند بقرار زیر است:

$$4\pi(r_1 + r_2)^2 D_{1,2} \frac{dC_2(r)}{dr} \Big|_{r=r_1+r_2} = 4\pi D_{1,2} C_2(r_1 + r_2) \quad (14-2)$$

$r_1$  و  $r_2$  به ترتیب شعاع دو ذره و  $C_1$  و  $C_2$  به ترتیب غلظت ذرات ۱ و ۲ است نرخ برخورد برای لخته شدن پیش جنبشی نیز بصورت زیر خواهد بود:

$$R_{1,2} = 4\pi D_{1,2} C_1 C_2 (r_1 + r_2) \quad (15-2)$$

$R_{1,2}$  نرخ برخورد لخته ها با شعاع  $r_1$  و شعاع  $r_2$  در اثر حرکت براونی است.

### ۲-۲-۲) لخته شدن پس جنبشی<sup>۲</sup>:

چنانچه سوسپانسیون به آرامی به حرکت در آورده شود، بطوریکه یک میدان جریان آرام پدید آید، در این شرایط نسبت به حالت راکد نرخ برخورد به شدت افزایش می یابد و لذا پیشنهاد می شود که اختلاط یک گرادیان سرعت نزدیک ذره مرجع ایجاد کند. در این حالت برخورد در اثر گرادیان سرعت بوده و فرآیند لخته شدن گرادیانی یا لخته شدن پس جنبشی<sup>۱</sup> نامیده می شود. نظیر شرایط قبل، برخورد در صورتی امکان پذیر است که فاصله بین مراکز دو ذره از مجموع شعاعهای آنها  $r_1 + r_2$  کمتر باشد. اسموچولوفسکی<sup>۳</sup> یک ذره مرجع با شعاع  $r_1$  را انتخاب و گرادیان سرعت محلی را بکار برد [۱۴]

چنانچه  $G$  گرادیان سرعت (بر ثانیه) باشد نرخ کلی برخورد بین دو کلاس ذره بقرار زیر خواهد بود: [Freundlich, 1922]

<sup>۱</sup> [smoluchowski 1916/17]

<sup>۲</sup> orthokinetic Flocculation

<sup>۳</sup> Smoluchowski

$$R_{1,2} = \frac{4}{3}GC_1C_2(r_1 + r_2)^3 \quad (۱۶-۲)$$

بنابراین نرخ برخورد پس جنبشی به پیش جنبشی برای ذرات هم اندازه بصورت زیر است:

$$\frac{R_{1,2}(ortho)}{R_{1,2}(peri)} = \frac{4\mu GN_A r^3}{RT} \quad (۱۷-۲)$$

در این رابطه  $N_A$  عدد آوگادرو ( $6.022137 \times 10^{23}$  ذره بر مول)،  $R$  ثابت ( $8.3243 J/mol.K$  یا  $1.987 Btu/lb.^0 R$ ) و  $T$  دمای مطلق است.

فرمول انیشتین برای حذف ثابت پخش<sup>۱</sup> بکار رفته است. ملاحظه می شود که اثر اختلاط بسیار به اندازه ذرات وابسته بوده و با توان سوم اندازه ذرات تغییر می کند تا زمانی که ذرات بوسیله پخش<sup>۲</sup> به حداقل اندازه ای نرسند به نظر می رسد اختلاط اثری نداشته یا اثر کمی داشته باشد ولی هنگامی که پخش به حداقل اندازه برسد لخته شدن بسیار سریع انجام می شود [Freundlich, 1922]. تصحیحات مربوطه به نیروی ون دروالس و اثرات هیدرودینامیکی بوسیله اسپایلمن<sup>۳</sup> انجام گردید

در بررسی صورت پذیرفته در جریان توربولانت، هدف تانک لخته ساز، کامل کردن ناپایدار سازی ذرات بوده، که از تانک اختلاط سریع شروع شده بود. جمع کردن لخته ها با هم است. برای جلوگیری از بین رفتن لخته شدگی<sup>۴</sup> تانک های لخته ساز معمولاً در نرخ اتلاف توان پایینی کار می کنند. برخلاف ناپایدار سازی ذرات که بسیار سریع است و ممکن است بعد از اینکه آب وارد تانک شد طی مدت کمتر از یک دقیقه کامل شود. جمع شدن لخته ها با هم فرآیندی بسیار کندتر بوده و عملی متفاوت است. علاوه بر آن نوع ابزارهای اختلاط مورد استفاده در اختلاط سریع نیز متفاوت است تقسیم بندی تانک بر روی تجمع ذرات بدست آمده اثر کاملاً برجسته ای دارد و تانک های لخته ساز معمولاً حداقل به ۴ سلول اختلاط که بشکل سری پشت سر یکدیگر قرار گرفته اند تقسیم می شود.

سینتیک لخته سازی عبارت از آن است که ذرات لخته، هنگامی که ذرات کلئیدی کوچک با هم جمع می شوند، شکل می گیرند نرخ برخورد با گردابه های شامل لخته سازها مانند حالت منعقدسازی با معادله اصلی سافمن- ترنر<sup>۵</sup> (۶-۲) بدست می آید مدل های لخته سازی، بستگی به غلظت حجمی کلی لخته ها، توان اختلاط، ویسکوزیته آب و نوع

<sup>۱</sup> joint diffusion constant

<sup>۲</sup> diffusion

<sup>۳</sup> [Spielman 1978]

<sup>۴</sup> Deflocculation

<sup>۵</sup> Saffman-Turner

لخته ساز دارد. اگر توان اختلاط زیادتر از مقدار مورد نیاز باشد. برخورد بین گردابه های مایع اطراف و لخته ها مقداری از لخته های ذرات اولیه را جدا نموده و اندازه لخته های در حال تشکیل را محدود می نماید . چنانچه  $\tau_{s \max}$  مساوی با مقاومت برشی ماکزیمم باشد که سطح لخته می تواند تحمل کند نیز بدون اتلاف ذرات اولیه در نظر گرفته شود، بیشنه قطر محتمل لخته به قرار زیر است [Parker,Kaufman,Jenkins,1972].

$$d_{p \max} \approx \left[ \frac{180\pi\tau_{s \max}}{(\rho_p - \rho)\left(\frac{E}{V}\right)} \right]^{1/2} \quad (2-18)$$

اکنون امکان تخمین آهنگی که ذرات اولیه از روی سطح لخته ، بوسیله نیروی برشی زدوده می شوند وجود دارد و فرض می شود که بزرگترین لخته ها از نسبت ثابتی از تمام حجم لخته ها ساخته می شوند. آهنگ ناپدید شدن ذرات اولیه طی لخته شدن متناسب با ریشه دوم توان اختلاط است در حالیکه نرخ تولید ذرات طی سایش به شکل مستقیم با توان اختلاط تغییر می کند که نشان می دهد یک توان اختلاط بیشینه مجاز وجود دارد [Argaman & Kaufman,1970] [۱۴].

## ۲-۲-۳) معیار های طراحی لخته سازی

درجه لخته شدن بوسیله اعداد بدون بعد قابل تعیین است. که مهمترین آنها  $\bar{\Gamma} \tau_h$  کاهش یابد که بعضی اوقات ،به افتخار توماس کمپ<sup>۱</sup> ، که اولین کسی بود که از آن در طراحی لخته ساز<sup>۳</sup> استفاده کرد، عدد کمپ<sup>۲</sup> نامیده می شود . عدد کمپ بعضاً"همراه با غلظت حجمی لخته و فاکتور توزیع اندازه ذره اعداد بدون بعد مفید دیگری را تشکیل می دهند که توسط آن غلظت حجمی لخته با مقدار و خصوصیات جامدات معلق در محلول اولیه تعیین می شود، فاکتور توزیع اندازه ذره نیز با توجه به توان اختلاط، شکل لخته ساز<sup>۳</sup> و جامدات معلق در محلول اولیه تعیین می شود عدد کمپ متناسب با تعداد کلی برخوردهایی است که در سوسپانسیون در حین عبور از یک قسمت روی می دهد بدیهی است لخته شدن نتیجه برخورد لخته هاست . عدد کمپ یک راهنما برای عملکرد و نیز پارامتر بی بعد اصلی در طراحی لخته ساز<sup>۳</sup> است در حقیقت مشخص کردن عدد کمپ و همچنین متوسط نرخ کرنش یا زمان ماند هیدرولیکی برای تعیین حجم کلی و توان اختلاط کافی می باشد . پیشنهاد می شود که طراحی فلوکولاتور براساس حاصل  $\bar{\Gamma} \tau_h$  و

<sup>۱</sup> Thomas R.Camp

<sup>۲</sup> Camp Number

<sup>۳</sup> flocculator

با در نظر گرفتن یک حد بالا  $\bar{\Gamma}$  برای جلوگیری از شکستن پیوندهای لخته ها باشد. گاهی اوقات نیاز به زمان ماند حداقل ۳۰ دقیقه در تانک لخته ساز است که در این حالت مساله طراحی منحصربه انتخاب  $\bar{\Gamma}$  می شود<sup>۱</sup> [۱۴]. مقادیر مطلق گرادیان سرعت که در تانک های مخصوص لخته شدن بکار برده می شود بوسیله کمپ از 20 تا 74/sec در نظر گرفته شده که مقدار متوسط آن غالباً<sup>۲</sup> برای آن 40/sec در نظر گرفته می شود. زمان ماند هیدرولیکی نیز در محدوده ۱۰ تا ۱۰۰ دقیقه در نظر گرفته می شود که مقدار متوسط آن ۲۵ دقیقه می باشد. هر دو مقدار  $\bar{\Gamma}$  و زمان ماند (HRTs) تا حدی کوچکتر از مقادیر عملی در حال استفاده هستند. با پیروی از عملکرد لانگلیر<sup>۳</sup> که لخته سازهای مکانیکی را ابداع کرد. بیشتر لخته سازهای موجود دارای ورودی های توان مخروطی شکل هستند تجربه یاد شده برای افزایش سرعت رسوب گذاری کلوییدهای سیلیکا با آلوم توسط تکپ و هام صورت گرفت<sup>۴</sup> آنها نشان داند که لخته شدن در حالت مخروطی بالاترین سرعت رسوب گذاری لخته ها را تولید می کند و بهترین نتایج آنها زمانی است که تقسیم لخته ساز به ۴ قسمت مجزا صورت می پذیرد که هر کدام دارای زمان ماند ۵ دقیقه بود و مقادیر  $\bar{\Gamma}$  به ترتیب ۱۴۰، ۹۰، ۷۰ و ۵۰ بر ثانیه می باشند در این شرایط حاصل ضرب  $\bar{\Gamma} \tau_h$ ، برابر 105,000 می باشد

آرگامن و کافمن<sup>۴</sup> لخته ساز شامل چهار سلول راکه بصورت سری دارای توربین یا پدال بودند را به کار گرفتند آب ورودی به لخته سازها شامل 25mg/L کائولین بود که با 25mg/L فیلتر آلوم (زاج سفید) ناپایدار می شد. و مقدار اپتیمم برای  $\bar{\Gamma}$  در حالت های مختلف بین 100/sec به 60/sec است همانطور که زمان ماند هیدرولیکی مناسب بین ۸ تا ۲۴ دقیقه است

آهنگ لخته شدن مستقیماً متناسب با گرادیان سرعت است در موارد عملی غالباً از  $\bar{\Gamma}$  و  $t$  و روشهای تجربی استفاده می شود،  $\bar{\Gamma}$  و  $t$  برای حالت های متداول می توانند محاسبه شوند که  $t$  زمان ماند متوسط است،  $\bar{\Gamma}$  دارای بعد  $s^{-1}$  است و نویسندگان مختلف محدوده بهینه متفاوتی را برای آن پیشنهاد کرده اند رابطه زیر که به وسیله بسیاری از محققان پیشنهاد شده است در رابطه زیر نشان داده شده است: [۱۴]

$$\bar{\Gamma} = \left( \frac{P}{\mu V} \right)^{1/2} \quad (۱۹-۲)$$

<sup>۱</sup> [Camp,1955;J.M.Montgomery,Inc.1985;Joint Task Force,1990]

<sup>۲</sup> Langelier(1921)

<sup>۳</sup> Tekippe&Ham(1971)

<sup>۴</sup> [Argaman & Kaufman,1970]



که  $P(N.m/s)$  توان مصرفی در فرآیند به هم زدن سیال،  $V$  حجم لخته ساز<sup>۱</sup> و  $\mu(kg.s/m^2)$  ویسکوزیته دینامیکی باشد. مقادیر بهینه ای برای زمان لخته شدن و  $\bar{\Gamma}$  وجود دارد، زیر زمان مینیمم هیچ لخته شدنی اتفاق نمی افتد و فراتر از ماکزیمم ممکن است باعث شکست ارتباط لخته ها شود

حاصل ضرب  $\bar{\Gamma}$  و برای افزایش مقیاس منعقد کننده ها و مقایسه انواع مختلف آن به کار می رود. مقدار انتخابی  $\bar{\Gamma}$  برای لخته سازهای مختلف معمولاً بین  $10-100s^{-1}$  و حاصل ضرب  $\bar{\Gamma}t$  بین  $10000$  تا  $100000$  انتخاب می شود انتخاب زمان ماند و نرخ برش ممکن است بر نوع لخته های تشکیل شده نیز تاثیر بگذارند. مقادیر پایین نرخ برش و زمان طولانی، باعث تشکیل لخته های بزرگ، سبک و ضعیف شود در حالیکه مقادیر بالاتر نرخ برش و پایینتر زمان ماند باعث تشکیل لخته های کوچکتر، سنگین تر، و قوی تر می شود که در مقابل تنش های برشی مقاوم تر هستند از اینرو سعی می شود در ابتدا مقدار  $\bar{\Gamma}$  بالا و  $t$  کم باشد تا لخته های سنگین و کوچک تشکیل شوند و در مراحل بعد با مقدار  $\bar{\Gamma}$  در حدود نصف حالت اول و زمان بیشتر، لخته های بزرگ سنگین با سرعت رسوب گذاری بالاتر تشکیل شوند

## ۲-۳) آزمایشات تجربی

هر چند که در سالهای اخیر روش های مدل سازی ریاضی و نیز روشهای مدل سازی عددی برای طراحی تیکنرها گسترش یافته است اما همچنان در بعضی موارد این مدل ها نادیده گرفته می شوند نظر به دقت محدودمدل ها و ضرورت مطالعات بیشتر در اغلب طراحی های تیکنرها مناسب است تا با کمک آزمایشات تجربی و نیز براساس روشهای نیمه تجربی بررسی هایی صورت گیرد. با توجه به این موضوع تیکنری در مقیاس نیمه صنعتی (تیکنر پیشتاز) با قطر یک ونیم متر و ارتفاع ۶ متر توسط شرکت های کانی مس ایران و Dorr Oliver Eimco، برای انجام آزمایشات بر روی باطله های واحد تغلیظ مجتمع مس سرچشمه ساخته شد از آنجا که تیکنرهای باطله برای بازیابی آب از باطله ها ساخته شود لذا اهمیت آزمایش بر روی تیکنر پیشتاز از آنجا مشخص می گردد که به دلیل ابعاد نسبتاً بزرگ پروژه، بسیاری از پارامترها عیناً در تیکنر پیشتاز تکرار می گردند و نیاز به فاکتور اصلاحی خاصی ندارند. ضمناً زمان ماند گل در تیکنر مقیاس پیشتاز برابر با زمان ماند گل در تیکنر واقعی گرفته می شود. در خلال آزمایشات گستردهای که در تابستان، پاییز و زمستان ۱۳۸۵ در مجتمع مس سرچشمه و میدوک صورت پذیرفت نتایج جالبی به دست آمد که

---

<sup>۱</sup> Flocculator

نشان داد پارامترهایی جدیدی نیز وجود دارند که تاثیر بسزایی در عملکرد تیکنر خواهند داشت ولی تا کنون در بسیاری از مدل ها قبلی نادیده گرفته شده اند.

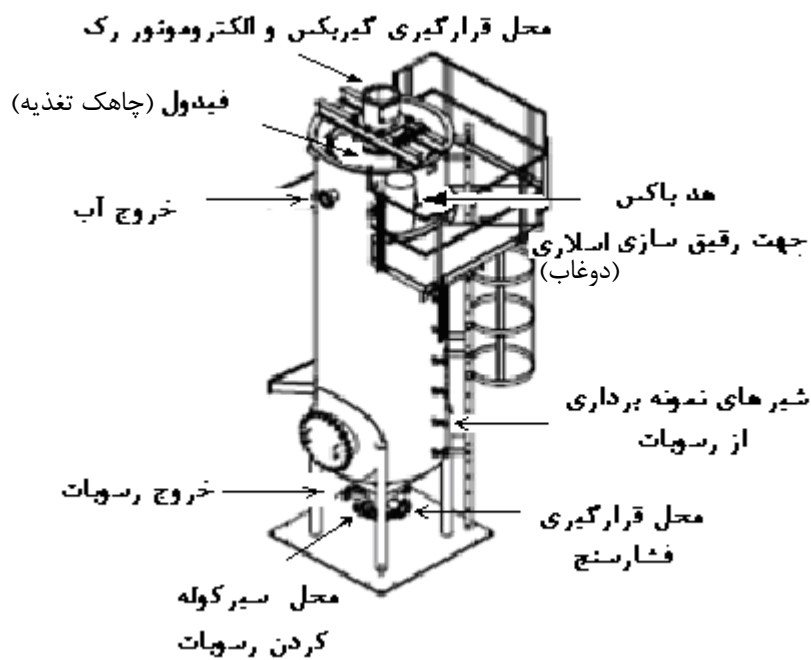
### ۲-۳-۱) تیکنر پیشتاز خمیری<sup>۱</sup>

تیکنر نیمه صنعتی، یک تیکنر با قطر یک و نیم متر و با ارتفاع ۶ متر است که در انتهای آن یک مخروطی با زاویه ۴۵ درجه قرار گرفته است. زیرا آزمایشات نشان داده است که بهترین زاویه برای بخش تحتانی تیکنر برای آب گیری رسوبات دارای ذرات بسیار ریز (رس ها) در حدود زاویه ۴۵ درجه است. شمای سه بعدی تیکنر پیشتاز در شکل ۲-۳ ارائه شده است نمای دوبعدی آن نیز در شکل (۳-۱ الف) ارائه شده است

چنانچه در شکل ۲-۳ مشخص است تیکنر پیشتاز نیز شامل چاهک تغذیه، هد باکس (توزیع کننده) جهت رقیق سازی باطله ورودی و افزایش شار رسوب گذاری است، سرریز، فشارسنج، و نیز لازم جهت خروج آب بازیافتی و رسوبات (paste) و نیز مکانیزم پارو شامل پره، گیربکس و الکتروموتور نیز سایر اجزای تیکنر می باشند. لازم به ذکر است که به دلیل کوچکی تیکنر پیشتاز استفاده از سیستم EDUC جهت رقیق سازی خوراک کاربرد نداشته و بنابراین رقیق سازی و افزودن لخته ساز در هد باکس (توزیع کننده) انجام شد. خوراک ورودی به تیکنر از کانالی که باطله های واحد تغلیظ را به سد باطله منتقل می نمود تامین شد و آب رقیق سازی نیز از آب بازیافت شده از باطله های ورودی به سد باطله تامین می گردید.

---

<sup>۱</sup> Pilot paste thickener



آب نمای شیشه ای<sup>۱</sup> کنار تیکنر برای مشاهده بصری داخل تیکنر بکار می رود و اندازه گیری خط گل به کار رفته و شیرهای تعبیه شده در بدنه تیکنر برای نمونه گیری از رسوبات در ارتفاع های مختلف استفاده می گردد. در ته تیکنر نیز خروجی هایی جهت بازگردش رسوبات وجود دارد که بازگردش یاد شده بوسیله یک پمپ گریز از مرکز انجام پذیرفت . برای خروج رسوبات نیز یک پمپ در نظر گرفته شده است. در شکل ۲-۴ نمای تیکنر پیشتاز در زمان انجام آزمایشات ارائه شده است. علاوه بر تجهیزاتی اصلی که توضیح داده شد مجموعه دارای تجهیزات کمکی شامل دو مخزن مجهز به میکسر برای آماده سازی لخته ساز و نیز تابلوی برق جهت کنترل تجهیزات الکتریکی بوده است. پمپ های لخته ساز نیز از نوع پمپ های دور متغیر بودند. و با تنظیم دور پمپ ها دبی نیز قابل تنظیم بود. برای بررسی عملکرد تیکنر خمیری پیشتاز، آزمایش هایی در ۶ مرحله بر روی تیکنر پیشتاز یاد شده در نزدیکی سد باطله مجتمع مس سرچشمه و در مجاورت ایستگاه پمپاژ شماره ۳ انجام گردید که در فصل سوم به شرح نتایج این آزمایشات پرداخته خواهد شد

<sup>۱</sup> sight glass



شکل ۲-۴) تصویر تیکنر پیشتاز در زمان آزمایش

## ۲-۴) تحلیل عددی

دانستن الگوی جریان در داخل تیکنر و بخصوص در داخل چاهک تغذیه برای بررسی چگونگی حرکت ذرات، نیروهای وارد بر آنها و نیز بررسی پارامترهای مختلف موثر در لخته شدن ذرات مهم می باشد. این کار توسط دینامیک سیالات محاسباتی (CFD) برای چاهک تغذیه انجام گردید. این روش می تواند تغییرات را با کمترین هزینه کمتر، زمان مناسب و نیز رویه نسبتا ساده تر از تغییرت واقعی بر روی هندسه اعمال و نهایتا هندسه و شرایط بهینه را بدست آورد.

با این رویکرد تحلیل CFD با کمک نرم افزار Fluent بر روی چاهک تغذیه تیکنر انجام پذیرفت. و با دو روش مدل سازی انجام که اولین روش با کمک مدل توربولانس  $k-\varepsilon$  تک فاز و به کمک Fluent 6.1 صورت پذیرفت دلیل این موضوع نیز آن است که داخل چاهک تغذیه تیکنر پیشتاز در آزمایش های تجربی دوغاب رقیق شده وجود داشته بنابراین مدل سازی تک فاز نیز می تواند جوابهای نسبتا دقیقی را ارائه دهد، در نزدیکی دیواره از مدل لگاریتمی<sup>۱</sup> استفاده شد و روش دوم مدل سطح آزاد با کمک مدل دو فاز Volume Of Fluid یا (VOF) و نرم افزار Fluent 6.0

<sup>۱</sup> log law

صورت پذیرفت که دلیل آن نیز این است که سطح بالای چاهک تغذیه در معرض سطح آزاد قرار دارد مدل VOF همراه با مدل توربولانس تنش رینولدز انتخاب و در نزدیکی دیواره نیز مدل لگاریتمی<sup>۱</sup> انتخاب گردید. مسئله برای هندسه های مختلف چاهک تغذیه و با تغییر قطرلوله ورودی و زاویه لوله ورودی به چاهک تغذیه مدل سازی و پارامترهای مختلف موثر بر کارکرد چاهک تغذیه از قبیل سرعت چرخش پارو ، تغییر دبی خوراک ورودی به چاهک تغذیه ، تغییر زاویه و قطر لوله ورودی به چاهک تغذیه مورد بررسی قرار گرفت که نتایج در فصل چهارم به تفصیل ارائه شده است.

## فصل سوم

### آزمایشات تجربی و نتایج برگرفته از آن

#### ۳-۱) آزمایشات تجربی

چنانچه در فصل دوم عنوان گردید پس از مراحل ساخت و راه اندازی تیکنر خمیری پیشتاز در مجتمع مس سرچشمه کرمان از مرداد تا اسفند ماه ۱۳۸۵ آزمایش هایی بر روی تیکنر پیشتاز انجام، که نتایج این آزمایشات در این فصل ارائه شده است.

خوراک تیکنر پیشتاز از کانال باطله ای که باطله های واحد تغلیظ را به سمت سد باطله منتقل می نمود تامین گردید و آب مورد نیاز جهت رقیق سازی وسایر استفاده ها از خط لوله آب بازگشتی از سد باطله تامین شد. لخته ساز<sup>۱</sup> مناسب جهت آزمایش نیز از طرف شرکت Eimco<sup>۲</sup>، مگنافلاک<sup>۳</sup> ۵۲۵۰ تشخیص، که در دو مخزن ۳۰۰ لیتری دارای میکسر آماده سازی می شد و سپس توسط یک پمپ تغذیه، محلول به لوله ورودی هد باکس منتقل و پس از اختلاط با دوغاب رقیق شده به چاهک تغذیه منتقل می گردید. غلظت جامد بهینه خوراک ورودی به چاهک تغذیه ده درصد جرمی تعیین گردید که در این غلظت شار رسوب گذاری بیشینه است.

نمای تیکنر خمیری نیمه صنعتی<sup>۴</sup> به قطر یک و نیم متر و ارتفاع ۶ متر در شکل ۳-۱ الف نشان داده شده است و توضیحات مربوط به اجزای آن نیز در جدول ۳-۱ ارائه گردیده است  
شکل ۲-۳ نیز نمای ساخته شده تیکنر پیشتاز را نشان می دهد

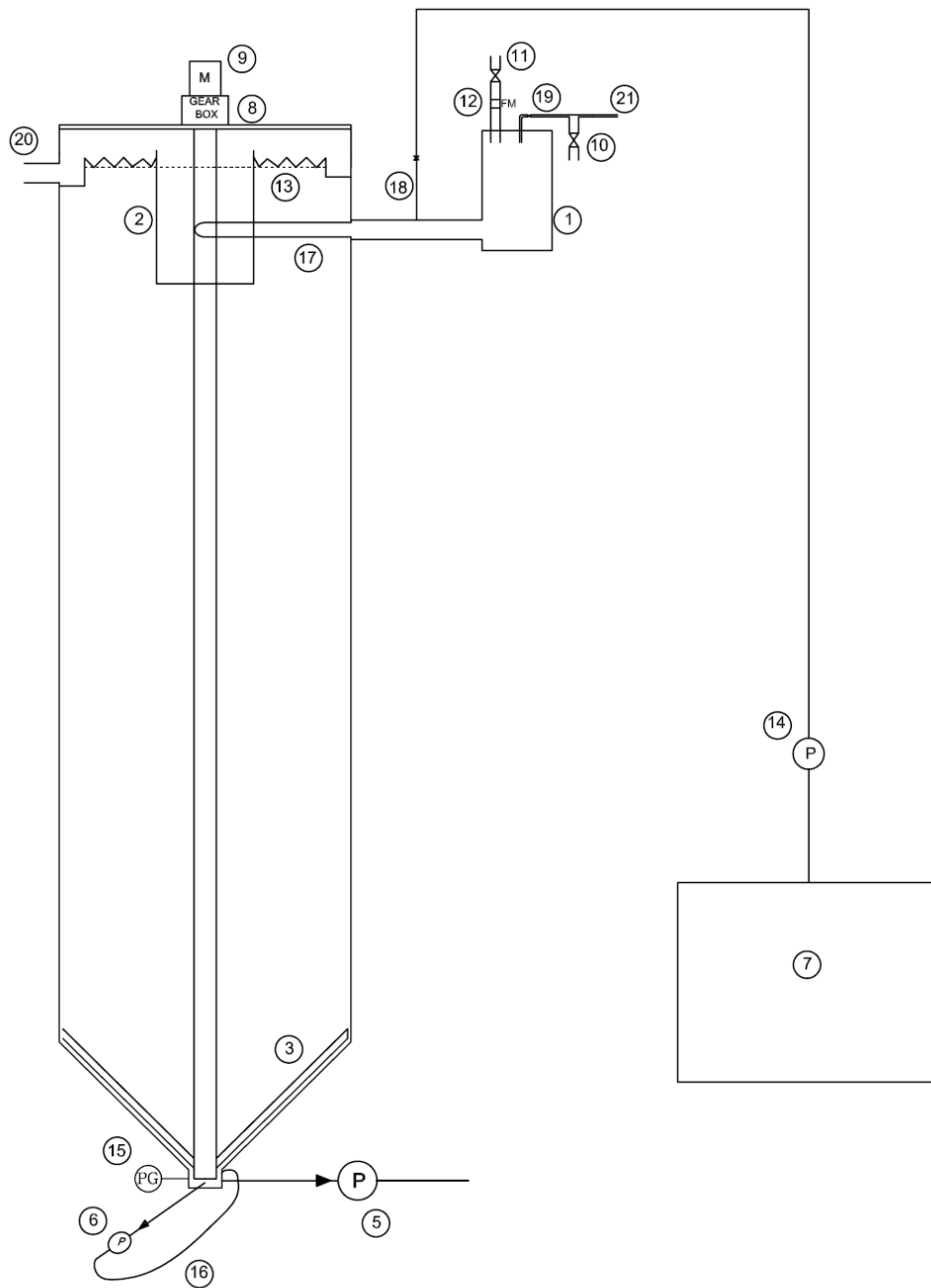
---

<sup>۱</sup> flocculant

<sup>۲</sup> Dorr Oliver Eimco

<sup>۳</sup> Magnafloc 5250

<sup>۴</sup> Pilot paste thickener



شکل ۱-۳ الف) نمای<sup>۱</sup> تیکنر خمیری پیشتاز<sup>۲</sup> و اجزای تشکیل دهنده آن

جدول ۱-۳) راهنمای شکل (۱-۳ الف) - اجزای تیکنر پیشتاز

۱	هد باکس (محل ورود باطله و آب رقیق سازی به	۱۲	دبی سنج، جهت اندازه گیری دبی ورودی به
---	---	----	---------------------------------------

<sup>۱</sup> setup

<sup>۲</sup> Pilot paste thickener

تیکنر		تیکنر)	
سرریز <sup>۱</sup> جهت خروج آب بازیافت شده	۱۳	چاهک تغذیه	۲
پمپ تزریق لخته ساز <sup>۲</sup> (از نوع دبی ثابت)	۱۴	پارو	۳
فشارسنج	۱۵	شفت پارو	۴
خط بازچرخش رسوبات (جهت تسهیل تخلیه)	۱۶	پمپ ته ریز- جهت خروج رسوبات (از نوع دبی ثابت)	۵
خط ورودی باطله رقیق شده به چاهک تغذیه	۱۷	پمپ سیرکوله- جهت تسریع خروج رسوبات	۶
خط تزریق لخته ساز <sup>۲</sup>	۱۸	مخازن آماده سازی لخته ساز <sup>۲</sup> (دو مخزن ۳۰۰ لیتری)	۷
خط ورود باطله به هدباکس	۱۹	گیربکس سیستم پارو	۸
خط خروج آب بازیافت شده	۲۰	الکتروموتور سیستم پارو	۹
باطله گرفته شده از کانال باطله	۲۱	خط خروج رسوبات اضافی گرفته شده از کانال باطله <sup>۳</sup>	۱۰
		خط ورود آب رقیق سازی	۱۱

روش کار در آزمایش تیکنر خمیری عبارت است از اینکه باطله گرفته شده از کانال باطله برای رقیق سازی و در نتیجه افزایش شار رسوب گذاری وارد هدباکس شده و با آب رقیق سازی مخلوط می گردد (تیکنر پیشتاز فاقد سیستم EDUC جهت رقیق سازی باطله ورودی است) ، پس از آن خوراک رقیق شده به سمت چاهک تغذیه هدایت و در میانه راه و از طریق لوله شماره ۱۸، محلول لخته ساز به لوله خوراک ورودی به تیکنر تزریق می شود و با خوراک رقیق سازی مخلوط می گردد. پودر لخته ساز در دو عدد مخزن ۳۰۰ لیتری با آب مخلوط و آماده سازی می شود و از طریق یک پمپ (شماره ۱۴ شکل ۳-۱ الف) جهت تزریق به سمت لوله ورودی به چاهک تغذیه هدایت می شود پس از ورود خوراک رقیق شده آغشته به لخته ساز به چاهک تغذیه و انجام عمل لخته سازی که غالباً در چاهک تغذیه انجام می گیرد خوراک از طریق چاهک تغذیه به نقاط مختلف تانک رسوب گذاری برای انجام عمل رسوب گذاری هدایت می شود. پس از رسوب گذاری زمان لازم جهت آب گیری و تحت فشار قرارگیری به رسوبات داده می شود و رسوبات ضمن اینکه به سمت پایین، یعنی ته ریز، حرکت می کنند آب گیری می شوند و آب بازیافت شده به سمت بالا حرکت می کند و از سطح خط گل خارج می شود. برای جارو کردن رسوبات به سمت ته ریز و

<sup>۱</sup> weir

<sup>۲</sup> flocculant

<sup>۳</sup> bypass line



کمک به خروج بهتر رسوبات مکانیزم پارو شامل الکتروموتور، گیربکس و پره ها پیش بینی شده است که با سرعت بسیار پایینی می چرخد (0.2-0.6RPM) و رسوبات رابه سمت ته ریز جارو می کند. پمپ خروجی در ته تیکنر تعبیه شده است که وظیفه آن خروج رسوبات با دبی ثابت می باشد (شماره ۵ شکل ۱-۳ الف) پمپ دیگری نیز جهت کمک به خروج آسانتر رسوبات و افزایش روان روی آنها با استفاده از بازچرخش رسوبات تعبیه شده است (شماره ۶ شکل ۱-۳ الف) آب بازیافت شده از طریق سرریزهای مثلثی (شماره ۱۳ شکل ۱-۳ الف) خارج شده و به سمت محل خروج آب بازیافت شده (شماره ۲۰ شکل ۱-۳ الف) هدایت و از آنجا خارج می شود. دز لخته ساز حدود ۱۵ گرم به ازای هر تن جامد ورودی به تیکنر تنظیم گردید.

### ۳-۱-۱) وسایل اندازه گیری و روش های اندازه گیری پارامترها :

دانسیتته سنج : برای اندازه گیری دانسیته نسبی خوراک ورودی و رسوبات خروجی از ته ریز دو دانسیته سنج با دقت بالاتر از 0.01، نخست برای ورودی باطله و دیگری برای دانسیته ته ریز و شیرهای نمونه برداری استفاده می گردید  
فلومتر : برای اندازه گیری دبی آب ورودی (خط شماره ۱۸ شکل ۱-۳ الف) و دبی محلول لخته ساز (شماره ۲ شکل ۱-۳ الف)

زمان سنج و ظرف مدرج: برای اندازه گیری دبی خوراک ورودی و دبی رسوبات ته ریز از کولنومتر با دقت بالاتر از 0.01 ثانیه استفاده شد

اسلامپ<sup>۱</sup> استوانه ای به قطر و ارتفاع ۱۰ سانتیمتر: برای اندازه گیری تنش تسلیم<sup>۲</sup> رسوبات

ترازو : برای اندازه گیری وزن از ترازوی دیجیتالی با دقت بالاتر از 0.1 گرم استفاده گردید

خشک کن<sup>۳</sup>: برای خشک کردن نمونه ها و اندازه گیری دانسیته بوسیله خشک کردن به کمک ترازوی ذکر شده

آزمایش هیدرومتری برای اندازه گیری توزیع ذرات توسط آزمایشگاه مکانیک خاک کرمان و آزمایشگاه وزارت نیرو در تهران انجام گردید

فشار سنج از نوع زیمنس با دقت بالاتر از 0.1KPa برای اندازه گیری فشار در ته تیکنر، از آزمایش ۳ به بعد نصب شد (شماره ۱۶ شکل ۱-۳ الف)

### ۳-۱-۲) آزمایش اول و دوم :

<sup>۱</sup> Slump

<sup>۲</sup> yield stress

<sup>۳</sup> oven

آزمایش اول و دوم در تاریخ 2006/08/21 ساعت 14:00 آغاز شد و در تاریخ 2006/08/24 ساعت 08:00 پایان پذیرفت و جمعا ۶۶ ساعت به طول کشید

### ۳-۱-۲-۱) روش انجام آزمایش:

آزمایش ها برای بررسی اثر پارامترهای مختلف بر عملکرد تیکنر که شامل حداکثر جداسازی آب از باطله به همراه درجه شفافیت مناسب سرریز و دستیابی به حداکثر ظرفیت در واحد مساحت می باشد آغاز شد. در ابتدای انجام آزمایش، پارامترهایی که تصور می گردید تاثیر زیادی در عملکرد تیکنر دارند، زمان ماند<sup>۱</sup> رسوبات (که تعیین کننده دبی ته ریز و سر ریز در حالت کارکرد پایدار تیکنراست)، دبی و نوع لخته ساز، ارتفاع ستون گل بودند و سرعت چرخش پارو بودند، که در خلال کار به پارامترهای تاثیر گذار دیگری پی برده شد براساس ذهنیت اولیه طرح آزمایش به صورت زیر ریخته شد:

- ۱- پس از اینکه چاهک تغذیه کاملا با آب پر شد خوراک دهی به سیستم آغاز می گردید
  - ۲- خط گل در ارتفاع حدود سه متر بالای قسمت مخروطی تنظیم شد
  - ۳- آهنگ خوراک و ته ریز برای ۱۲ ساعت زمان ماند گل تنظیم شد
  - ۴- طی مدت ۱۲ ساعت یک بار تخلیه انجام گردید
  - ۵- نمونه گیری از ته ریز برای دو بار تعویض کامل گل (۲۴ ساعت) انجام شد
  - ۶- سپس ته ریز و خوراک برای زمان ماند ۱۶ ساعت تنظیم شود
  - ۷- نمونه گیری به ازای یک و نیم بار تعویض گل انجام گردید (۲۴ ساعت)
  - ۸- برای مشاهده اثر افزایش ظرفیت بر عملکرد تیکنر زمان ماند به ۸ ساعت تقلیل داده شود و نمونه گیری برای ۲ بار تعویض گل (۱۶ ساعت) انجام گردد.
- میزان تزریق مواد لخته ساز حدود ۱۲ گرم به ازای هر تن جامد ورودی تنظیم گردید. و سرعت چرخش پارو 0.4rpm انتخاب شد

### ۳-۱-۲-۲) هدف آزمایش:

---

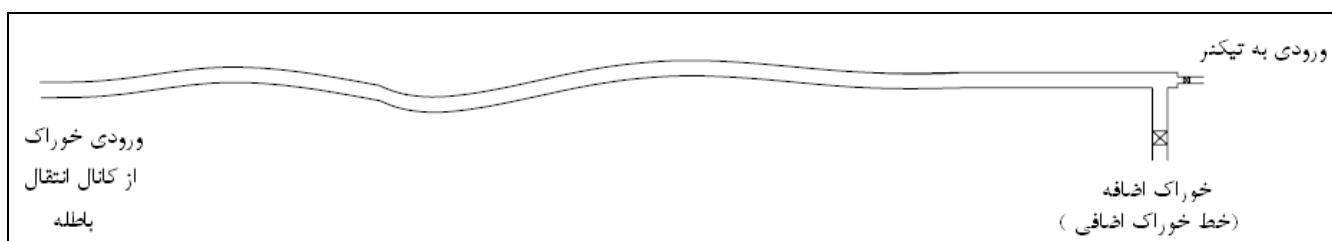
<sup>۱</sup> Residence time

هدف از انجام آزمایش بررسی میزان درصد جامد ته ریز و امکان دستیابی به درصد جامد حدود ۶۰ درصد وزنی در رسوبات ته ریز با حداکثر دبی دوغاب<sup>۱</sup> ورودی بود.

زمان ماند گل در آزمایش ۱ و ۲ در شکل ۳-۲ آورده شده است چنانچه در شکل ۳-۲ مشهود است بند ۸ از طرح آزمایش انجام نشد که به دلیل محقق نشدن اهداف بندهای قبلی یعنی رسیدن به حدود ۶۰ درصد جامد بود که دلیل آن به تفصیل در قسمت ۲ فصل ۳ آورده خواهد شد.

### ۳-۱-۲-۳ سیستم خوراک دهی

ورودی خوراک توسط انشعابی که از کانال انتقال باطله های واحد تغلیظ به سمت سد باطله جدا گردید که نحوه سیستم خوراک گیری برای آزمایش های ۱ تا ۳ در شکل (۳-۱ب) به طور شماتیک نشان داده شده. بخشی از خوراک گرفته شده از کانال باطله به سمت تیکنر و بخش عمده آن که اضافی بود از طریق خط خوراک اضافی دفع می شد



شکل ۳-۱ب) سیستم ورودی خوراک از کانال باطله به ته ریز در آزمایش های ۱ تا ۳

### ۳-۱-۲-۴ مشاهدات عمومی برگرفته از آزمایش های اول و دوم :

- دانسیته و درصد جامد خوراک کمتر از مقدار مورد انتظار بود
- درصد جامد ته ریز کمتری از مقدار هدف (حدود ۶۰ درصد جامد) حاصل گردید (در شکل ۳-۴ نتایج عمومی درصد جامد مشخص است)
- مقداری لخته ساز<sup>۲</sup> از سرریز به هدر می رفت که هنگام شستشوی ظروف آغشته به دوغاب مشخص می گردید (باعث منعقد شدن و لخته شدن ذرات جامد باقی مانده در دانسیته سنج می گردید) به عبارت دیگر یا راندمان لخته شدن پایین بود و یا میزان تزریق مواد لخته ساز بیش از حد مورد نیاز بوده است. از آنجا که میزان تزریق لخته ساز کم بود، لذا نتیجه عمومی حاصل عبارت است از نادرستی در امر لخته سازی است

<sup>۱</sup> slurry

<sup>۲</sup> flocculant

- کنترل دبی خوراک به دلیل تلاطم کانال باطله و ورودی ثقلی خوراک از کانال به تیکنر نسبتا دشوار بود ولی به شکل کلی تلاش گردید که متوسط دبی ورودی برابر با مقدار مورد نظر در برنامه باشد در شکل (۳-۳ الف) جزئیات تغییرات زمانی دبی مشخص شده است

- در ابتدای شروع آزمایش درصد جامد ته ریز نزدیک به هدف مورد نظر بود ولی به تدریج ، درصد جامد ته ریز کاهش یافت در شکل ۳-۴ این رویه مشخص است

توزیع اندازه ذرات برای آزمایش های ۱و۲ در شکل ۳-۳۹ نشان داده شده است که توسط آزمایشگاه مکانیک خاک انجام گرفته است.

براساس زمان ماند نشان داده شده در شکل ۳-۲ دبی خوراک و ته ریز تنظیم گردید که در شکل (۳-۳ الف) ارائه شده است . دانسیته نسبی خوراک و ته ریز نیز در آزمایش اندازه گیری شد که در شکل (۳-۳ ب) نشان داده شده است که براساس آن درصد وزنی جامد موجود در خوراک و ته ریز قابل اندازه گیری می باشد

آزمایش های شماره ۱و۲ در مدت ۶۶ ساعت انجام گردید . از آنجا که توزیع اندازه ذرات یکی از پارامترهای موثر در کارایی تیکنر است لذا نمونه هایی جهت اندازه گیری توزیع اندازه ذرات برداشت و برای مطالعات لازم به آزمایشگاه مکانیک خاک ارسال گردید که نتایج آن برای آزمایش های مختلف انجام شده در شکل ۳-۳۹ آورده شده است.

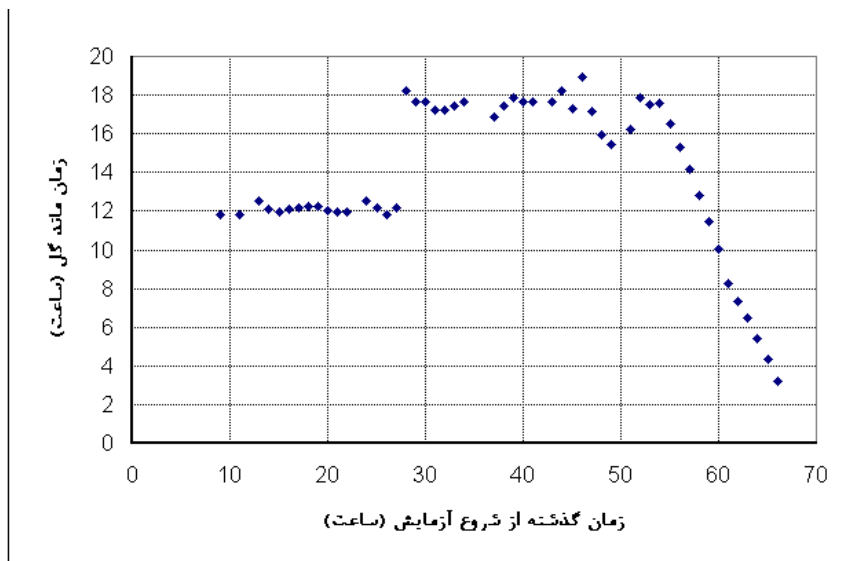
### ۳-۱-۲-۵) زمان ماند گل

زمان ماند گل در تیکنر از رابطه ۳-۱ و بقرار زیر قابل محاسبه است و برای آزمایش های ۱و۲ نتایج در شکل ۳-۲ نشان داده شده است

$$t_R = \frac{V_{mud}}{q_{dis}}$$

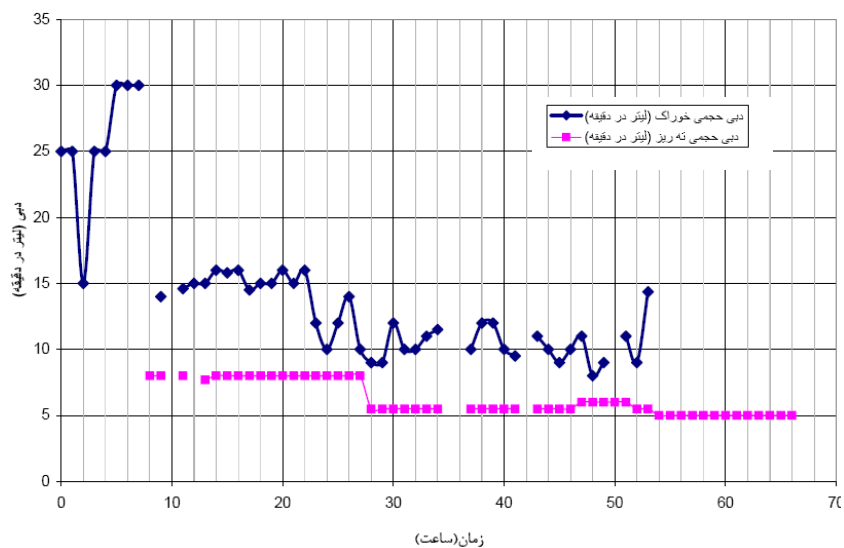
(۳-۱)

که  $t_R$  زمان ماند گل در تیکنر،  $V_{mud}$  حجم گل موجود در تیکنر و  $q_{dis}$  دبی ته ریز تیکنر است



شکل ۳-۲) زمان ماند گل در آزمایش های ۱ و ۲

براساس زمان ماند مورد نظر دبی ورودی و خروجی تنظیم شد که در شکل (۳-۳ الف) نشان داده شده است . چنانچه ذکر شد ورودی خوراک به تیکنر ثقلی بوده و بنابراین کنترل دبی ورودی نسبتا دشوار است بنابراین دبی ورودی همانگونه که در شکل (۳-۳ الف) مشاهده می گردد در آزمایش ۱ و ۲ دارای نوسان و اغتشاشات ورودی است.



شکل ۳-۳ الف) دبی خوراک و ته ریز در آزمایش های ۱ و ۲

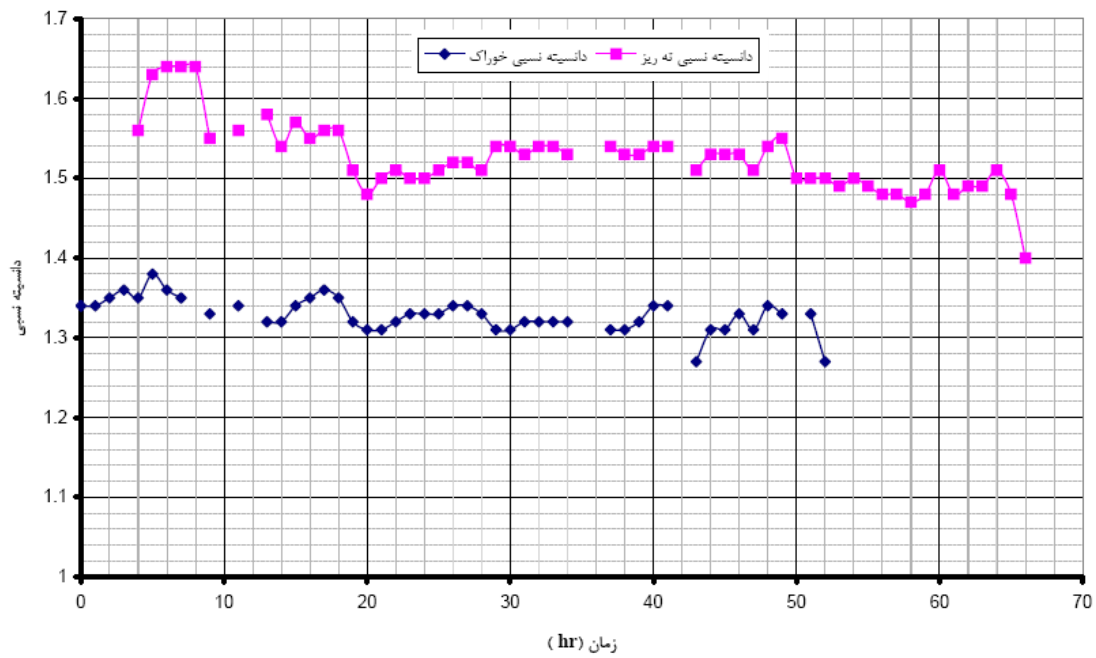
با اندازه گیری دانسیته خوراک و ته ریز توسط دانسیته سنج اندازه گیری و درصد جامد خوراک و ته ریز مشخص گردید (با استفاده از رابطه ۲-۳). براساس آزمایشات Eimco دانسیته جامد خشک در این حالت  $2800\text{kg}/\text{m}^3$  و دانسیته آب  $1000\text{kg}/\text{m}^3$  در نظر گرفته شد .

$$\omega = \frac{\rho_s(\rho - \rho_l)}{\rho(\rho_s - \rho_l)} \quad (3-2)$$

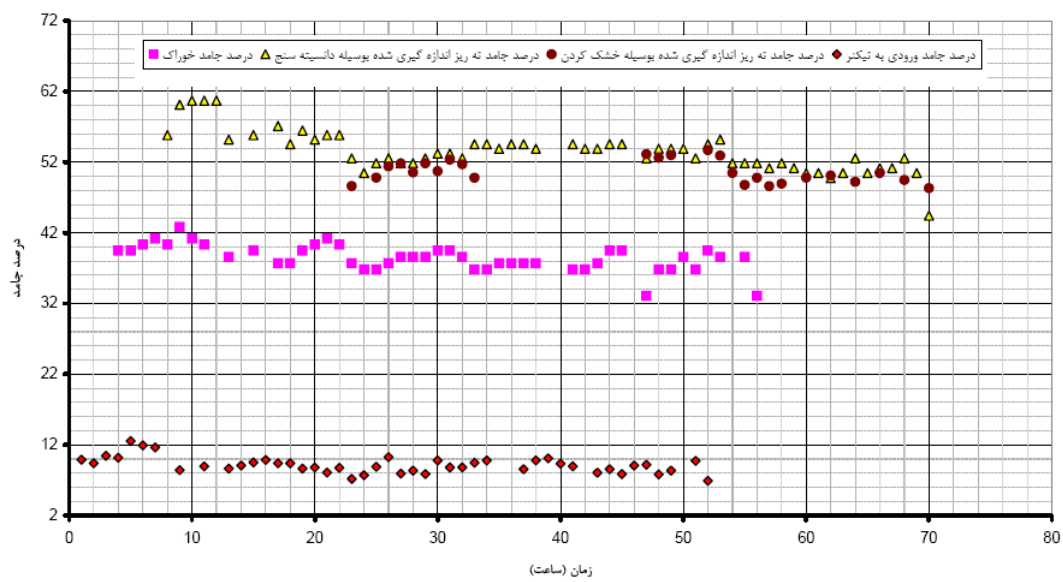
$$\omega = \frac{\rho_s}{\rho} \phi_s \quad (3-3)$$

در روابط بالا  $\omega$  درصد جرمی جامد در دوغاب ،  $\rho_s, \rho_l, \rho$  به ترتیب دانسیته دوغاب، مایع و جامد است و  $\phi_s$  نیز درصد حجمی جامد می باشد .

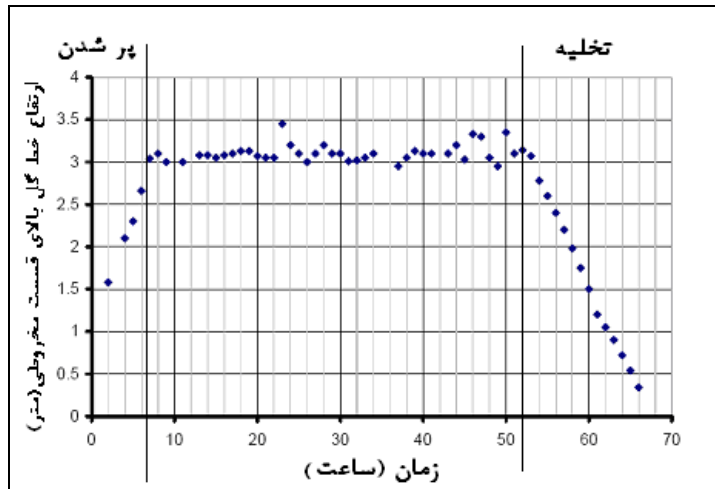
همچنین درصد جامد ته ریز در مراحل مختلف پس از خشک کردن نیز اندازه گیری شد . بدین ترتیب که مقداری از رسوبات ته ریز برداشته و پس از وزن کردن ، داخل خشک کن گذاشته می شد. و پس از خشک شدن دوباره وزن می شد بدین صورت درصد وزنی جامد اندازه گیری می شد. در شکل ۳-۴ درصد جامد اندازه گیری شده توسط دانسیته سنج نشان داده شده است که باکمک معادله ۲-۳. محاسبه گردیده است همچنین درصد جامد دوغاب رقیق شده ورودی به چاهک تغذیه نیز در شکل ۳-۴ در زمان های مختلف آزمایش ۱ و ۲ نشان داده شده است. تلاش شده است این غلظت در حد ۱۰ درصد وزنی نگه داشته شود. چنانچه ذکر شد ارتفاع خط گل حدود سه متر بالای قسمت مخروطی ثابت نگه داشته شد. که تقریباً برابر با همان ارتفاعی است که در تیکنر های صنعتی استفاده می گردد. در شکل ۳-۵ ارتفاع خط گل در زمان های مختلف نشان داده شده است



شکل ۳-۳) دانسیته نسبی خوراک و ته ریز در آزمایش ۲ا



شکل ۳-۴) درصد جامد خوراک، دوغاب ورودی به چاهک تغذیه و درصد جامد ته ریز اندازه گیری شده به وسیله دانسیته سنج و خشک کردن



شکل ۳-۵) ارتفاع خط گل بالای قسمت مخروطی نسبت به زمان

### ۳-۱-۳) اندازه گیری تنش تسلیم

بسیاری از سیالات غیرنیوتنی برخلاف سیالات نیوتنی که بلافاصله پس از آنکه تحت تنش برشی قرار گیرند شروع به حرکت می کنند، تا تنش برشی مربوطه به حد مشخصی نرسد حرکت قابل ملاحظه ای در آن روی نمی دهد. این تنش برشی ویژه تنش تسلیم<sup>۱</sup> نامیده می شود. این رفتار به نوعی شبیه رفتار جامدات در ناحیه الاستیک و پلاستیک است. یکی از مدل هایی که نظیر این گونه رفتار را برای سیال توجیه می کنند مدل هرشل- باکلی<sup>۲</sup> است که تنش برشی را به شکل زیر بیان می دارد:

$$\tau = \tau_y + \kappa \dot{\gamma}^n \quad (۳-۴ \text{ الف})$$

که  $\tau$  تنش برشی،  $\tau_y$  تنش تسلیم،  $\dot{\gamma}$  آهنگ برش،  $\kappa$  ثابت غلظت و شاخص تغییر شکل پذیری سیال و  $n$  ضریب جریان است. این درحالی که در سیالات نیوتنی تنش برشی به طور مستقیم با نرخ برش رابطه دارد. و ضریب تناسب ویسکوزیته است

باطله های تغلیظ شده واحد تغلیظ مس (ته ریز تیکنر) رفتاری شبیه به سیالات مدل هرشل- باکلی<sup>۲</sup> دارند بنابراین برای شناخت بهتر رفتار سیال، آزمایش اسلامپ برای تعیین میزان تنش تسلیم سیال انجام شد.

### ۳-۱-۳-۱) آزمایش اسلامپ و مدل توده ای<sup>۳</sup>

<sup>۱</sup> yield stress

<sup>۲</sup> Herschel- Bulkley

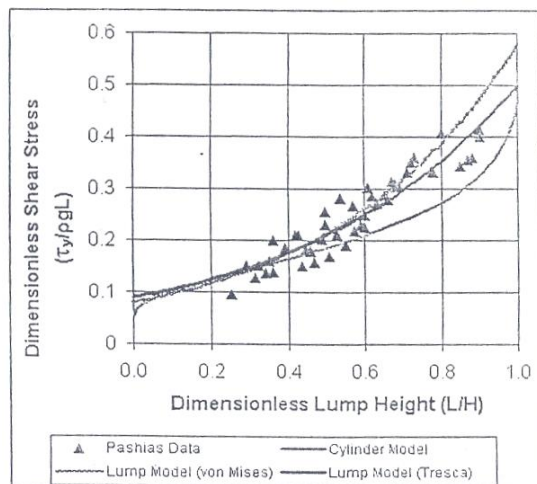
<sup>۳</sup> lump model



پاشیاس و همکاران<sup>۱</sup> مدل توده ای<sup>۲</sup> را برای بدست آوردن تنش تسلیم برای نمونه اسلامپ استوانه ای ارائه نمودند [۱۷] این مدل دقیق ترین پیش بینی ها را برای تنش تسلیم ارائه می دهد. تنش تسلیم با استفاده از ارتفاع نهایی توده<sup>۳</sup> پس از فرونشست (L) نسبت به ارتفاع اولیه سیلندر (H) بی بعد شده و رابطه ارتفاع توده و تنش تسلیم مطابق با رابطه نمایی ساده ای به شکل زیر ارائه شده است

$$\tau_y / \rho g L = k e^{n(L/H-1)} \quad (3-4) \text{ ب}$$

در این رابطه  $\rho$  دانسیته، L ارتفاع توده پس از فرونشست، H ارتفاع اولیه توده که همان ارتفاع سیلندر است، می باشد



شکل ۳-۶) مقایسه معیار ترسکا و ون مایز برای مدل توده ای<sup>۱</sup> با مدل سیلندری [۱۷]

مناسب است تا پارامترهای بدون بعد را با استفاده از ارتفاع اولیه سیلندر H حاصل شود از آنجا که برای یک سیلندر مشخص از یک آزمایش تا آزمایش دیگر شرایط تغییر نمی کند لذا دو طرف معادله (۳-۴) ب) در L/H ضرب شده و رابطه زیر حاصل می شود:

$$\tau_y / \rho g H = k (L/H) e^{n(L/H-1)} \quad (3-5)$$

پارامتر k به معیار انتخابی وابسته است. از آنجا که هر دو معیار ترسکا و ون مایز انتخاب مناسبی برای k هستند لذا دو امکان برای مدل توده ای<sup>۲</sup> را فراهم می سازند در شکل بدون بعد این مدل های ممکن بشکل زیر هستند:

$$\tau^* = (1/2) L e^{n(L-1)} \quad (3-6) \quad \text{مدل ترسکا}^4$$

$$\tau^* = (1/\sqrt{3}) L e^{n(L-1)}$$

<sup>۱</sup> pashias et al (1996)

<sup>۲</sup> lump model

<sup>۳</sup> lump

<sup>۴</sup> lump model(tresca)

(مدل ون مایز) <sup>۱</sup> (۳-۷)

که  $L = L/H$  و  $\tau' = \tau_y / \rho g H$  است

سمت راست این معادلات ( $L e^{n(L-1)}$ ) بیانگر رابطه بین تنش فشاری متوسط و تنش تسلیم متوسط طی تغییر مساحت پایه و اصطکاک سطح است نظیر آنچه که  $L/H$  تغییر می کند.

از جمله اهداف این پروژه تخمین ثابت توان ( $n$ ) بصورت تجربی است و این هدف با تنظیم داده ها تا تطابق دهی با مدل سیلندر در محدوده  $L/H$  از 0.2 تا 0.4 صورت گرفت. این مقدار معادل با اسلامپ بدون بعد در محدوده 0.6 تا 0.8 است.

مقادیر ثابت توان برای مدل ترسکا  $n = \sqrt{3}$  و برای مدل ون مایز  $n = 2$  است .

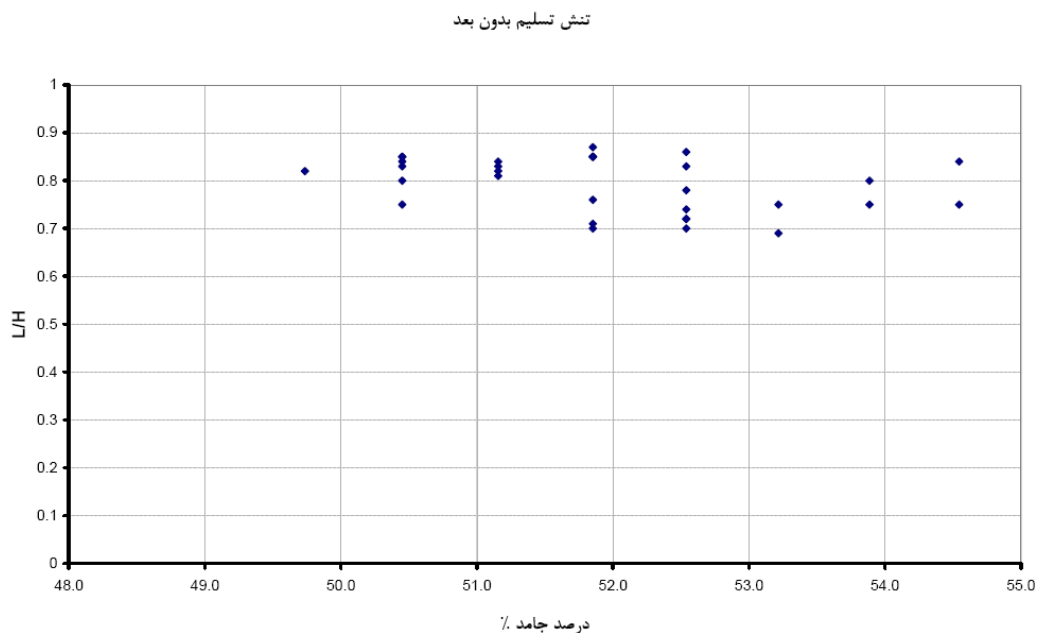
در شکل ۳-۶ مقایسه مدل توده ای ترسکا و ون مایز با مدل سیلندر ارائه شده است هر دو مدل بخوبی با داده ها تطابق داشته اما مدل ترسکا برای  $L/H \geq 0.2$  دقیق تر است. بنابراین مدل توده ای برای محاسبات انتخاب می گردد. آزمایش اسلامپ سیلندری بوسیله استوانه ای به قطر ۱۰ سانتیمتر و ارتفاع ۱۰ سانتیمتر انجام گردید که در شکل ۳-۷ مراحل آزمایش نشان داده شده است.



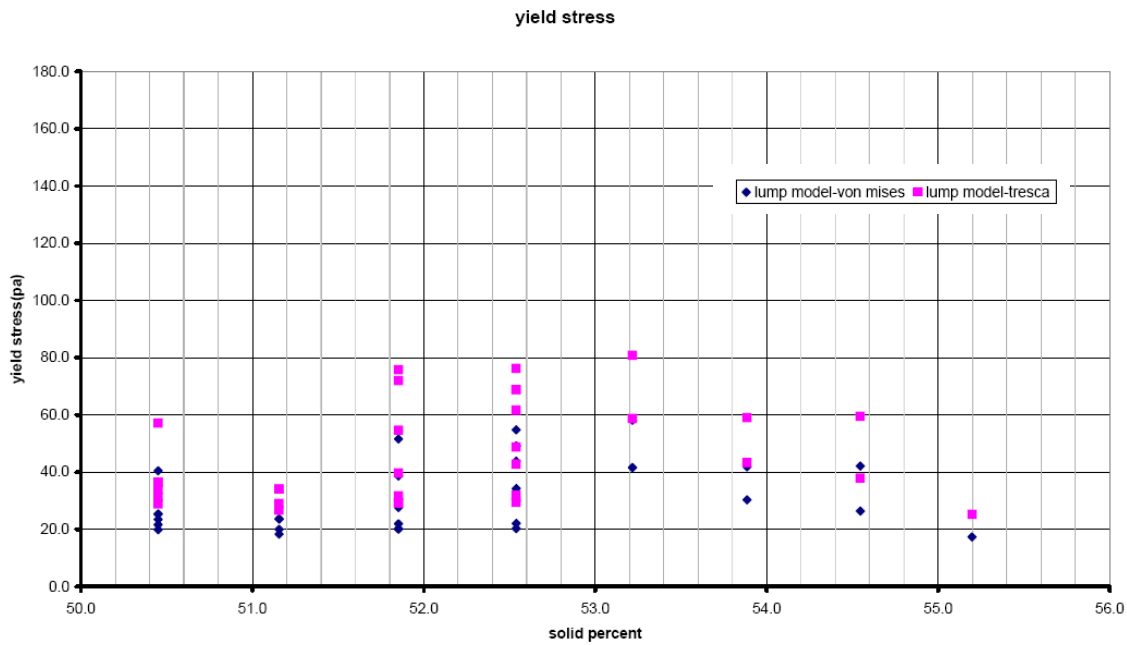
شکل ۳-۷) مراحل انجام آزمایش اسلامپ

<sup>۱</sup> Lump model (von mises)

بنا به اطلاعات به دست آمده از این آزمایشات ، ارتفاع فرونشست بی بعد (L/H) را به ازای درصدهای جامد مختلف در شکل ۳-۸ آورده شده تنش تسلیم توده ای که براساس دو مدل ترسکا و ون مایز و بر طبق رابطه های ۳-۶ و ۳-۷ به دست می آید نیز در شکل ۳-۹ ارائه شده است. لازم به ذکر است که مدل توده ای از مدل ترسکا دقیق تر است. مقدار متوسط L/H برابر با 0.8 است

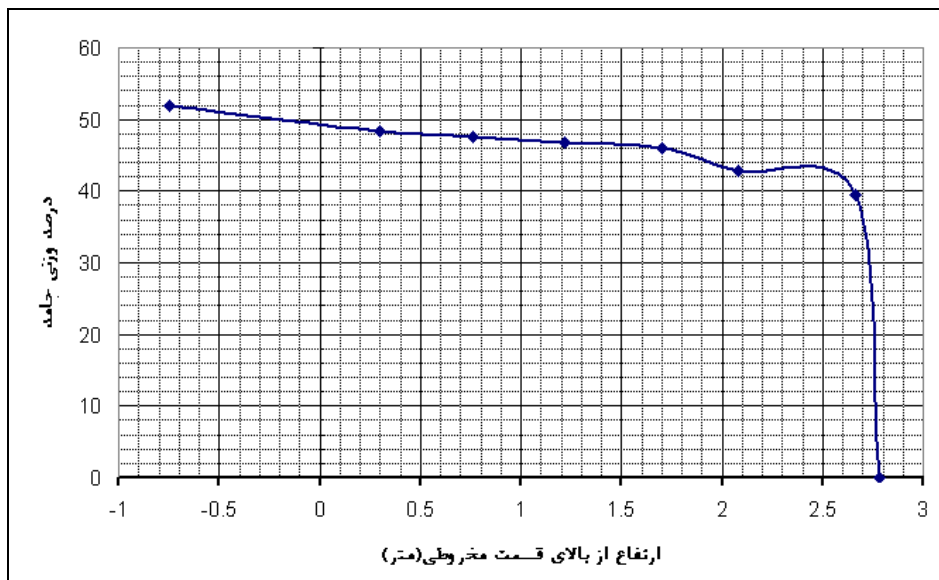


شکل ۳-۸) ارتفاع فرونشست بدون بعد اسلامپ در درصدهای جامد متفاوت



شکل ۳-۹) تنش تسلیم لامپ ون مایرز و ترسکا بدست آمده از آزمایش اسلامپ در درصد های جامد مختلف

چنانچه که در شکل ۳-۹ نشان داده شده است تنش تسلیم در درصدهای جامد مختلف محدوده تغییر بالایی دارد که نشان دهنده این موضوع است که تنها درصد جامد در ارتفاع اسلامپ موثر نیست و پارامترهای دیگری نیز تاثیرگذار هستند که از جمله آنها به میزان لخته شدن رسوبات ، توزیع اندازه ذرات می توان اشاره نمود نمونه گیری از شیرهای نصب شده در ارتفاع های مختلف تیکنر طی آزمایش صورت پذیرفت و درصد وزنی جامد موجود در رسوبات در ارتفاع های مختلف مشخص شد که شکل ۳-۱۰ نشان داده شده است. اولین نمونه از سمت چپ درصد وزنی جامد در خوراک را نشان می دهد



شکل ۳-۱۰) درصد جامد در ارتفاع های مختلف بالای قسمت مخروطی (نمونه های گرفته شده از شیرهای نمونه گیری)

### ۳-۱-۴) آزمایش ۳

آزمایش سوم در تاریخ 2006/09/5 ساعت 12:00 آغاز شد و در تاریخ 2006/09/7 ساعت 6:00 پایان پذیرفت و ۴۴ ساعت به طول کشید.

### ۳-۱-۴-۱) روش انجام آزمایش

از آنجا که سری اول آزمایشات با دقت محدودی همراه بود در سری دوم آزمایشات با گمان اینکه دلیل پایین بودن درصد جامد ته ریز مرتبط با به نامنظم بودن خوراک ورودی به تیکنر می باشد. لذا در آزمایش شماره ۳ تلاش گردید تا با کنترل بهتر، ورودی خوراک منظم گردد دبی خوراک و ته ریز در شکل ۳-۱۱ نشان داده شده است میزان تزریق لخته ساز ۱۵ گرم به ازای هر تن جامد انتخاب و زمان ماند آزمایش نیز ۱۲ ساعت در نظر گرفته شد. سرعت چرخش پارو نیز 0.6rpm ثابت شد

### ۳-۱-۴-۲) وسایل اندازه گیری

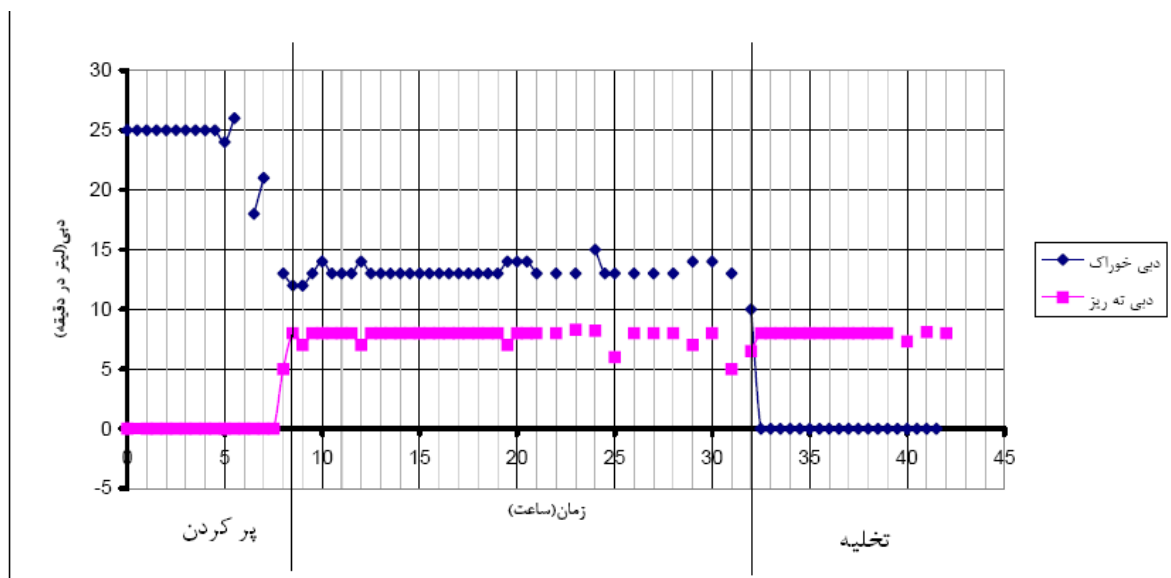
علاوه بر وسایل اندازه گیری مورد استفاده در آزمایش ۱ و ۲، اندازه گیری فشار ته ریز نیز به وسیله فشار سنج انجام شد که در شکل ۳-۱۷ محل نصب فشار سنج نشان داده شده است.

### ۳-۱-۴-۳) مشاهدات آزمایش ۳

- مانند آزمایش شماره ۱ و ۲ دانسیته و درصد جامد خوراک کمتر از مقدار مورد انتظار بود ولی با کنترل بهتر، دبی آن روند منظمی را طی کرد.

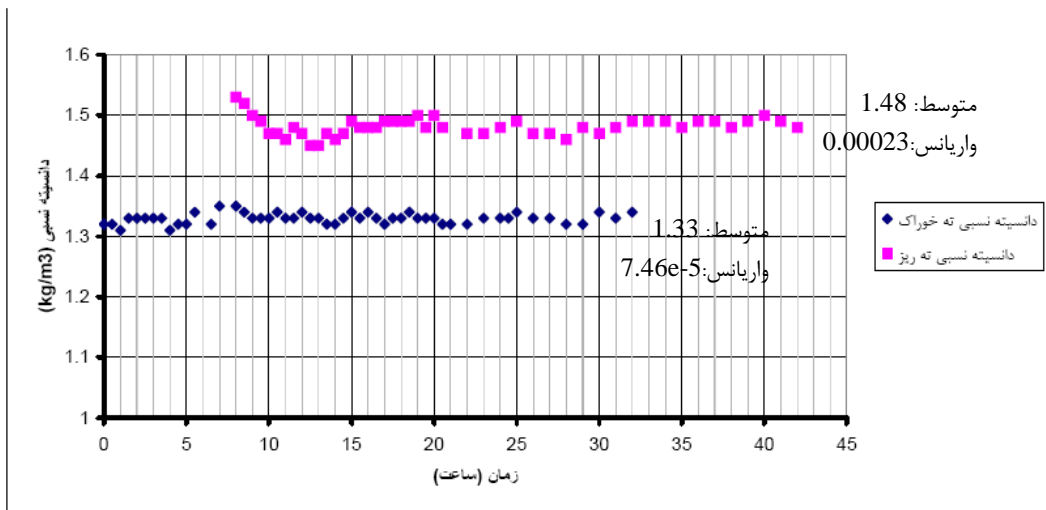
- با وجود منظم شدن دبی ورودی درصد جامد ته ریز بسیار کمتر از مقدار مورد انتظار (حدود ۶۰ درصد جامد) بود که در شکل ۳-۱۳ مشاهده می شود بنابراین این نظریه که درصد جامد پایین ته ریز ناشی از نوسان زیاد خوراک است مردود است

- مانند آزمایش ۱ و ۲ مقداری لخته ساز از سرریز به هدر می رفت به عبارت دیگر یا راندمان لخته شدن پایین بود و یا دز لخته ساز بالا بود. تنش تسلیم مشاهده شده در آزمایش محدوده تغییر کمتری پیدا کرد و روند بهتری پیدا کرد که در شکل ۳-۱۴ نشان داده شده است. چنانچه در شکل ۳-۱۹ مشاهده می شود تغییرات دانسیته در ارتفاع های مختلف ناچیز بود که نشان دهنده این مطلب است که آب گیری از رسوبات ضمن پایین رفتن آنها به خوبی انجام نمی گیرد چنانچه در شکل ۳-۱۱ مشاهده می شود که برخلاف آزمایش های ۱ و ۲ دبی ته ریز و سر ریز در حالت دائم مقادیر نسبتاً ثابتی داشته که به دلیل عملکرد مناسب پمپ ته ریز و کنترل بهتر دبی باطله ورودی به تیکر بود فرآیندهای پر کردن و تخلیه تیکر در شکل ۳-۱۱ مشاهده می شوند



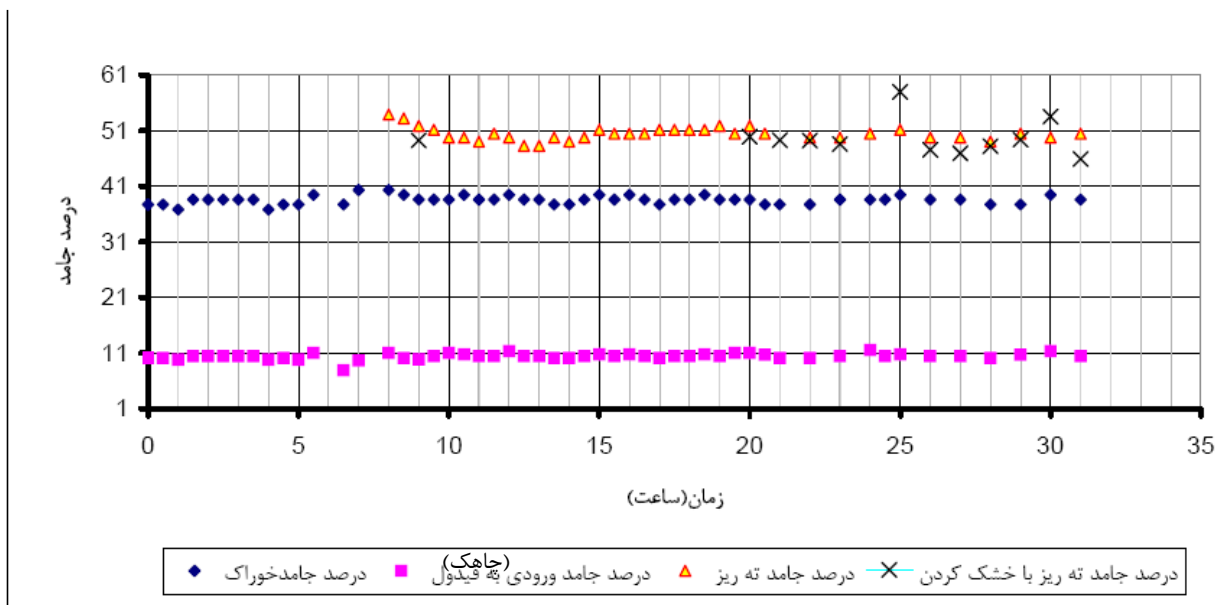
شکل ۳-۱۱) دبی خوراک و ته ریز در آزمایش شماره ۳

انتظار اولیه آن بود که با کنترل بهتر ورودی خوراک ، دانسیته ته ریز و در نتیجه درصد جامد خوراک بشکل مضاعف افزایش یابد اما همچنان درصد جامد و دانسیته ته ریز پایین بود. که این موضوع در شکل های ۳-۱۲ و ۳-۱۳ ملاحظه می شود. بررسی نحوه افزایش درصد جامد موضوعی است که از این به بعد مد نظر بوده است.



شکل ۳-۱۲) نمودار دانسیته نسبی خوراک ورودی به تیکنر و ته ریز در آزمایش شماره ۳

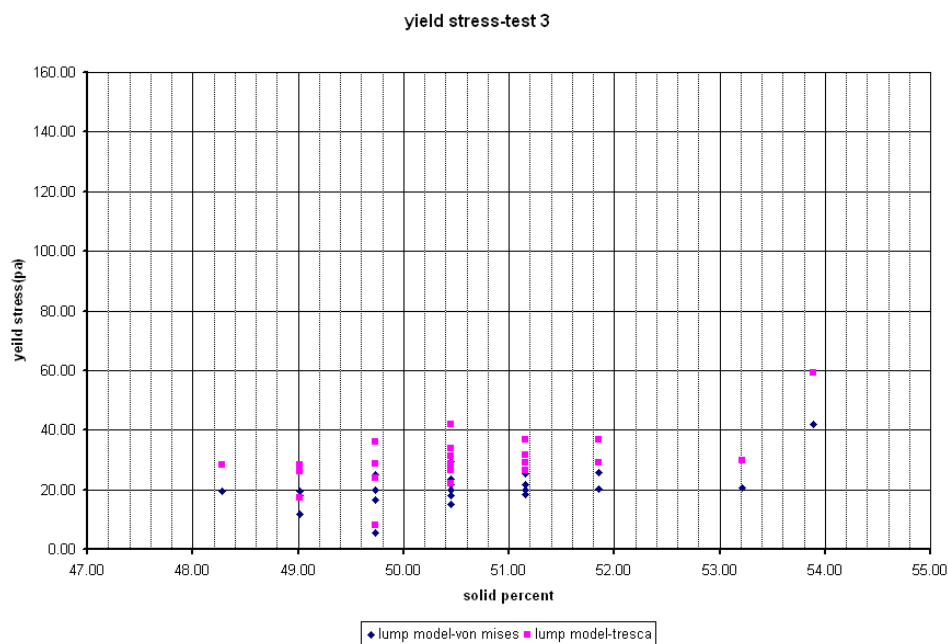
در شکل ۳-۱۳ درصد جامد خوراک ورودی به هد باکس ، خوراک رقیق شده ورودی به تیکنر و درصد جامد ته ریز که به وسیله رابطه های (۳-۲) و (۳-۳) که براساس دانسیته به دست آمده و درصد جامد ته ریز اندازه گیری شده بوسیله روش خشک کردن نشان داده شده است



شکل ۳-۱۳) درصد جامد خوراک ورودی به تیکنر، دوغاب رقیق شده ورودی به چاهک تغذیه و ته ریز در آزمایش ۳

تنش تسلیم نیز از آزمایش اسلامپ و براساس دو مدل توده ای ترسکا و ون مایز با استفاده از روابط ۳-۶ و ۶-۷ بدست آمده است. مدل توده ای ترسکا نتایج دقیق تری را ارائه می دهد. نتایج آزمایش سوم برای تنش تسلیم بهتر از نتایج دو آزمایش قبلی بود.

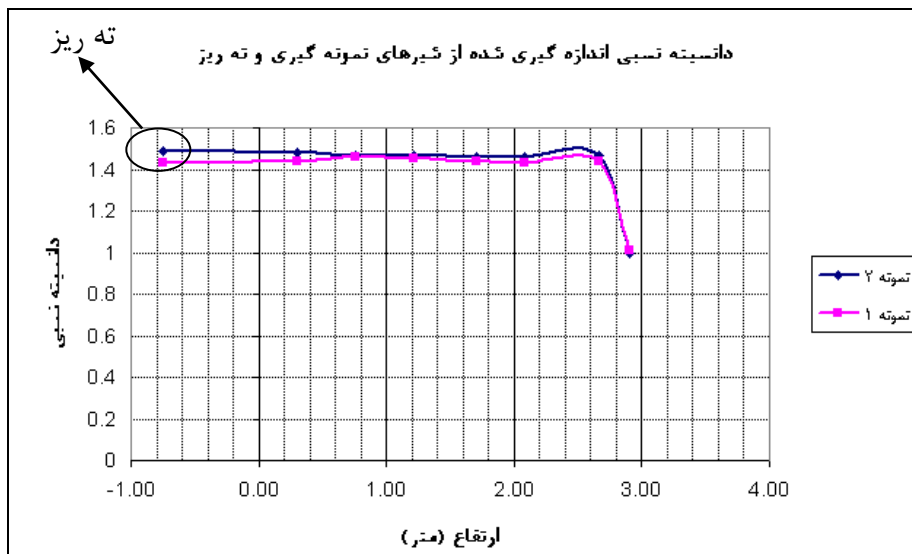
فشار ته ریز نیز در طی آزمایش با راه اندازی فشار سنج اندازه گیری شد که در شکل ۳-۱۹ در زمان های مختلف آزمایش ۳ نشان داده شده است



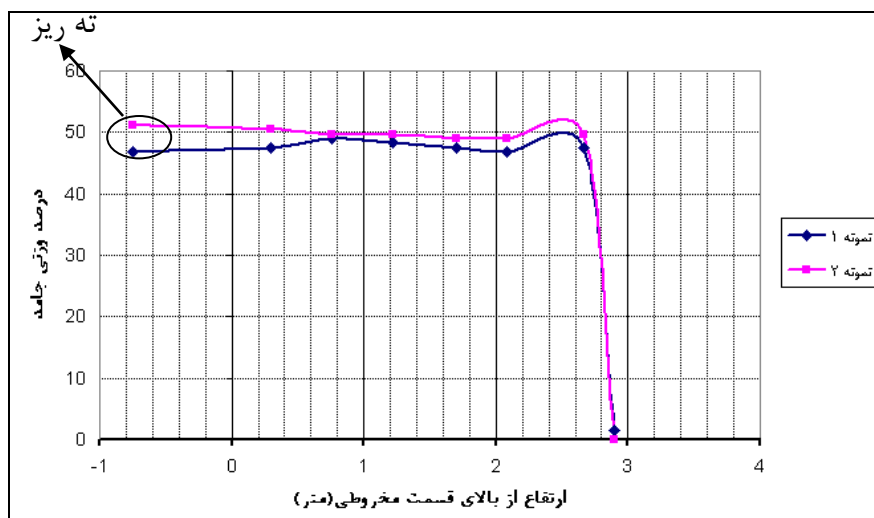
شکل ۳-۱۴) تنش تسلیم توده ای ترسکا و ون مایزر در آزمایش شماره ۳

دو بار نمونه برداری از شیرهای نمونه گیری طی آزمایش انجام پذیرفت که درصد جامد نمونه ها در شکل ۳-۱۶ و دانسیته در شکل ۳-۱۵ نشان داده شده است. لازم به ذکر است که آخرین نقطه مشخص شده در سمت چپ مربوط به ته ریز می باشد. همانگونه که در شکل ۳-۱۵ مشخص است اختلاف چندانی بین دانسیته و در نتیجه درصد وزنی جامد در ارتفاع های مختلف وجود ندارد که نشان دهنده آگیری نسبتا نامناسب رسوبات ضمن حرکت به سمت ارتفاع های پایین و به سمت ته ریز است، که بالطبع نتیجه آن درصد وزنی نسبی پایین جامد در ته ریز و عملکرد نامناسب تیکنراست.



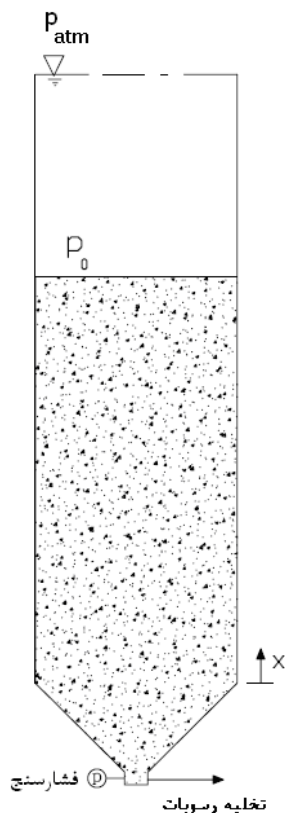


شکل ۳-۱۵) دانسیته نسبی اندازه گیری شده از شیرهای نمونه گیری و ته ریز در آزمایش ۳



شکل ۳-۱۶) درصد وزنی جامد در ارتفاع های مختلف تیکنر (مبدأ : شروع قسمت استوانه ای نشان داده شده در شکل ۳-۱۷)

با توجه به اینکه دانسیته نسبی رسوبات و درصد وزنی جامد در ارتفاع های مختلف از شیرهای نمونه گیری اندازه گیری شد لذا با استفاده از این اطلاعات، تفسیر آنچه در ارتفاع های مختلف روی می دهد امکان پذیر است. با توجه به شکل ۳-۱۶ ملاحظه می شود که آب گیری رسوبات در ارتفاع های مختلف به خوبی انجام نگرفته است



شکل ۳-۱۷) محل نصب فشارسنج در تیکنر پیشتاز

فشاری که در ته تیکنر حاصل می شود ناشی از فشار آب بالای خط گل فشار گل جمع شده در تیکنر است. بنابراین فشار به شکل زیر قابل نگارش است :

$$P = P_0 + P_{mud} \quad (3-8)$$

$P$  فشار ته تیکنر،  $P_0$  فشار اعمالی بر روی خط گل از طرف آب بالای خط گل، و  $P_{mud}$  فشار ناشی از گل جمع شده در تیکنر است.

$$P_0 = \rho_w g L \quad (3-9)$$

که  $\rho_w$  دانسیته دوغاب و  $L$  ارتفاع دوغاب رقیق بالای خط گل است. برای جمله دوم در معادله ۳-۸ جمله زیر قابل دستیابی است:

$$P_{mud} = \int_0^h \rho_{mud} g (dl) = g \int_0^h \rho_{mud} (dl) = gQ \quad (3-10)$$

$$\int_0^h \rho_{mud} (dl) = Q \quad (3-11)$$

h ارتفاع خط گل از محل فشار سنج و  $\rho_{mud}$  دانسیته گل در ارتفاع های مختلف متفاوت است که صراحتاً از معادله قابل محاسبه نبوده ولی در عین حال مقادیر تقریبی دانسیته در ارتفاع های مختلف بوسیله اندازه گیری دانسیته از شیرهای نمونه برداری کنار تیکر مشخص است که در شکل ۳-۱۵ مشاهده می شود بر این اساس فشار ته ریز با استفاده از دو روش زیر محاسبه شد و با مقادیر فشار اندازه گیری شده نیز مقایسه گردید.

۱- روش انتگرال گیری عددی به روش ذوزنقه ای که از رابطه زیر حاصل می شود

$$Q = \sum_{i=1}^{n-1} \Delta x (\rho_i + \rho_{i+1}) / 2 = \sum_{i=1}^{n-1} (x_{i+1} - x_i) (\rho_i + \rho_{i+1}) / 2 \quad (3-12)$$

که مقادیر  $\rho_i$  برای  $i > 1$  از مقادیر دانسیته اندازه گیری شده از شیرهای نمونه برداری شده و  $\rho_1$  مربوط به دانسیته ته ریز است.  $\Delta x$  اختلاف ارتفاعی است که نمونه ها برداشته شده اند.

۲- تطابق داده ها<sup>۱</sup> داده های مربوط به دانسیته بر حسب ارتفاع (شکل ۳-۱۵) و بدست آوردن رابطه ای مناسب برای دانسیته بر حسب ارتفاع و استفاده از روابط ۳-۸ تا ۳-۱۱ بوده و همراه با بدست آوردن فشار ته ریز و مقایسه با مقادیر اندازه گیری شده است، براین اساس چند جمله ای مرتبه ۷ انتخاب گردید که کمترین خطاها را بهمراه داشت و برای نمونه رابطه ۳-۱۳ حاصل گردید لازم به ذکر است که در رابطه ۳-۱۳ مبدا بالای قسمت مخروطی و شروع قسمت استوانه ای در نظر گرفته شده است:

$$P_7 = -0.0634x^7 + 0.5196x^6 - 1.5756x^5 + 2.0361x^4 - 0.6106x^3 - 0.9994x^2 + 0.8723x + 1.2717 \quad (3-13)$$

برای نمونه ۲ نیز رابطه ۳-۱۴ و بقرار زیر به دست آمد

$$P_7 = -0.0518x^7 + 0.3999x^6 - 1.1145x^5 + 1.2501x^4 - 0.1670x^3 - 0.6996x^2 + 0.4427x + 1.4070 \quad (3-14)$$

که در روابط بالا X ارتفاع از مبدا است.

با استفاده از روابط ۳-۸ تا ۳-۱۱ مقدار فشار ته ریز محاسبه گردید که در شکل ۳-۱۸ نشان داده شده است. و چنانچه در شکل ۳-۱۸ مقادیر فشار مشخص گردیده این مقادیر با مقادیر اندازه گیری شده مقایسه که تطابق بسیار خوبی را با مقادیر اندازه گیری شده نشان می دهد.

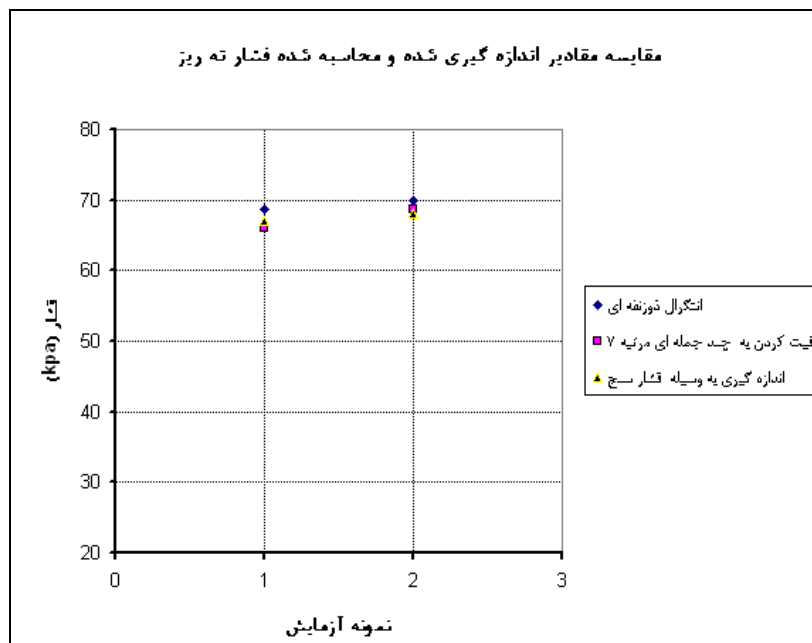
روش دیگری که در محاسبه فشار ته ریز استفاده شد روش انتگرال گیری ذوزنقه ای با استفاده از رابطه (۳-۱۲)

<sup>۱</sup> fitting

است نتایج این روش نیز تطابق خوبی با نتایج اندازه گیری شده داشت که در جدول ۳-۲ مشهود است و در شکل ۳-۱۸ نشان داده شده است

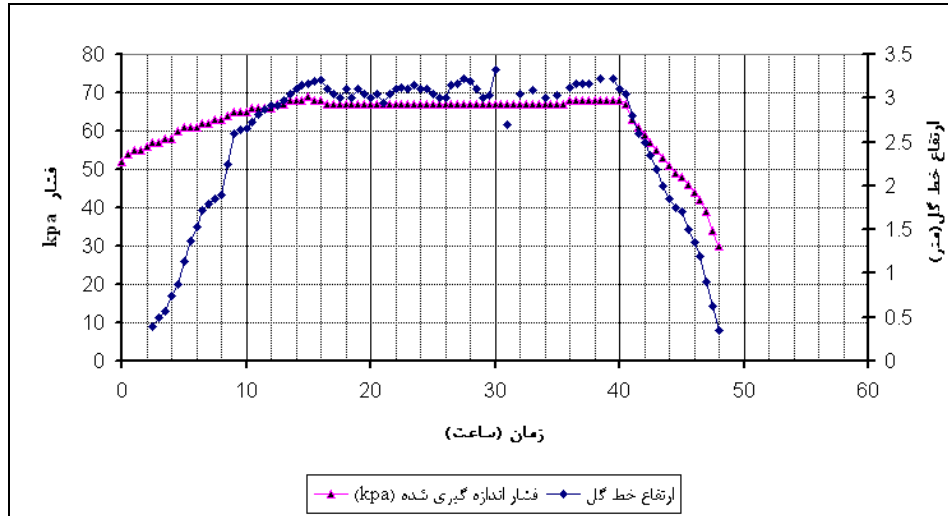
جدول ۳-۲) مقایسه مقادیر فشار ته ریز اندازه گیری شده بوسیله فشار سنج و مقادیر محاسبه شده و درصد خطای محاسبات

نمونه اول	درصد خطای نمونه اول	نمونه دوم	درصد خطای نمونه دوم	
66.01	1.477 %	68.63	0.926 %	محاسبه فشار ته ریز بوسیله تطابق دانسیته با چند جمله ای مرتبه ۷
68.76	2.627 %	69.83	2.69 %	محاسبه فشار ته ریز بوسیله انتگرال گیری ذورنقه ای
67		68		اندازه گیری فشار ته ریز بوسیله فشار سنج



شکل ۳-۱۸) مقایسه مقادیر اندازه گیری شده و محاسبه شده برای فشار ته ریز

نمودار ارتفاع خط گل و فشار اندازه گیری شده به وسیله فشارسنج در زمان های مختلف آزمایش ۳ نیز در شکل ۳-۱۹ نشان داده شده است



شکل ۳-۱۹) ارتفاع خط گل و فشار ته ریز در آزمایش ۳

### ۳-۱-۵) آزمایش ۴

آزمایش چهارم در تاریخ 2006/09/19 ساعت 11:30 آغاز شد و در تاریخ 2006/09/21 ساعت 5:00 پایان پذیرفت که جمعا ۴۲ ساعت به طول کشید.

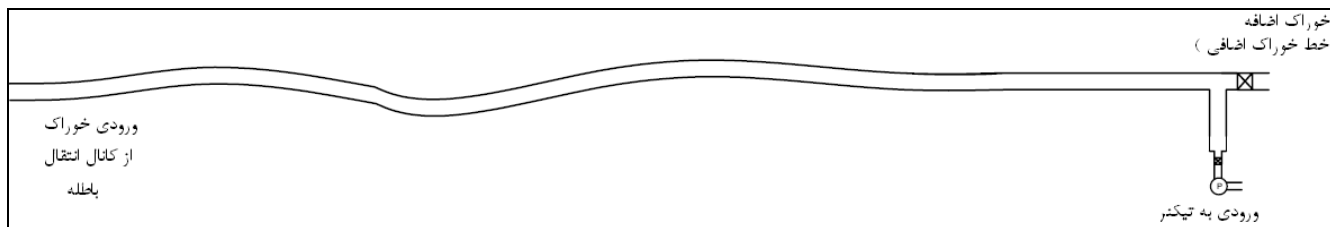
#### ۳-۱-۵-۱) روش انجام آزمایش:

از آنجا که در آزمایش های ۱ تا ۳ نتایج دلخواه بر حسب درصد جامد مناسب در ته ریز حاصل نگردید لذا برای عیب یابی سیستم، آزمایشات مجددا تکرار گردید علاوه بر اینکه به صورت زیر پمپی بر روی سیستم خوراک دهی نصب گردید. و تلاش گردید تزریق لخته ساز در سطح ۱۵ گرم به ازای هر تن جامد نگه داشته شود. متوسط تزریق لخته ساز طی آزمایش حدود 17.2 گرم به ازای هر تن جامد بوده و سرعت چرخش پارو 0.25RPM دور در دقیقه بود. دبی خوراک و ته ریز نیز برای دستیابی به زمان ماند گل ۱۲ ساعت تنظیم گردید.

#### ۳-۱-۵-۲) سیستم خوراک دهی

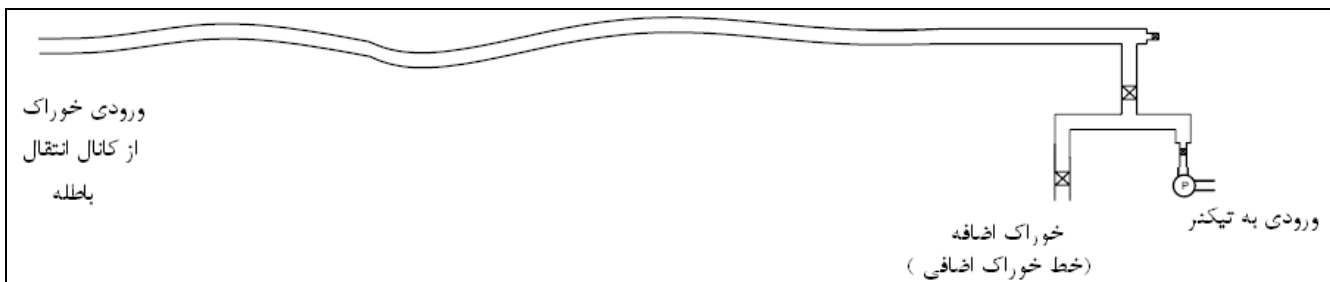
سیستم خوراک دهی به تیکنر در آزمایش ۴ به دو شکل متفاوت صورت گرفت (در مورد دلیل تغییر روش خوراک دهی به تیکنر در بخشهای آتی توضیح داده خواهد شد)

۱- در ۵ ساعت اول پمپ در پایین نصب و خوراک اضافی از بالا خارج می شد که در شکل ۳-۲۰ بصورت شماتیک نشان داده شده است



شکل ۳-۲۰) سیستم انتقال خوراک ورودی به تیکنر در ۵ ساعت اول آزمایش ۴

۲- در باقیمانده زمان آزمایش خط ورودی به تیکنر و خط خوراک اضافی که مقدار اضافی دوغاب گرفته شده از کانال را به دفع هدایت می کند هر دو از پایین گرفته شد که مطابق با شکل ۳-۲۱ می باشد

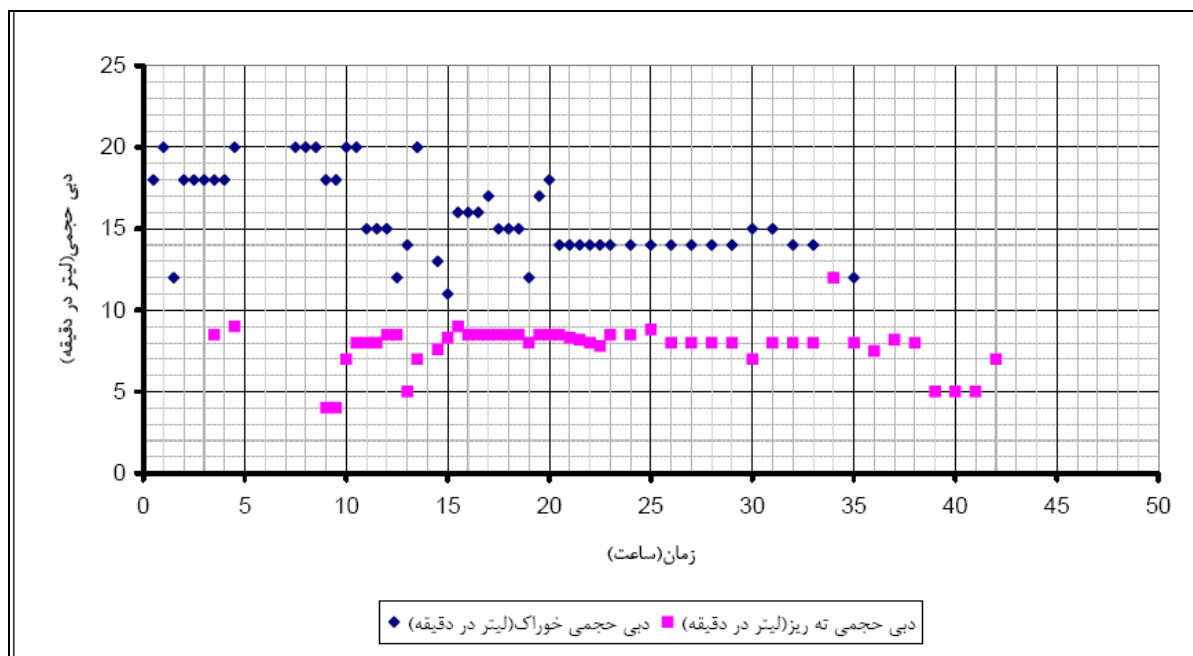


شکل ۳-۲۱) سیستم انتقال خوراک ورودی به تیکنر از ساعت ۵ به بعد در آزمایش ۴

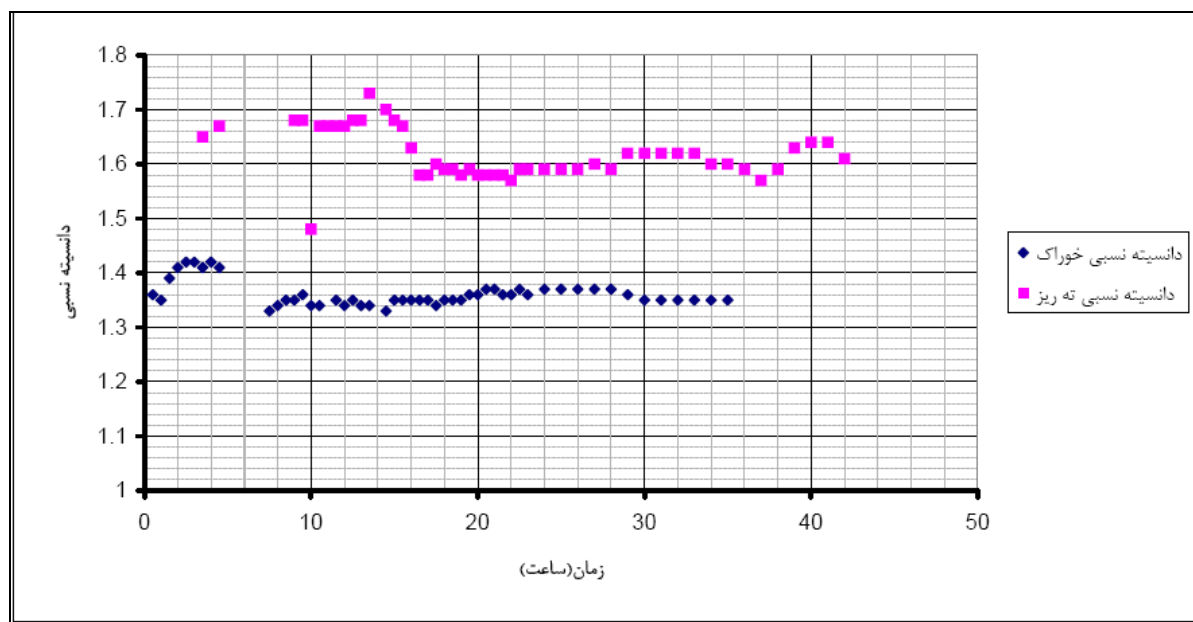
### ۳-۱-۵-۳) مشاهدات

- در پنج ساعت اول ، که سیستم خوراک دهی نظیر شکل ۳-۲۰ تنظیم گردید، درصد جامد ته ریز به مقداری بالاتر از انتظار ، از ۶۰ درصد وزنی جامد افزون گردید
- در پنج ساعت اول ، که سیستم خوراک دهی نظیر شکل ۳-۲۰ انتخاب شده بود درصد جامد خوراک ورودی بالاتر از دو آزمایش قبل بود. همچنین توزیع اندازه ذرات ورودی به تیکنر نیز نسبتا درشتتر بود نتایج در شکل ۳-۳۹ ارائه شده است
- در باقیمانده زمان آزمایش که با تعویض سیستم خوراک دهی به صورت شکل ۳-۲۱ همراه بود ، درصد وزنی جامد در خوراک و ته ریز نسبت به ۵ ساعت اول کاهش پیدا کرد و درصد جامد ته ریز نیز به حدود ۶۰ درصد رسید. همچنین توزیع اندازه ذرات ورودی نیز کمتر از ۵ ساعت اول بود ولی از توزیع اندازه ذرات در آزمایش های اول درشتتر بود نتایج در شکل ۳-۳۹ نشان داده شده است
- در تمام زمان آزمایش لخته شدن بهبود یافت و اندازه واحدهای منعقد تشکیل شده بزرگتر بود و در نتیجه لخته ساز در سرریز باقی نمانده بود.

- انتظار اولیه آن بود که با افزایش درصد جامد، تنش تسلیم نیز نظیر آزمایش های قبل افزایش یابد، اما چنانچه در شکل ۳-۲۷ مشخص است برخلاف تصور، تنش تسلیم در درصد جامد ۶۲ با افت ناگهانی همراه بود. دبی حجمی خوراک و ته ریز در آزمایش چهارم در شکل ۳-۲۲ نشان داده شده است که قطع خوراک در زمان بعد از ساعت پنجم در اثر تعویض سیستم خوراک دهی بود.



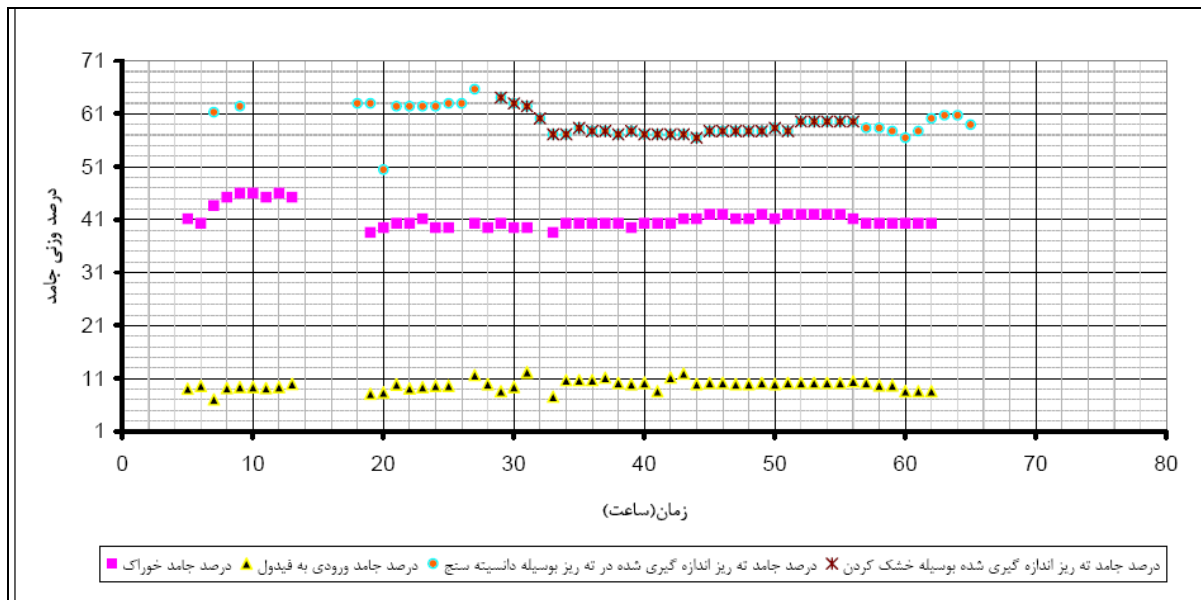
شکل ۳-۲۲ دبی حجمی خوراک و ته ریز در آزمایش ۴



شکل ۳-۲۳) دانسیته نسبی خوراک و ته ریز در آزمایش ۴

دانسیته نسبی خوراک و ته ریز در آزمایش ۴، که در شکل ۳-۲۲ مشخص شده است، در پنج ساعت اول، که توزیع اندازه ذرات درشتتر از سایر حالت‌های قبلی بود، مقادیر بالایی به همراه داشت و بعد از آن متعادل می‌گردید که نهایتاً به مقادیر مورد انتظار نزدیک گردید

درصد وزنی جامد خوراک و ته ریز و دوغاب رقیق شده ورودی به تیکنر طی آزمایش ۴ در شکل ۳-۲۴ در زمان‌های مختلف آزمایش ۴ ارائه شده است. درصد وزنی جامد در ته ریز به دو روش اندازه‌گیری به وسیله دانسیته سنج و اندازه‌گیری به وسیله روش خشک کردن مقدار مشخصی از ته ریز خمیری<sup>۱</sup> مشخص گردیده است

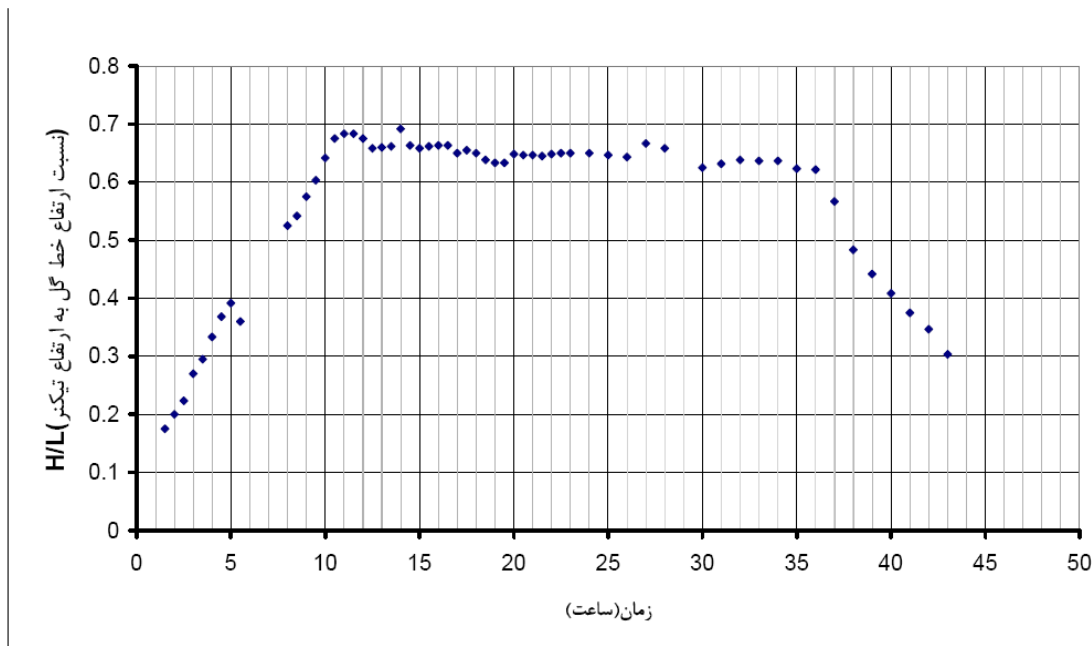


شکل ۳-۲۴) درصد وزنی جامد خوراک، ته ریز و ورودی به چاهک تغذیه در آزمایش شماره ۴

ارتفاع خط گل نیز در زمان‌های مختلف در آزمایش ۴ نیز در شکل ۳-۲۵ نشان داده شده است

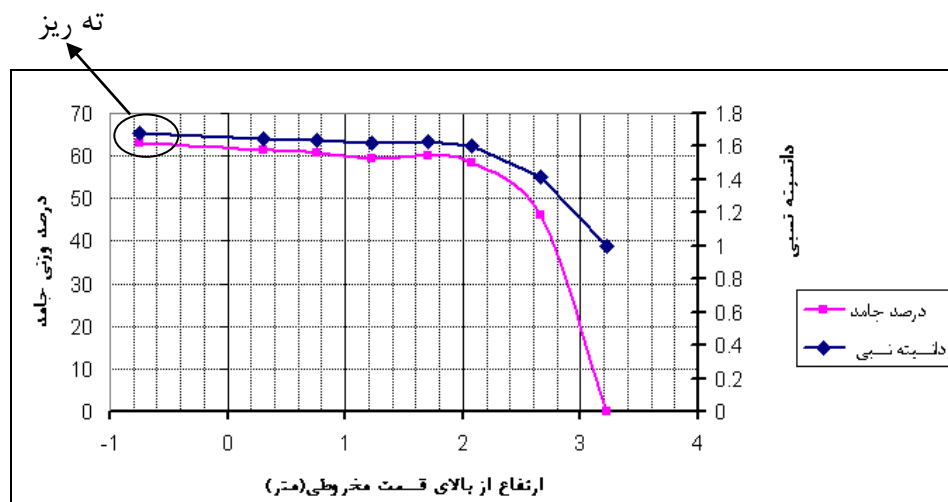
<sup>۱</sup> Paste





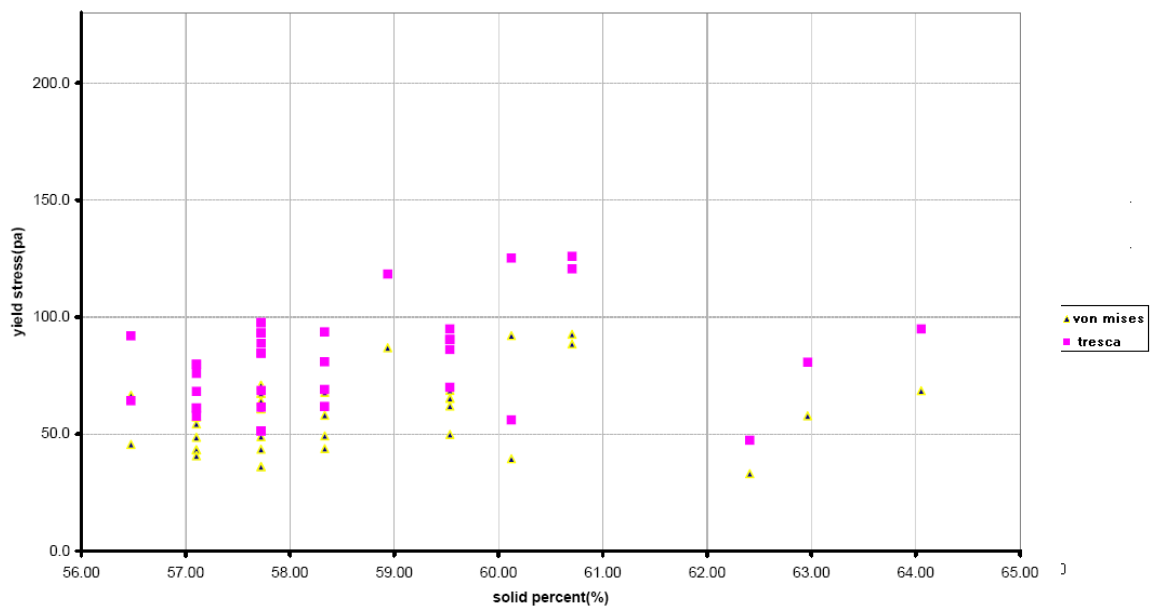
شکل ۳-۲۵) ارتفاع خط گل (از شروع قسمت استوانه ای) در آزمایش ۴

دانسیته نسبی جامد و دانسیته رسوبات خروجی از شیرهای نمونه گیری و ته ریز در شکل ۳-۲۶ برای آزمایش ۴ نشان داده شده است. همانگونه که در شکل ۳-۲۶ نیز مشخص است درصد جامد و دانسیته در ارتفاع های پایین و ته ریز نسبت به سه آزمایش قبلی افزایش چشمگیری داشته است این موضوع نشان دهنده آب گیری مناسب رسوبات ضمن حرکت رسوبات خمیری شکل به سمت ته ریز است که افزایش میزان خروج آب گرفته شده از رسوبات از سطح خط گل را در پی داشت.



شکل ۳-۲۶) دانسیته نسبی و درصد جامد نمونه های گرفته شده از شیرهای نمونه برداری و ته ریز در آزمایش ۴

تنش تسلیم اندازه گیری شده در آزمایش ۴ به وسیله آزمایش اسلامپ و روابط ۳-۶ و ۳-۷ در شکل ۳-۲۷ نشان داده چنانچه گفته شد مشاهده می شود که تنش تسلیم تا درصد جامد بخصوصی ، روند صعودی دارد و در آن تنش تسلیم به خصوص یکدفعه افت می کند



شکل ۳-۲۷) تنش تسلیم توده ای ون مایز و ترسکا در آزمایش شماره ۴

مشاهده می شود که تنش تسلیم روند صعودی خود را با افزایش درصد جامد ادامه نداده و در آزمایش ۴ حدود درصد جامد بشکل ناگهانی با 52.5 درصد افت همراه که بر خلاف انتظار اولیه بود. این موضوع برخلاف مطالبی بود که قبلا بوسیله سایرین بیان شده بود است . این رابطه نشان می دهد که تنش تسلیم ، علاوه بر تنش تسلیم به پارامترهایی از قبیل میزان دز لخته ساز که بر روی ویسکوزیته مایع تاثیر دارد ، دما و غیره بستگی دارد . در عین حال به نظر می رسد برای بعضی رسوبات خمیری شکل<sup>۱</sup> در درصد جامد به خصوصی افت زیادی در تنش تسلیم به وجود می آید که شاید به دلیل لغزش ذرات جامد بر روی هم و کاهش نیروی بین جامد و سیال در دمای بخصوصی باشد.

### ۳-۱-۶) آزمایش شماره ۵

برای اطمینان از درستی نتایج آزمایش ۴ ، آزمایش ۵ نیز با پارامترهای آزمایش ۴ و زمان ماند: ۱۲ ساعت و سرعت

<sup>۱</sup> paste

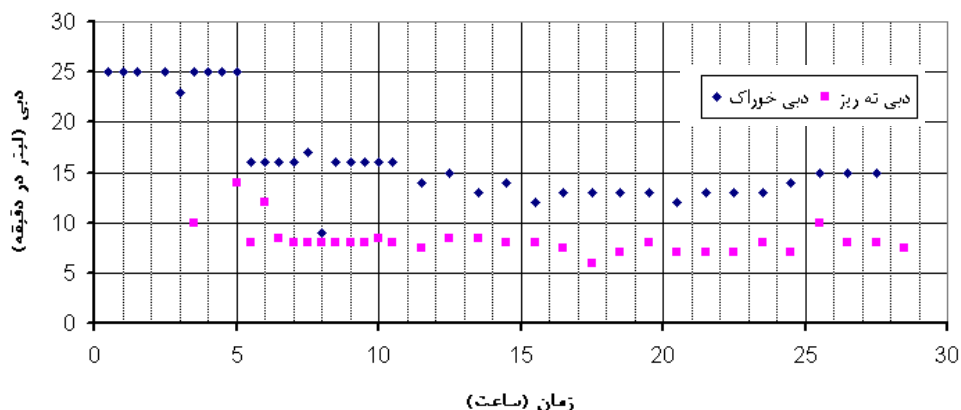
چرخش پارو برابر با 0.3 RPM انجام گردید. میزان تزریق لخته ساز ۱۵ گرم به ازای هرتن جامد انتخاب و ارتفاع متوسط خط گل نیز در 2.1m ثابت شد

### ۳-۱-۶-۱) مشاهدات:

- در حالتی که یک بار کل گل تیکنر تعویض گردید درصد جامد ته ریز نیز به مقدار مورد دلخواه (۶۰ درصد وزنی جامد) نزدیک شد که این نزدیکی نتایج آزمایش ۴ در فرآیند بهبود راندمان تیکنر و افزایش درصد جامد ته ریز را تایید نمود

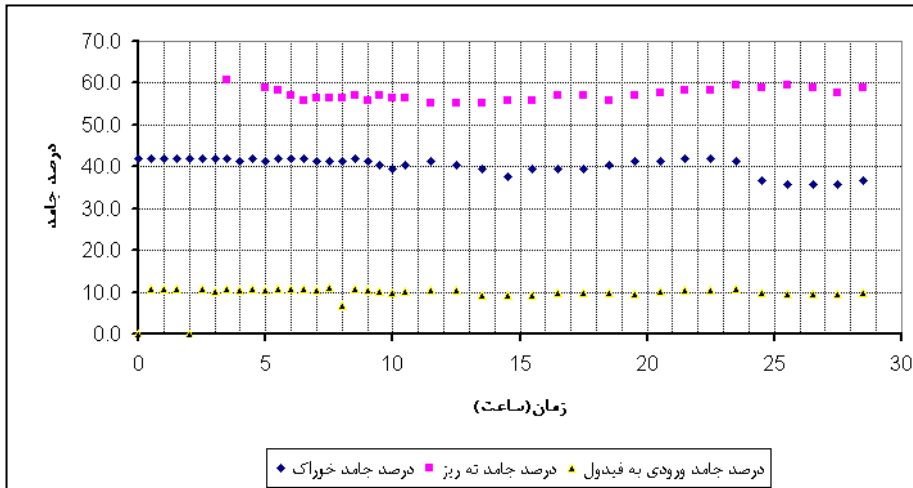
### ۳-۱-۶-۲) نتایج آزمایش

بر اساس زمان ماند مورد نظر ، دبی خوراک ورودی و ته ریز در شکل ۳-۲۸ نشان داده شده است .



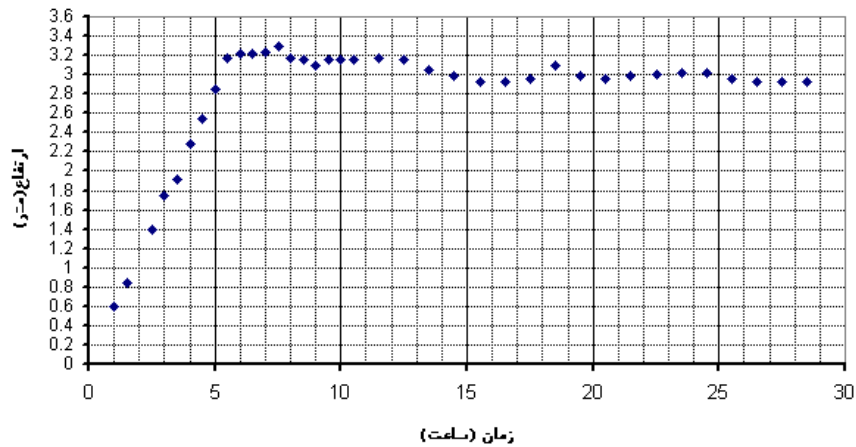
شکل ۳-۲۸) دبی خوراک ورودی به تیکنر و ته ریز در آزمایش شماره ۵

بر این اساس درصد جامد ته ریز ، در آزمایش ۵ در حالت دائم به حدود ۶۰ درصد بالغ گردید که در شکل ۳-۲۹ نیز مشخص شده است. این آزمایش به نوعی نتایج آزمایش قبلی را تایید نمود درصد جامد خوراک ورودی به تیکنر و ورودی به چاهک تغذیه نیز در شکل ۳-۲۹ نشان داده شده است



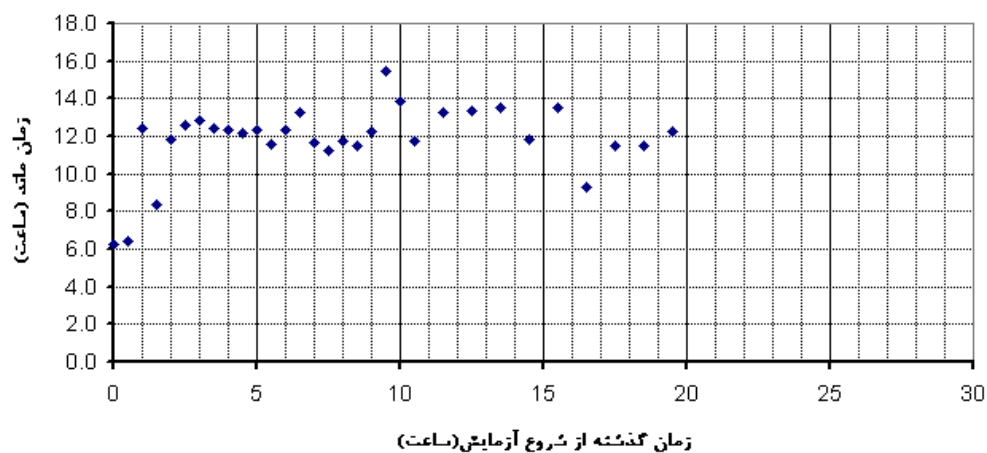
شکل ۳-۲۹) درصد جامد خوراک ، ته ریز و ورودی به چاهک تغذیه در آزمایش ۵

ارتفاع خط گل در آزمایش ۵ در شکل ۳-۳۰ نشان داده شده است.



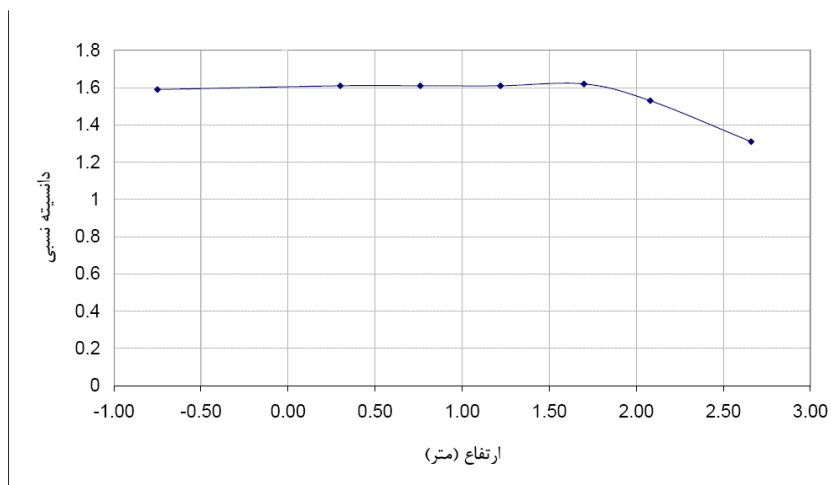
شکل ۳-۳۰) ارتفاع خط گل در آزمایش ۵ (مبدا: شروع قسمت استوانه ای)

زمان ماند گل در تیکتر در شکل ۳-۳۱ نشان داده شده است در این آزمایش تلاش شده است که زمان ماند در حدود ۱۲ ساعت ثابت باقی بماند.



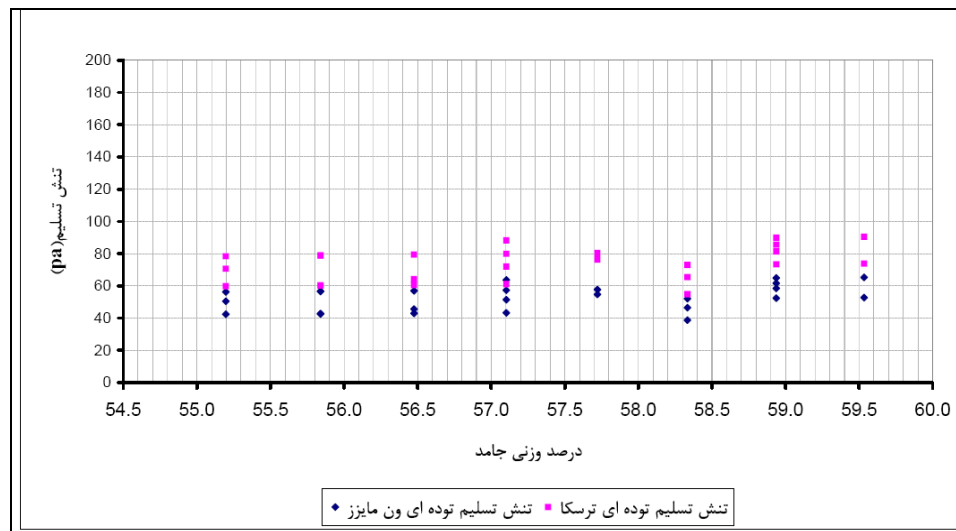
شکل ۳-۳۱) زمان ماند گل در تیکتر در آزمایش شماره ۵

با نمونه گیری از شیرهای نمونه گیری و ته ریز، دانسیته در ارتفاع های مختلف تعیین گردید که مقادیر آن در شکل ۳-۳۲ نشان داده شده است



شکل ۳-۳۲) دانسیته نسبی ته ریز در ارتفاع های مختلف بالای قسمت مخروطی (مبدا: شروع قسمت استوانه ای)

میزان تنش تسلیم اندازه گیری شده از آزمایش اسلامپ و براساس دو مدل توده ای ترسکا و ون مایرز (از روابط ۳-۶ و ۳-۷) نیز برای آزمایش ۵ در شکل ۳-۳۳ نشان داده شده است.



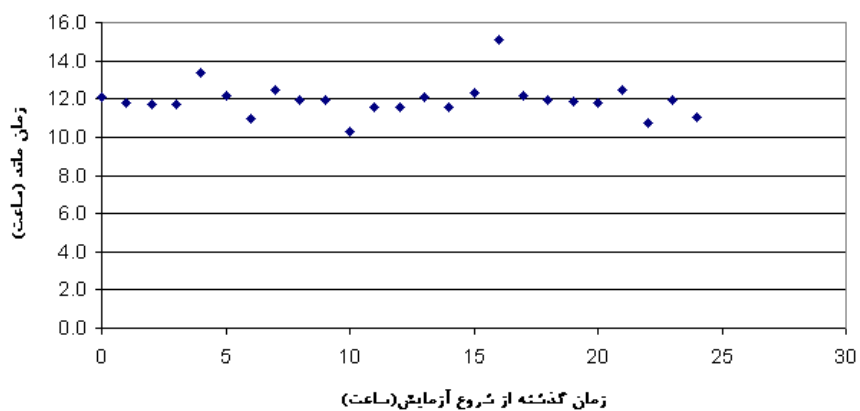
شکل ۳-۳۳) تنش تسلیم توده ای ترسکا و ون مایزر در آزمایش شماره ۵

### ۳-۱-۷) آزمایش شماره ۶

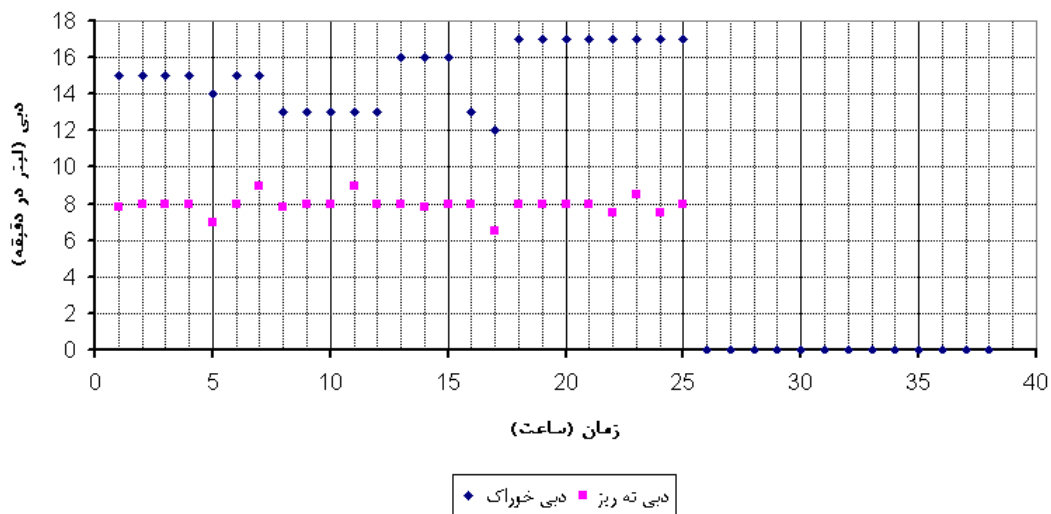
آزمایش ۶ نیز براساس زمان ماند ۱۲ ساعت و سرعت پارو 0.3 RPM آغاز گردید و میزان تزریق لخته ساز ۲۰ گرم به ازای هر تن جامد ورودی به تیکنرانتخاب گردید، این آزمایش برای بررسی اثر افزایش میزان تزریق لخته ساز انجام گردید که نسبت به آزمایش قبل این نسبت افزایش یافته بود. ارتفاع متوسط خط گل نیز حدود 2.1m انتخاب گردید

### ۳-۱-۷-۱) مشاهدات

- افزایش میزان تزریق لخته ساز به ۲۰ گرم به ازای هر تن جامد تاثیر چندانی در درصد جامد ته ریز و تنش تسلیم ته ریز نداشت.
  - نظیر آزمایش ۵، درصد جامد ته ریز پس از یک بار تعویض گل شروع به افزایش نموده و به مقدار مطلوب میل می نماید.
- براساس زمان ماند ۱۲ ساعت، دبی خوراک و ته ریز در آزمایش ۶ تنظیم گردید که در شکل ۳-۳۵ نتایج مربوطه ارائه شده است

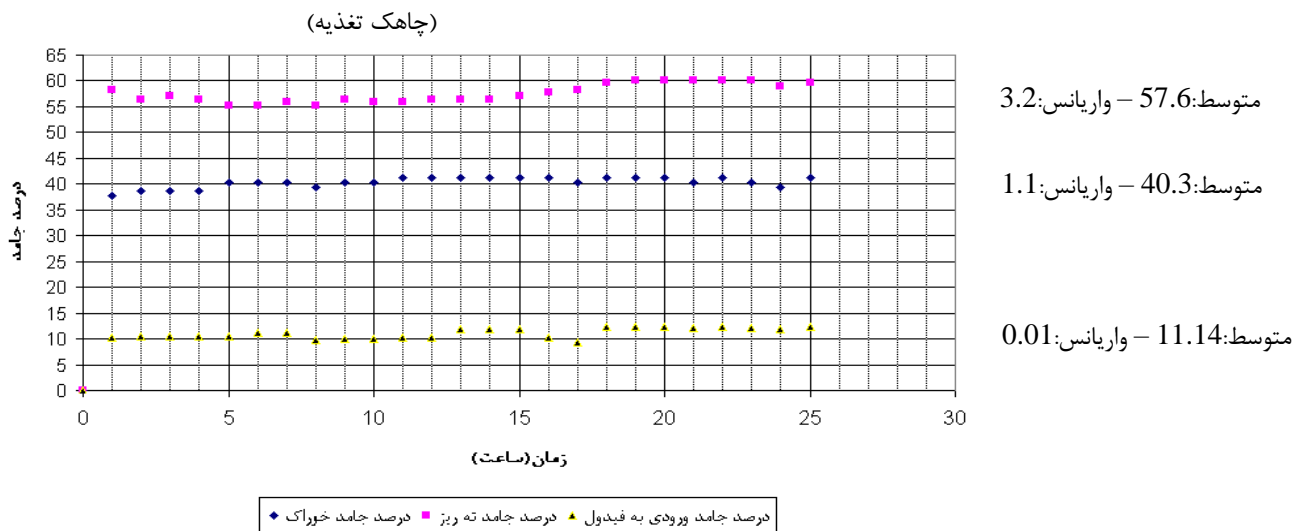


شکل ۳-۳۴) زمان ماند گل در تیکتر در آزمایش شماره ۶



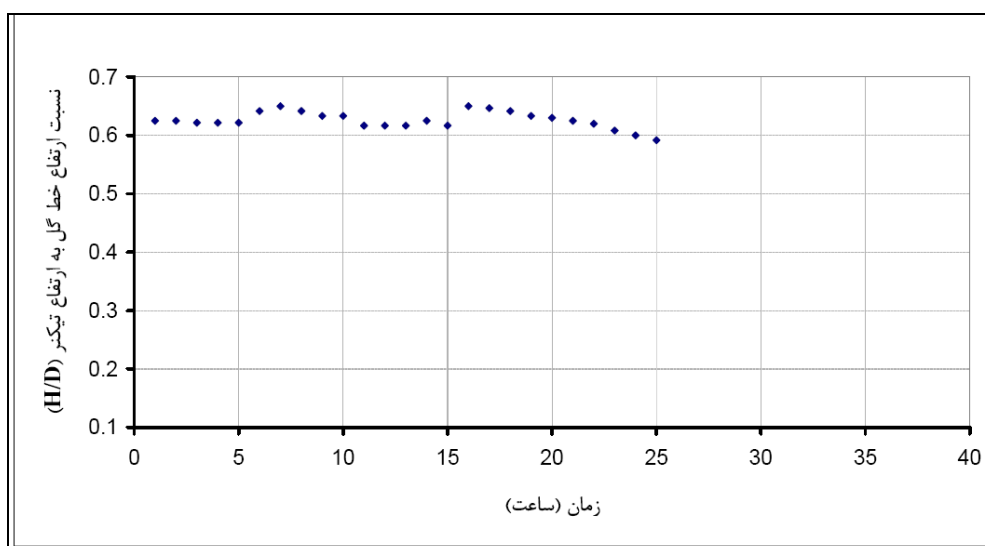
شکل ۳-۳۵) دبی خوراک و ته ریز در آزمایش شماره ۶

درصد جامد خوراک ، ته ریز و ورودی به چاهک تغذیه در شکل ۳-۳۶ نشان داده شده است



شکل ۳-۳۶) درصد جامد خوراک، ته ریز و ورودی به چاهک تغذیه در آزمایش ۶

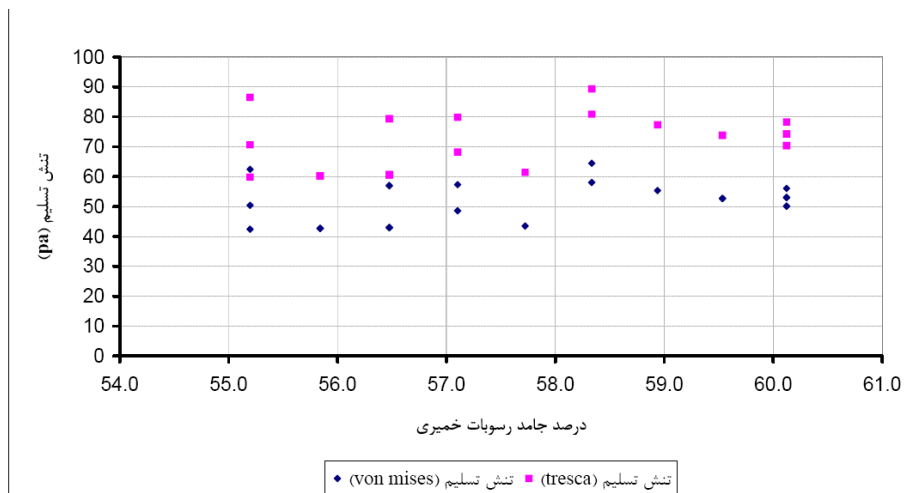
تغییرات ارتفاع خط گل نیز در آزمایش ۶، در شکل ۳-۳۷ نشان داده شده است



شکل ۳-۳۷) ارتفاع خط گل در آزمایش ۶ (مبدا: شروع قسمت استوانه ای)

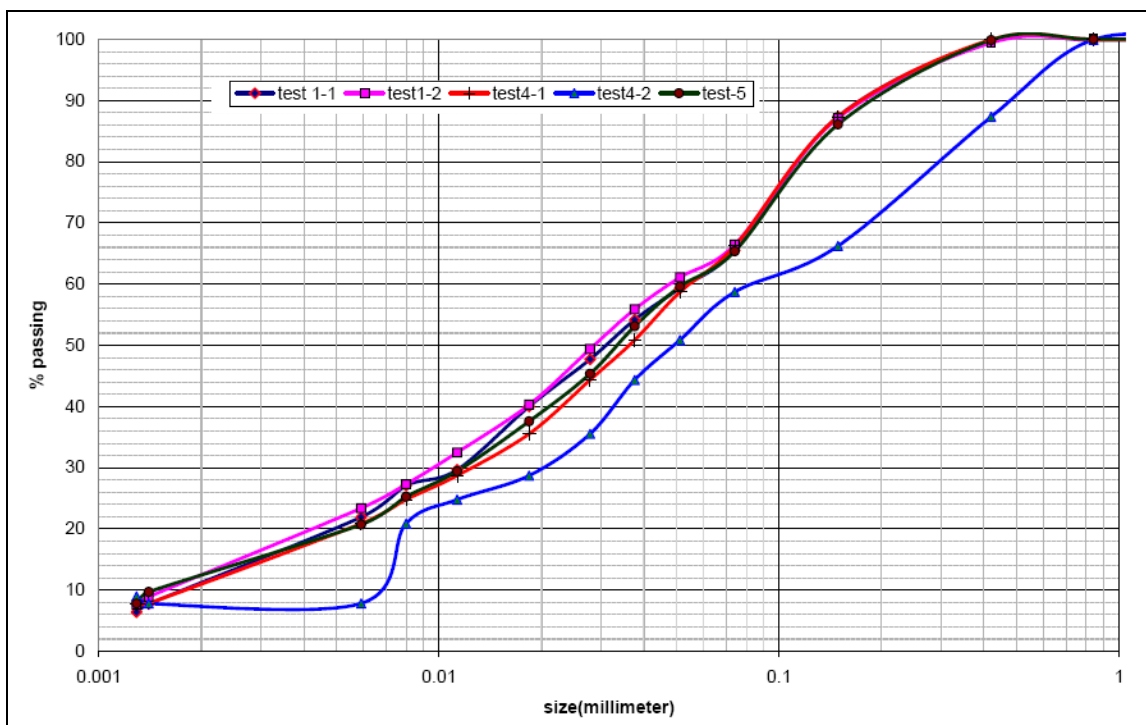
تنش تسلیم رسوبات خمیری نیز برای آزمایش ۶ و براساس روابط ۳-۶ و ۶-۷ در شکل ۳-۳۸ نشان داده شده است





شکل ۳-۳۸ تنش تسلیم توده ای ترسکا و ون مایرز در آزمایش شماره ۶

توزیع اندازه ذرات ورودی به تیکنر در آزمایش های ۱ تا ۶، که توسط آزمایش هیدرومتری محاسبه شده است در شکل ۳-۳۹ نشان داده شده است.



شکل ۳-۳۹ توزیع اندازه ذرات در آزمایش های مختلف

در شکل ۳-۳۹ نمونه ۱-۱ مربوط به شروع آزمایش اول است و نمونه ۲-۱ که دانه بندی آن ریزتر است مربوط به ادامه آزمایش ۱ است. ولی اندازه ذرات در آزمایش های ۲ و ۳ به دلیل آنکه تغییر چندانی در سیستم خوراک دهی

صورت نپذیرفت نظیر نمونه ۱-۲ است . نمونه ۲-۴ مربوط به ۵ ساعت اول آزمایش ۴ است که درشت ترین نمونه، دریافت شده بود و نمونه ۱-۴ نیز مربوط به ادامه آزمایش ۴ است

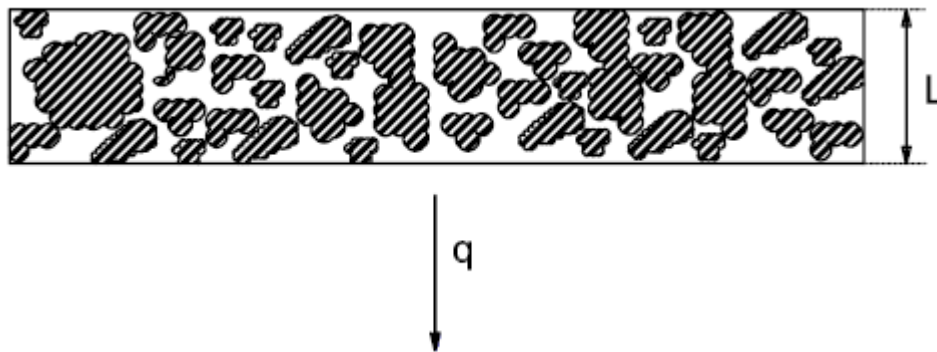
## ۲-۳) توضیح نتایج تجربی

### ۱-۲-۳) اثر توزیع اندازه ذرات بر درصد جامد ته ریز

سوال مطرح شده آن است که کم بودن درصد جامد ته ریز در آزمایش های ۱ تا ۳ ناشی از چه پارامترهایی بوده و چگونه در آزمایش های ۴ به بعد افزایش یافته است؟

با توجه به این موضوع که در آزمایش ۴ به بعد و با تصحیح سیستم خوراک دهی و درشت شدن توزیع اندازه ذرات، مشخص می شود که دلیل اصلی پایین بودن درصد جامد ته ریز در آزمایش های ۱ تا ۳ مربوط به توزیع اندازه ریز ذرات است . برای توجیه دقیق تر این پدیده این نکته باید در نظر گرفته شود که آب بازیافت شده ضمن حرکت لایه رسوب به سمت پایین باید امکان حرکت به سمت بالا و خروج از لایه های بالاتر و نهایتاً خط گل و حرکت به سمت سرریز را داشته باشد. از اینرو تا لایه رسوب ضمن رسیدن به ته ریز به شکل مناسبی آب گیری شده باشد و به درصد جامد مناسب رسیده باشد.

عبور آب بازیافت شده، از لایه های پایین و از لایه ی رسوب که در بالای آن قرار دارد، براساس اصول فیلتراسیون قابل تشریح است. لایه نازک رسوب با طول  $L$  در شکل ۳-۴۰ مشخص شده است . میزان دبی آب عبوری از این لایه در اثر اختلاف فشار از رابطه ۳-۱۵ محاسبه می شود:



شکل ۳-۴۰) عبور دبی  $q$  از لایه رسوبی به طول  $L$

با اعمال ضریب نفوذپذیری<sup>۱</sup> کوزنی<sup>۱</sup> رابطه زیر براساس قانون دارسی حاصل می گردد

<sup>۱</sup> permeability

$$\frac{\Delta P}{L} = \mu \left( \frac{5(1-\varepsilon)^2 S_v^2}{\varepsilon^3} \right) \frac{q}{A} \quad (15-3)$$

$\varepsilon$  میزان تخلخل بوده و از رابطه  $\varepsilon = 1 - C$  (C غلظت جامد) حاصل و  $\Delta P$  افت فشار در طول  $L$ ،  $q$  دبی سیال و  $A$  سطح کیک است.  $S_v$  سطح مخصوص<sup>۲</sup> (سطح بر واحد حجم ذرات) می باشد. چنانچه تعداد ذرات با اندازه  $x_i$ ،  $n_i$  باشد از رابطه زیر  $S_v$  به دست می آید:

$$S_v = 6 \frac{\sum n_i x_i^3}{\sum n_i x_i^2} \quad (16-3)$$

نفوذ پذیری نیز مطابق با رابطه کوزنی بشکل زیر محاسبه می شود:

$$k = \frac{\varepsilon^3}{K(1-\varepsilon)^2 S_v^2} \quad (17-3)$$

$K$  برای بستری که به سرعت حرکت می کند برابر 3.36 و در اکثر موارد که حرکت بستر کند، و یا بدون حرکت باشد، برابر 5 است. از رابطه کوزنی مشخص است که نفوذپذیری رسوبات با مربع سطح مخصوص رابطه عکس دارد. بنابراین با ریز شدن توزیع اندازه ذرات، سطح مخصوص افزایش یافته و نفوذپذیری کاهش می یابد و در نتیجه دبی سیال عبوری از کیک کاهش یافته و رسوبات به خوبی آب گیری نمی شوند و درصد جامد رسوبات ته ریز چنانکه مطلوب است افزایش نمی یابد. که این موضوع یکی از دلایل نفوذپذیری کم خاک رس است زیرا خاک رس دارای ذرات بسیار ریزدانه است.

برای یافتن اثر توزیع اندازه ذرات برای دو ارتفاع خط گل از بالای قسمت مخروطی (2.1m و 3.1 متر) آزمایشات تجربی انجام شد. درصد جامد ته ریز با انواع مختلفی از منحنی ها مطابق<sup>۳</sup> داده شد که بهترین نتایج آنها در جدول ۳-۳ ارائه شده است.

<sup>۱</sup> Kozeny

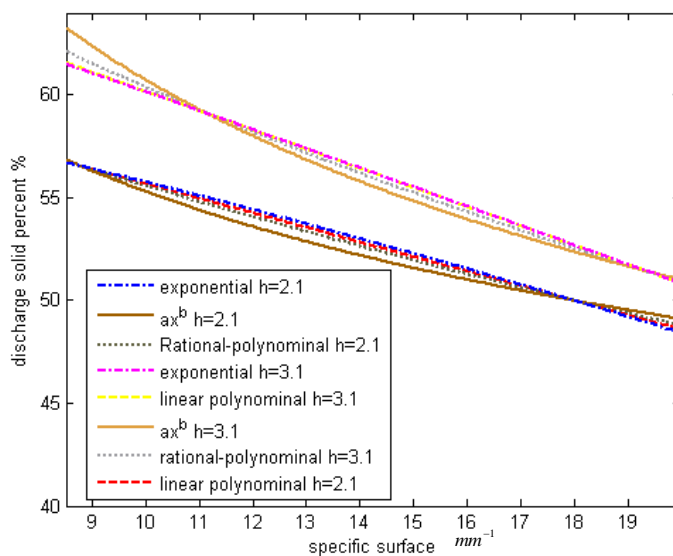
<sup>۲</sup> specific surface

<sup>۳</sup> fit

جدول ۳-۳) تطابق درصد جامد ته ریز و سطح مخصوص به انواع مختلف نمودار براساس نتایج آزمایشات تجربی

نوع فیت کردن	معادله	ضرایب	
		h=2.1	h=3.1
چند جمله ای مرتبه اول <sup>۱</sup>	$f(x) = p_1x + p_2$	$p_1 = -0.7085, p_2 = 62.74$	$p_1 = -0.9338, p_2 = 69.49$
معادله گوسی (نمایی) <sup>۲</sup>	$f(x) = a_1 \exp(-((x - b_1) / c_1))^2$	$a_1 = 63.69, b_1 = -12.98$ $c_1 = 62.94$	$a_1 = 83.35, b_1 = -36.09$ $c_1 = 77.88$
چند جمله ای گویا <sup>۳</sup>	$f(x) = p_1 / (x + q_1)$	$p_1 = 3984, q_1 = 61.71$	$p_1 = 3237, q_1 = 43.63$
توانی <sup>۴</sup>	$f(x) = ax^b$	$a = 82.06, b = -0.1716$	$a = 108.5, b = -0.252$

نتایج جدول ۳-۳ در شکل ۳-۴۱ نمایش داده شده است



شکل ۳-۴۱) مطابقت دادن درصد جامد ته ریز و سطح مخصوص برای دو ارتفاع متفاوت خط گل به انواع مختلف نمودار

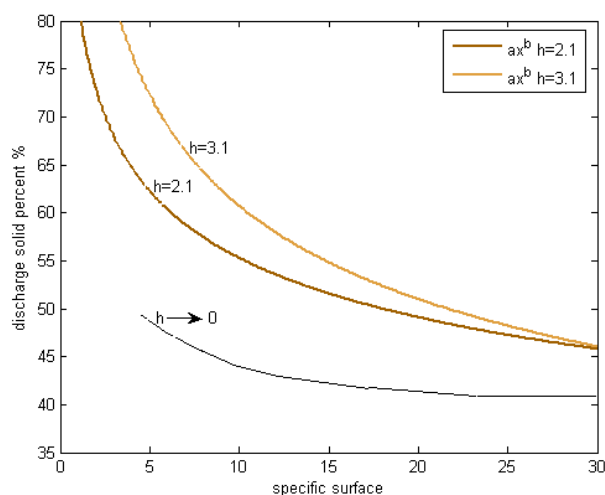
<sup>۱</sup> Polynominal first order

<sup>۲</sup> Gaussain-polynominal

<sup>۳</sup> Rational polynominal

<sup>۴</sup> power

از آنجا که انتظار می رود به ازای سطح مخصوص های کم ، درصد جامد افزایش یابد لذا در سطح مخصوص های بالا درصد جامد ته ریز به ارتفاع خط گل بستگی خاصی نداشته و با افزایش خط گل تغییر زیادی نخواهد داشت برای این موضوع منحنی توانی مناسب ترین منحنی تشخیص داده شد. برای بدست آوردن حد پایین نمودار، زمانی که ارتفاع خط گل بسیار کم باشد، درصد جامد ته ریز تنها به دانسیته لخته ها بستگی داشته که خود وابسته به گرادیان سرعت و زمان ماند و توزیع اندازه ذرات می باشد از آنجا که لخته شدن معمولا برای ذرات با اندازه بزرگتر به نتایج بهتری منتهی می شود لذا براساس آزمایشات تجربی حد پایینی نیز در نمودار ۳-۲۴ مشخص و بالطبع برای این آزمایشات پیشنهاد می گردد.

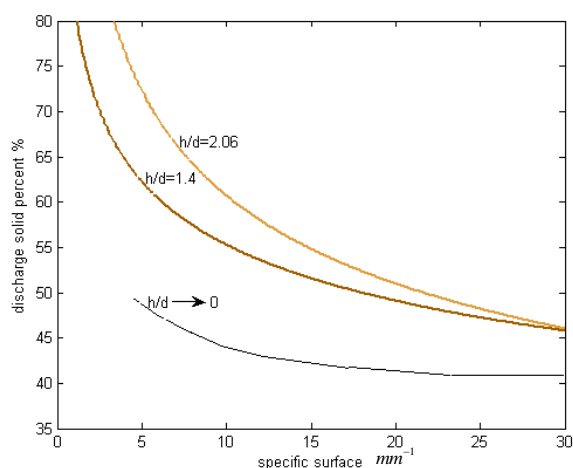


شکل ۳-۴۲) نمودار بهینه برای درصد جامد ته ریز بر حسب سطح مخصوص ذرات در ارتفاع های 3.1, 2.1 و نزدیک به صفر در نهایت رابطه بین درصد جامد ته ریز و سطح مخصوص برای توزیع اندازه ذره بخصوص به شکل زیر پیشنهاد می گردد

$$\omega_d = aS_v^b \quad (3-18)$$

که  $\omega_d$  درصد جامد ته ریز و  $S_v$  سطح مخصوص است. ضرایب  $a$  و  $b$  وابسته به شرایط می باشد و به ازای ارتفاع های مختلف برای خط گل مقادیر متفاوت دارند. براساس آزمایشات تجربی، که توضیح داده شد، این مقادیر به ازای چندین ارتفاع مختلف خط گل (از بالای قسمت مخروطی) در جدول ۳-۳ ارائه شده است.

اگر  $d$  قطر تیکنر و  $h$  ارتفاع از بالای قسمت مخروطی باشد. نمودارهای بدون بعد برای درصد جامد ته ریز بر حسب سطح مخصوص در نسبت های مختلف  $h/d$  در شکل ۳-۴۳ نشان داده شده است



شکل ۳-۴۳) نمودار بدون بعد برای درصد جامد ته ریز بر حسب سطح مخصوص ذرات

### ۳-۲-۲) دلایل تغییرات در کیفیت لختگی<sup>۱</sup>

در زمینه لخته شدن و منعقدسازی پدیده های زیر مشاهده گردید

۱- در آزمایش های اول (آزمایش ۱ و ۲ و ۳) و هنگامی که اندازه ذرات کوچک بود لخته شدن و منعقدسازی به درستی انجام نمی پذیرفت و مقداری از لخته ساز از لخته سازها از سرریز به هدر می رفت. با بزرگ شدن توزیع اندازه ذرات و تصحیح سیستم خوراک دهی، از آزمایش ۳ به بعد لخته سازی بهبود یافت و لخته ساز نیز از سرریز به هدر نمی رفت.

۲- در زمستان، راندمان لخته سازی بالاتر بود و مجموعه لخته های بزرگتری تشکیل می شد با در نظر گرفتن دوغاب<sup>۲</sup> ورودی از کانال به لوله خوراک گیری برای تیکنر می توان دریافت که فرآیند ناپایدارسازی و منعقدسازی، به دلیل الزامات فرآیند تغلیظ مس در واحد تغلیظ مس انجام می گرفت. بنابراین منعقد ساز لازم در ترکیب برای منعقدسازی در باطله وجود داشت. اما در کانال ورودی که از آن برای ورودی به تیکنر انشعاب گرفته شد سرعت به حدود 8-9 ft/sec نیز می رسید که باعث آسیب دیدن لخته ها می گردید. ضروری است برای جلوگیری از آسیب دیدن لخته ها سرعت حرکت سیال حاوی لخته به 1.5 تا 3 ft/sec محدود شود. از آنجا که انشعابات ورودی به تیکنر سرعتی در محدوده مجاز داشتند و زمان لازم برای اختلاط سریع مجدد و تشکیل لخته ها وجود داشت این موضوع چندان به روند لخته شدن ذرات صدمه نمی زد.

<sup>۱</sup> flocculation

<sup>۲</sup> slurry

از طرف دیگر بازبینی معادله ۲-۱۱ نشان می دهد نرخ ناپایداری وابسته به دما و توان اختلاط است و با کاهش دما افزایش می یابد، زیرا کاهش دما باعث افزایش ویسکوزیته می شود. بنابراین یکی از دلایل بهبود لخته شدن و منعقدسازی در زمستان افزایش نرخ ناپایدار سازی ذرات در اثر کاهش دماست. یکی دیگر از دلایل آن نیز مربوط به خاصیت لخته ساز مورد استفاده می باشد. بنابراین سازنده های مختلف نرخ تزریق متفاوتی برای لخته سازهای مصرفی در فصل های مختلف سال را پیشنهاد می کنند.

پس از تکمیل زنجیره منعقدسازی، نوبت به اختلاط لخته سازها با دوغاب می رسد. در اثر کوچک بودن اندازه ذرات برخورد بین ذرات و گردابه های شامل لخته ساز کم می شود (معادله ۲-۶) و بنابراین اختلاط لخته ساز با ذرات ریز کمتر خواهد بود. پس از اختلاط ذرات با لخته ساز، نیاز است که ذرات حاوی لخته ساز با یکدیگر برخورد نمایند که نرخ برخورد از معادله نرخ برخورد ترنر- سافمن (معادله ۲-۱۳) حاصل می گردد. ملاحظه می شود که نرخ برخورد متناسب با توان ۳ مجموع قطرهای دو ذره برخورد کننده است. بنابراین هنگامی که توزیع اندازه ذرات کوچک باشد نرخ برخورد ذرات و لخته ها با یکدیگر کاهش یافته و تشکیل لخته ها با دشواری همراه است. از آنجا که نرخ برخورد در اثر حرکت براونی نیز با مجموع قطر ذراتی که به یکدیگر می خواهند برخورد کنند رابطه مستقیم دارد، (معادله ۲-۱۵) لذا در آزمایش های ۱ تا ۳، که توزیع اندازه ذرات کوچکتر بود، نرخ برخورد ذرات با یکدیگر کمتر بوده و در نتیجه تشکیل لخته ها و تجمع آنها به درستی صورت نمی پذیرفت و بالطبع مجموعه های لخته شده کوچکتری تشکیل می شد. و همچنین مقداری از لخته سازها نیز همراه با آب بازیافتی از سرریزه هدر می رفت. اما در آزمایش های ۴ به بعد که درصد مواد درشتتر فزونی داشته و توزیع اندازه ذرات بشکل نسبی یکنواخت و درشت تر گردید، نرخ برخورد سافمن- ترنر نیز افزایش یافته و تشکیل لخته ها و فرآیند لخته شدن بهبود یافت.

## فصل چهارم

### تحلیل عددی جریان

از آنجا که تحلیل عددی جریان (CFD) در تیکنر امکان تغییر هندسه برای یافتن هندسه بهینه، و آگاهی از ساختار جریان را با سرمایه گذاری و زمان کمتر نسبت به حالت های عملی می دهد برای مدل سازی اجزای مختلف تیکنر حائز اهمیت می باشد. بر همین اساس و با توجه به اهمیت چاهک تغذیه<sup>۱</sup> در کارکرد مناسب تیکنر، مدل سازی عددی چاهک تغذیه تیکنر پیشتاز صورت پذیرفت.

#### ۴-۱) مدل VOF

در مواردی که سطح حائل بین گاز و مایع در حالت تراکم ناپذیر قرار گیرد استفاده از مدل (VOF)<sup>۲</sup> می تواند کارگشا باشد فرزیگر و پریک<sup>۳</sup> حل مدل VOF با مرزهای متحرک معرفی نموده اند در حالت کلی مدل VOF برای محاسبه حالت گذرا استفاده می گردد اما برای حالت دائم نیز استفاده از آن امکان پذیر است. بدین ترتیب که می توان در صورتی که جواب به شرایط اولیه بستگی نداشته باشد یک محاسبه حالت دائم را فراهم کرد.

چنانچه درصد حجمی سیال q در سلول  $\alpha_q$  باشد، سه حالت زیر امکانپذیر می باشد:

$\alpha_q = 0$ : سلول خالی از q امین سیال است  $\alpha_q = 1$  سلول پر از سیال q ام است

$0 < \alpha_q < 1$  سلول شامل سطح حائل بین سیالات است

مقدار اختصاصی متغیرها براساس مقدار محلی  $\alpha_q$  مقادیر اختصاصی و متغیرها در داخل حجم کنترل در دامنه مشخص می شوند.

---

<sup>۱</sup> Feedwell

<sup>۲</sup> volume of fluid

<sup>۳</sup> J.H.Ferziger, M.Peric 2002



مسیر واسط بین فازها با حل معادله پیوستگی صورت پذیرفته که، با حل معادله پیوستگی برای جزء حجمی هر یک از فازها مشخص می گردد فرم این معادله به صورت زیر می باشد:

$$\frac{\partial \alpha_q}{\partial t} + u_i \frac{\partial \alpha_q}{\partial x_i} = S_{\alpha_q} \quad (1-4)$$

جمله چشمه در سمت راست معادله ۱-۴ برای مدل VOF صفر بوده و حالت غیر صفر (انتقال جرم) مربوط به مدل هایی نظیر کواپتاسیون می باشد که معادله جزء حجمی برای فاز اولیه حل نمی شود و براساس معادله زیر محاسبه می گردد:

$$\sum_{q=1}^n \alpha_q = 1 \quad (2-4)$$

خواص ظاهر شده در معادلات انتقال براساس جزء فاز موجود در هر حجم کنترل بدست می آیند . برای یک سیستم دو فازی، که به عنوان مثال فازها با زیرنویس های ۱ و ۲ مشخص شده اند ، دانسیته هر سلول از معادله زیر به دست می آید :

$$\rho = \alpha_2 \rho_2 + (1 - \alpha_2) \rho_1 \quad (3-4)$$

در حالت کلی برای یک سیستم N فازی دانسیته متوسط از فرمول زیر محاسبه می شود:

$$\rho = \sum \alpha_q \rho_q \quad (4-4)$$

سایر خواص نیز با همین روش محاسبه می گردند.

### معادله مومنتوم:

میدان سرعت نتیجه حل معادله مومنتوم در حوزه محاسباتی برای فازهای مختلف می باشد . معادله مومنتوم در شکل زیر نشان داده شده و از طریق  $\rho$  و  $\mu$  وابسته به جزء حجمی تمام فازهاست.

$$\frac{\partial}{\partial t} \rho u_j + \frac{\partial}{\partial x_i} \rho u_i u_j = - \frac{\partial P}{\partial x_j} + \frac{\partial}{\partial x_i} \mu \left( \frac{\partial u_i}{\partial x_j} + \frac{\partial u_j}{\partial x_i} \right) + \rho g_j + F_j \quad (5-4)$$

یکی از محدودیتهای این روش آن است که در حالتی که اختلاف سرعت بزرگی بین فازها وجود داشته باشد ، دقت سرعت های محاسبه شده نزدیک سرعت مرز حائل بین فازها بشکل عکس تحت تاثیر قرار می گیرد .

با توجه به نوع مساله مورد بررسی معادلات اسکالر دیگری نیز می توانند در حل وارد شده و در حالت متغیرهای توربولانس ، یک مجموعه از معادلات انتقال حل می شوند. متغیرهای مدل  $k$  و  $\varepsilon$  یا تنش رینولدز نیز در فرآیند حل مسئله دخالت می نمایند.

درون یابی نزدیک مرز: فرمولاسیون حجم کنترل نیازمند جملات جابجایی و پخش در حجم کنترل بوده و با جملات چشمه در موازنه می باشند چهار روش مورد استفاده برای محاسبه شارها روی وجوه عبارت است از: بازسازی هندسی<sup>۱</sup>، دندر اکسپتور<sup>۲</sup>، روش صریح اولر<sup>۳</sup> و روش ضمنی<sup>۴</sup> می باشند [۱۵]

در طرحهای بازسازی هندسی و دندر اکسپتور و روش صریح اولر و ضمنی، نیاز است که از یک میان یابی برای سلولهای که نزدیک مرز دو سیال بوده و شامل دو فاز هستند، استفاده شود در شکل ۴-۱ شکل سطح حائل که بوسیله این مدل ها فرض می شود و شکل واقعی سطح حائل نشان داده شده است.

در طرح بازسازی هندسی طرح، که در حالت غیر دائم استفاده می گردد، میانیابی استاندارد می شود که انجام می شود برای تعیین شار روی وجوه، در حالتی که سلول به طور کامل با یک فاز یا دیگری پر شده باشد، استفاده می گردد. بازسازی هندسی که انجام می شود در این حالت سطح حائل را به صورت تکه های خط فرض می نماید.

در مدل دندر اکسپتور، که در حالت غیر دائم استفاده می گردد، در نظر گرفته فرض می شود که تمامی سلول ها تنها بایک فاز پر شده است. در مدل صریح اولر نیز روش میانیابی اختلاف محدود<sup>۵</sup> به جزء حجمی که در گام زمانی قبلی محاسبه گردیده اعمال می گردد. این روش در حالت غیر دائم استفاده و رابطه آن بقرار زیر است

$$\frac{\alpha_q^{n+1} - \alpha_q^n}{\Delta t} V + \Delta(U_f^n \alpha_{qf}^n) = 0 \quad (۶-۴)$$

در این رابطه n+1 زیرنویس برای گام زمانی n+1 و n زیرنویس برای گام زمانی n بوده و  $\alpha_{qf}$  مقدار q امین جزء حجمی است که از روش مرتبه اول یا دوم upwind محاسبه شده و V حجم و  $U_f$  شار حجمی روی وجه است. در مدل ضمنی طرح میان یابی برای تمام سلول ها برای شار وجوه، شامل آنهایی که نزدیک مرز هم می شوند، نیز می گردد.

$$\frac{\alpha_q^{n+1} - \alpha_q^n}{\Delta t} V + \Delta(U_f^{n+1} \alpha_{qf}^{n+1}) = 0 \quad (۷-۴)$$

<sup>۱</sup> geometric reconstruction

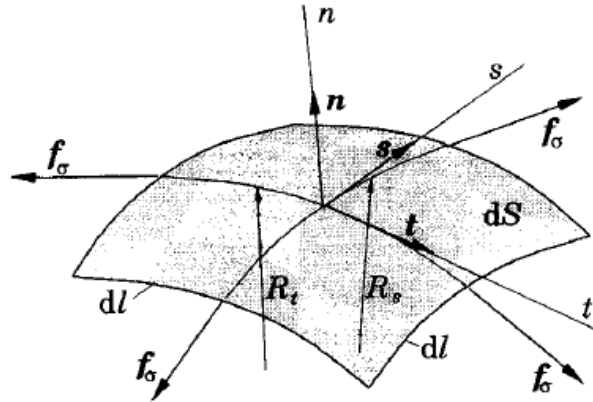
<sup>۲</sup> donor-acceptor

<sup>۳</sup> Euler explicit

<sup>۴</sup> implicit

<sup>۵</sup> finite difference

از آنجا که این روش نیازمند مقادیر جزئی حجمی در گام زمانی فعلی است (در مقایسه با روش صریح) یک معادله انتقال اسکالر به طور متناوب برای فاز ثانویه در هر گام زمانی حل می شود. این روش برای هر دو حالت دائم و غیر دائم قابل حل است.



شکل ۴-۱) توضیح شرایط مرزی در سطح آزاد [۱۵]

افت فشار دو طرف سطح آزاد، به کشش سطحی که حاصل نیروی جاذبه بین ملکول ها در یک سیال است و نیز انحنا سطح بستگی دارد.

$$p_2 - p_1 = \sigma \kappa = \sigma \left( \frac{1}{R_1} + \frac{1}{R_2} \right) \quad (9-4)$$

که کشش سطحی و  $\kappa$  بیان گر انحنا است. بردار عمود بر سطح گرادیان فاز دوم است که به شکل زیر بیان می گردد:

$$\mathbf{n} = \nabla \alpha_2 \quad (10-4)$$

انحنا سطح آزاد  $\kappa$  نیز به بردار یکه سطح آزاد  $\hat{\mathbf{n}}$  بستگی دارد

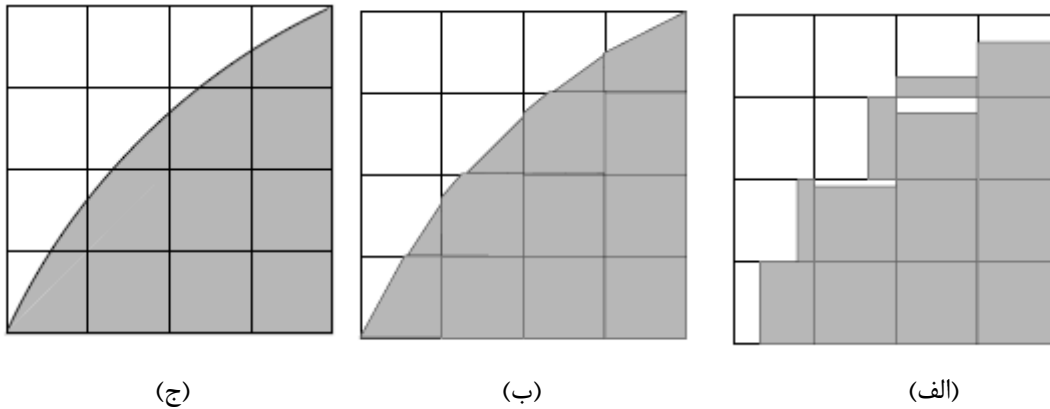
$$\kappa = \nabla \cdot \hat{\mathbf{n}} = \frac{1}{|\mathbf{n}|} \left[ \left( \frac{\mathbf{n}}{|\mathbf{n}|} \cdot \nabla \right) |\mathbf{n}| - (\nabla \cdot \mathbf{n}) \right] \quad (11-4)$$

$$\hat{\mathbf{n}} = \frac{\mathbf{n}}{|\mathbf{n}|} \quad (12-4)$$

کشش سطحی به شکل جملات پرش فشار در راستای سطح و به صورت روابط بالا نوشته شود. نیرو در سطح می تواند به صورت نیروهای حجمی که به وسیله تئوری دیورژانس بیان شود که به جمله چشمه اضافه می شود و بشکل زیر بیان می گردد:

$$F_{vol}(x) = 2\sigma\kappa(x)\alpha_2\nabla\alpha_2 \quad (13-4)$$

جمله چشمه تنها در یک سمت مرز، و معمولاً سمتی که محاسبات جزء حجمی هم انجام می شود، یعنی فاز دوم اعمال می شود



شکل ۲-۴ (محاسبات سطح حائل الف) دندر اکسپتور<sup>۱</sup> (بازسازی هندسی<sup>۲</sup> (تکه تکه خطی) ج) سطح واقعی

## ۲-۴ مدل های توربولانس

### ۱-۲-۴ مدل توربولانس k-ε

شکل لایه مرزی معادله انرژی اغتشاش به صورت زیر است

$$u \frac{\partial K}{\partial x} + v \frac{\partial K}{\partial y} = - \frac{\partial}{\partial y} \left[ v' \left( \frac{1}{2} u'_i u'_i + \frac{p'}{\rho} \right) \right] + \frac{\tau}{\rho} \frac{\partial \bar{u}}{\partial y} - \varepsilon \quad (14-4)$$

در آن  $K = \overline{(u'_i u'_i)}/2$  انرژی جنبشی اغتشاش است و  $\varepsilon$  نیز اتلاف انرژی اغتشاش است.

چنانچه  $L$  مقیاس طولی اغتشاش یا اندازه موثر گردابه باشد بر اساس تئوری تحلیل ابعادی توان توربولانت اتلافی بر واحد

جرم بقرار زیر است:

$$\varepsilon = (const) \frac{K^{3/2}}{L} \quad (15-4)$$

در معادله ۱۴-۴ تنش برشی از رابطه  $\tau = (\mu + \mu_t)(\partial \bar{u} / \partial y)$  و بشکل زیر محاسبه می شود از آنجا که جمله اول سمت

راست مستقل از پارامترهایی مانند  $p'$  است لذا فرض می شود که این جمله به گرادیان انتشار انرژی جنبشی اغتشاش

وابسته است بعبارت دیگر جمله زیر حاصل می شود:

<sup>۱</sup> donor-acceptor

<sup>۲</sup> geometric reconstruction

$$\overline{[v'(\frac{1}{2}u'_i u'_i + \frac{p'}{\rho})]} \approx (const) \frac{\partial K}{\partial y} \quad (16-4)$$

و لذا مدل کلی معادله انرژی اغتشاش به شکل زیر خواهد بود

$$-u \frac{\partial K}{\partial x} + v \frac{\partial K}{\partial y} \approx -\frac{\partial}{\partial y} [(const) \frac{\partial K}{\partial y}] + v_t (\frac{\partial \bar{u}}{\partial y})^2 - (const) \frac{K^{3/2}}{L} \quad (17-4)$$

چنانچه مقیاس طولی L معین باشد مسئله قابل حل خواهد بود

معادله ۴-۱۷، در صورتی که با معادلاتی که نرخ تغییرات اتلاف انرژی  $\varepsilon$  یا L را بیان کند، نتایج بشکل بهتری ارائه خواهد داد. در رینولدزهای بالا و برای جریان کاملاً بیضوی (غیر لایه مرزی) معادلات حاکم در جریان توربولانت به صورت زیر خواهند بود:

انرژی:

$$\frac{DK}{Dt} \approx \frac{\partial}{\partial x_j} (\frac{v_t}{\sigma_k} \frac{\partial K}{\partial x_j}) + v_t \frac{\partial \bar{u}_i}{\partial x_j} (\frac{\partial \bar{u}_i}{\partial x_j} + \frac{\partial \bar{u}_j}{\partial x_i}) - \varepsilon \quad (a18-4)$$

$$\frac{D\varepsilon}{Dt} \approx \frac{\partial}{\partial x_j} (\frac{v_t}{\sigma_\varepsilon} \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_j}) + C_1 v_t \frac{\varepsilon}{K} \frac{\partial \bar{u}_i}{\partial x_j} (\frac{\partial \bar{u}_i}{\partial x_j} + \frac{\partial \bar{u}_j}{\partial x_i}) - C_2 \frac{\varepsilon^2}{K} \quad \text{افت: (b18-4)}$$

$\sigma_k, \sigma_\varepsilon$  عددهای پرانتل موثر بوده که انتشار گردابه ای K و  $\varepsilon$  را به لزجت گردابه ای مومنتوم مربوط می نمایند

مقادیر  $\sigma_k = v_t / v_k$  و  $\sigma_\varepsilon = v_t / v_\varepsilon$  ، نیز لزجت گردابه ای می باشند که به صورت زیر تعریف می شوند :

$$v_t = \frac{C_\mu K^2}{\varepsilon} \quad (19-4)$$

پنج ثابت تجربی برای معادلات یاد شده عبارتند از: [۱۹]

$$C_\mu = 0.09, C_1 = 1.44, C_2 = 1.92, \sigma_k = 1.0, \sigma_\varepsilon = 1.3 \quad (20-4)$$

این معادلات برای مسائل مختلف باید اصلاح شوند. برای لایه نزدیک دیواره این روابط برقرار نبوده و مناسب است

تا قانون لگاریتمی<sup>۱</sup> کنار دیواره استفاده شود.

شایان ذکر است که در رینولدزهای پایین باید  $C_\mu$  و  $C_2$  تغییر نمایند. در نزدیک دیواره ، جمله های انتشار مولکولی نیز

باید در مسئله اعمال گردند. اصلاحات زیر برای معادلات ۴-۱۸ پیشنهاد شده است [۱۹]

$$-u \frac{\partial k}{\partial x} + v \frac{\partial K}{\partial y} \approx \frac{\partial}{\partial y} [(v + v_t / \sigma_k) \frac{\partial K}{\partial y}] + v_t (\frac{\partial K}{\partial y})^2 - \varepsilon - 2v (\frac{\partial K^{1/2}}{\partial y})^2 \quad (a21-4)$$

<sup>۱</sup> log law

$$\bar{u} \frac{\partial \varepsilon}{\partial x} + \bar{v} \frac{\partial \varepsilon}{\partial y} \approx \frac{\partial}{\partial y} [(v + v_t / \sigma_k) \frac{\partial \varepsilon}{\partial y}] + C_1 \frac{\varepsilon v_t}{K} (\frac{\partial \bar{u}}{\partial y})^2 - C_2 \frac{\varepsilon^2}{K} + 2v v_t (\frac{\partial^2 \bar{u}}{\partial y^2})^2 \quad (b21-4)$$

برای سادگی دو جمله اضافی با ضریب  $2v$  اضافه شده اند تا  $\varepsilon$  در نزدیک دیواره صفر شود دو پارامتری که تغییر می نمایند عبارتند از:

$$C_\mu \approx 0.09 \exp[-\frac{2.5}{1 + R_T / 50}] \quad (22-4)$$

$$C_2 = 1.92 [1 - 0.3 \exp(-R_T^2)] \quad (23-4)$$

مقدار  $R_T = K^2 / (\varepsilon \nu)$  نیز عدد رینولدز اغتشاش می باشد.

### ۴-۲-۲) مدل تنش رینولدز

مدل سازی جمله  $-\rho \overline{u'v'}$  در مدل های تنش رینولدز مدلی مناسبتر از مدل های مبتنی بر ویسکوزیته گردابی است. معمولاً از جمله مسائل با درجه دوم نامیده می شود. در این روش تنشها مستقیماً با استفاده از یک مدل جبری برای تنش یا یک معادله دیفرانسیل برای نرخ تغییرات تنش محاسبه می شوند. رودی<sup>۱</sup>، کلاین و همکاران<sup>۲</sup> معادله تنش رینولدز را به جملات مختلف تقسیم می کند. [۱۹]

$$\frac{D}{Dt} (\overline{u'v'}) = D_{ij} + P_{ij} + \pi_{ij} - \varepsilon_{ij} + \nu \nabla^2 (\overline{u'v'}) \quad (24-4)$$

که در آن انتشار، تولید و کرنش بقرار زیر تعریف می شوند:

$$D_{ij} = -\frac{\partial}{\partial x_k} (\overline{u'_i u'_j u'_k} + \frac{\overline{p' u'_i}}{\rho} \delta_{ij} + \frac{\overline{p' u'_j}}{\rho} \delta_{ki}) \quad (25-4)$$

$$P_{ij} = -\overline{u'_i u'_k} \frac{\partial \overline{u'_j}}{\partial x_k} - \overline{u'_i u'_k} \frac{\partial \overline{u'_i}}{\partial x_k} \quad (26-4)$$

$$\pi_{ij} = \frac{p'}{\rho} (\frac{\partial \overline{u'_i}}{\partial x_j} + \frac{\partial \overline{u'_j}}{\partial x_i}) \quad (27-4)$$

$$\varepsilon_{ij} = 2\nu \frac{\partial \overline{u'_i}}{\partial x_k} \frac{\partial \overline{u'_j}}{\partial x_i} \quad (28-4)$$

<sup>۱</sup> [Rodi 1984]

<sup>۲</sup> kline et al 1982

$D_{ij}$  انتشار،  $P_{ij}$  تولید، کرنش فشاری،  $\pi_{ij}$  کرنش فشاری،  $\varepsilon_{ij}$  افت انرژی را نشان می دهد. این معادلات همراه با روابط  $K - \varepsilon$  بکار گرفته می شوند. جمله تولید به فرم تنش رینولدزی بوده اما سه جمله دیگر باید مدل سازی شوند. به عنوان مثال مدل های حاضر فرض می کنند که تانسور افت بشکل محلی ایزوتروپیک می باشد:

$$\varepsilon_{ij} \approx \frac{2\varepsilon}{3} \delta_{ij} \quad (۲۹-۴)$$

برای جمله انتشار  $D_{ij}$  نیز مدل گرادیان تنش دالی و هارلو<sup>۱</sup> استفاده می شود [۱۹]

$$D_{ij} \approx C_s \frac{\partial}{\partial x_m} \left( \frac{k}{\varepsilon} \overline{u'_k u'_m} \frac{\partial \overline{u'_i u'_j}}{\partial x_k} \right) \quad (۳۰-۴)$$

همچنین برای  $\pi_{ij}$  نیز رابطه زیر استفاده می شود:

$$\pi_{ij} \approx -C_1 \frac{\varepsilon}{K} (\overline{u'_i u'_j} - \frac{2}{3} K \delta_{ij}) - C_\gamma (p_{ij} - \frac{1}{3} p_{ii} \delta_{ij}) \quad (۳۱-۴)$$

این جملات در روابط تنش رینولدزی وارد شده و همزمان با معادلات پیوستگی، مومنتوم و اتلاف  $\varepsilon$  حل می شود در نتیجه اغتشاش به شکل مستقیم حل می گردد. برای موارد نزدیک دیواره نیز اصلاحاتی لازم است که در قالب ثابت های پیشنهاد شده برای این مدل به شکل زیر قابل ارائه می باشند

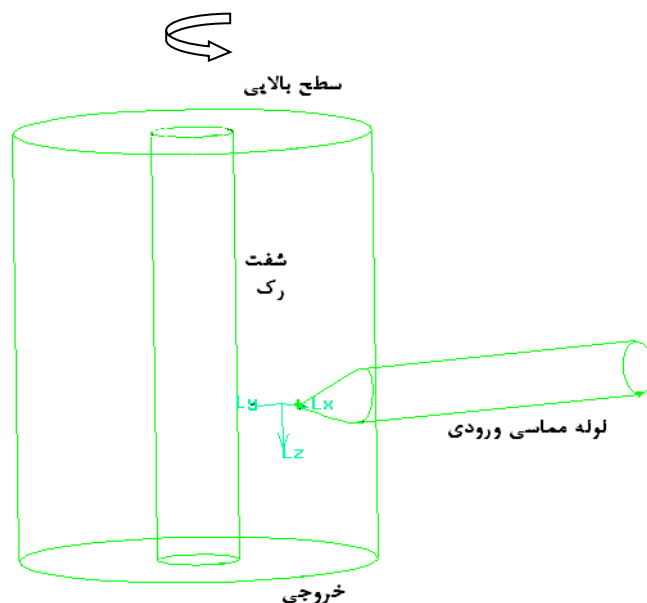
$$C_s \approx 0.25, C_1 \approx 1.5, C_\gamma = 0.6 \quad (۳۲-۴)$$

## ۴-۳ مدل سازی عددی چاهک تغذیه

در این مطالعه مدل سازی عددی برای چاهک تغذیه تیکنر در دو حالت تک فازی و دو فازی (آب و هوا) صورت گرفته است توصیف چاهک تغذیه در تیکنر پیشتاز به قرار زیر است: خوراک رقیق شده از طریق لوله ورودی به قطر 74mm به شکل مماسی وارد چاهک تغذیه می شود و در حین ورود و پس از ورود، ذرات جامد لخته شده و ذرات بزرگتر رانشکیل می دهند این ذرات پس از ورود به تانک اصلی تیکنر رسوب می نمایند اهمیت ویژه چاهک تغذیه از آنجا مشخص می شود که بخشی از لخته شدن در چاهک تغذیه روی داده و وظیفه توزیع یکنواخت خوراک ورودی به نقاط مختلف تانک رسوب گذاری نیز بر عهده چاهک تغذیه است بنابراین در صورتی که چاهک تغذیه به درستی طراحی نشده باشد از تمامی تانک به شکل مناسب استفاده نمی شود و فرایند لخته شدن نیز به خوبی انجام نمی پذیرد. لازم به ذکر است که

<sup>۱</sup> [Daly & Harlow 1970]

شفته پارو که جهت جارو کردن رسوبات به سمت ته ریزاستفاده می شود نیز از مرکز چاهک تغذیه عبور می نماید و دارای سرعت چرخشی بسیار اندک است (0.2-0.6 RPM). در شکل ۳-۴ چاهک تغذیه بصورت شماتیک شرح داده شده است. کارکرد مناسب چاهک تغذیه در شرایطی روی می دهد که خوراک ورودی به شکل یکنواخت در تمام حجم تانک توزیع شود و این در حالی است که لخته شدن نیز در چاهک تغذیه به شکل مناسبی به وقوع بپیوندد. با این رویکرد جریان در تیکنر پیشتاز مدل سازی گردید و پارامترهای جریان مورد بررسی قرار گرفت. چنانچه در فصل ۲ نیز ذکر گردید برای اطلاع از چگونگی عملکرد چاهک تغذیه در لخته کردن ذرات منعقد شده پارامترهایی مانند گرادیان سرعت، نرخ کرنش، توزیع اندازه ذرات و سرعت مهمترین نقش را ایفا می کند



شکل ۳-۴) نمای کلی چاهک تغذیه تیکنر پیشتاز

### ۳-۴-۱) مدل تک فاز چاهک تغذیه

مدل سازی تک فاز باسیال عامل آب انجام پذیرفت با توجه به اینکه درصد حجمی ذرات جامد در چاهک تغذیه نسبتاً پایین است لذا مدل تک فاز با تقریب خوبی همراه است. برای مدل توربولانس نیز مدل توربولانس  $k-\epsilon$  با ضرایب استاندارد بکار برده شد. به کمک نرم افزار FLUENT 6.0 برای مدلسازی استفاده و برای سرعت نزدیکی دیواره نیز از قانون لگاریتمی<sup>۱</sup> استفاده گردید

۳-۴-۱) شرایط مرزی:

<sup>۱</sup> log law



برای ورودی لوله شرط مرزی سرعت ورودی<sup>۱</sup> انتخاب شد. و سرعت ثابت در ورودی برابر با 0.2 m/s (دبی ورودی 51.5 lit/min در نظر گرفته شد) اعمال گردید و برای پارامترهای توربولانس نیز با توجه به اغتشاش کم سیال ورودی شدت توربولانس<sup>۲</sup> هفت درصد و قطر هیدرولیکی نیز با توجه به اینکه لوله ورودی پر از سیال است برابر ۷۴ میلیمتر در نظر گرفته شد. برای بدنه لوله ورودی و بدنه چاهک تغذیه شرط دیواره<sup>۳</sup> در نظر گرفته شد، که شامل شرط مرزی بدون سرعت بر روی سیال در نزدیکی دیواره را بیان می کند. برای شفت پارو شرط مرزی دیواره<sup>۴</sup> در نظر گرفته شد. ضمن اینکه برای بررسی اثر سرعت چرخشی پارو نیز سرعت چرخشی به آن اعمال و مساله در حالتی که پارو بدون حرکت باشد یا پادساعتگرد و یا ساعتگرد و نیز با سرعت های متفاوت بچرخد حل گردید. شرط مرزی در خروجی معادل با جریان خروجی<sup>۴</sup> در نظر گرفته شد. در این حالت شرط مرزی تقارن<sup>۵</sup> روی سطح بالایی اعمال گردید که به صورت زیر است:

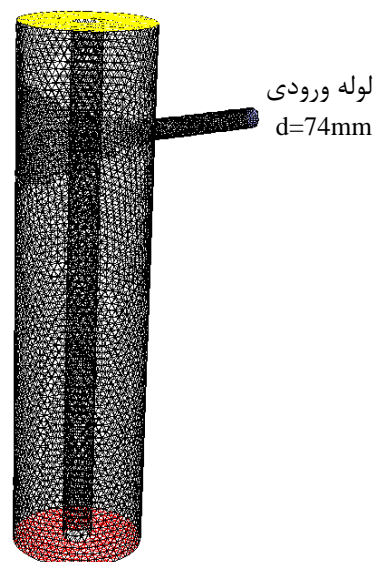
$$\frac{\partial u}{\partial z} = 0, \frac{\partial v}{\partial z} = 0, w = 0 \quad (4-33)$$

برای اینکه شرط مرزی پایین (outflow) جوابهای دقیق تری را ارائه دهد حسب پیشنهاد راهنمای برنامه Fluent، بخش انتهایی چاهک تغذیه بشکل دنباله دار مدل گردید.

شبکه بندی مورد استفاده از نوع چهاروجهی و ترکیبی<sup>۶</sup> است که در منفصل سازی<sup>۷</sup> مرتبه دوم UPWIND<sup>۸</sup> برای معادله مومنوم استفاده گردید. و برای مدل نمودن اتلاف توربولانس<sup>۹</sup> و انرژی جنبشی اغتشاش<sup>۱۰</sup> از روش منفصل سازی مرتبه اول استفاده گردید

چنانچه در شکل ۴-۴ ملاحظه می شود برای دستیابی به جوابهای دقیق تر و همگرایی مناسبتر، پس از اینکه کمی از روند حل مساله سپری گردید، در ناحیه هایی که در شدت بیشتر جریان قرار دارند (سرعت های بالاتر از 0.1m/s) شبکه

متناسب سازی<sup>۱۱</sup> و ریزتر گردید



<sup>۱</sup> Velocity inlet

<sup>۲</sup> Intensity

<sup>۳</sup> wall

<sup>۴</sup> outflow

<sup>۵</sup> symmetry

<sup>۶</sup> Tet/Hybrid

<sup>۷</sup> Discretization

<sup>۸</sup> SECOND ORDER UPWIND

<sup>۹</sup> Turbulence dissipation Rate

<sup>۱۰</sup> Turbulence Kinetic Energy

<sup>۱۱</sup> adapt

دیواره جامد

شفت پارو  
 $d_r=114\text{mm}$

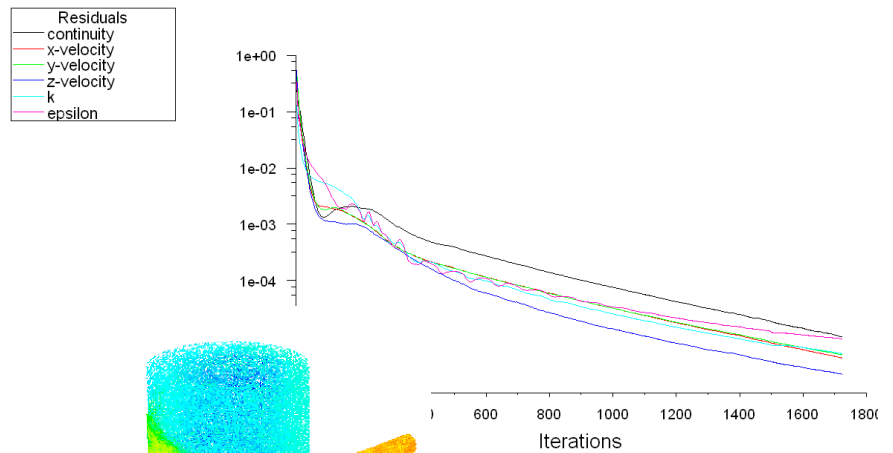
خروجی چاهک تغذیه  $D=500\text{mm}$

شکل ۴-۴) نمای چاهک تغذیه مدل سازی شده در جریان تک فازی و مش بندی مربوطه

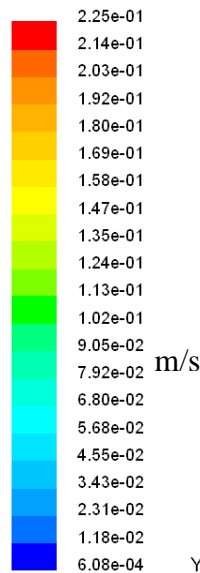
تعداد گره های مورد استفاده ۲۴۰۵۴ بود. قطر لوله ورودی مماسی ۷۴ میلیمتر، قطر چاهک تغذیه ۵۰۰ میلیمتر و قطر شفت پارو ۱۱۴ میلیمتر است

### ۴-۳-۱-۲) نتایج مدل تک فاز

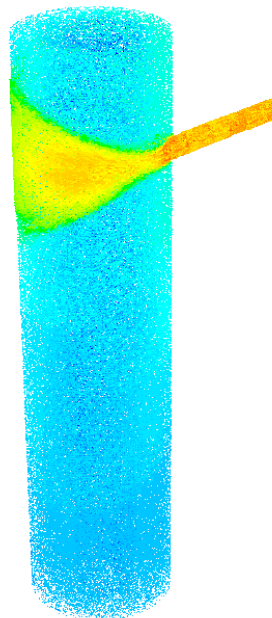
منطبق با روشی که ذکر گردید تحلیل لازم انجام و در حالت اول پارو بدون چرخش در نظر گرفته شد. نتایج حاصل از مدل سازی بترتیب ارائه و مورد ارزیابی قرار می گیرند. خطای محاسباتی عملاً به حدی کمتر از  $1e-5$  رسیده است. که در شکل ۴-۵ نشان داده شده است



معادلات در مدل تک فاز  
 ۴-۶ نشان داده شده



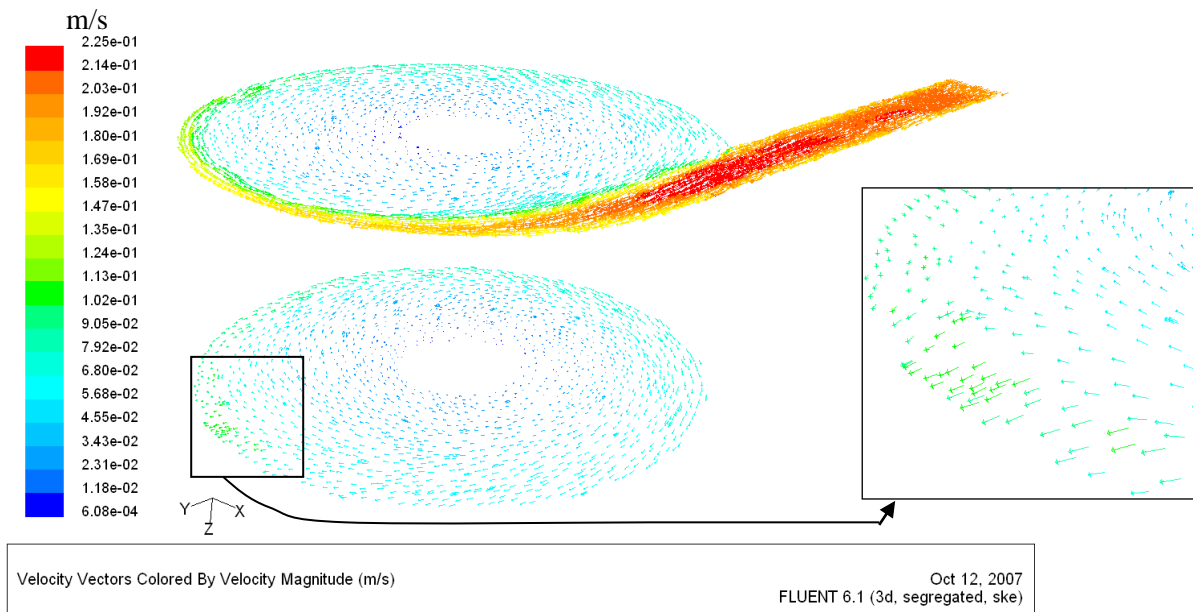
X  
Y  
Z



شکل ۴-۵) نمودار خطاهای  
 بردارهای سرعت سه بعدی در شکل  
 است

شکل ۴-۶) بردارهای سرعت در نمای سه بعدی تیکنر خمیری پشتناز

با در نظر گرفتن صفحه گذرنده از مرکز لوله ورودی و موازی با سطح بالایی و نیز صفحه گذرنده از مرکز لوله ورودی و عمود بر سطح پایینی و صفحه خروجی از جمله صفحات شاهد برای بررسی، پارامترهای موثر بر عملکرد تیکنر می باشند. بردارهای سرعت در صفحات گذرنده از مرکز لوله ورودی و صفحه خروجی در شکل ۴-۷ نشان داده شده است. همچنین کانتورهای اندازه سرعت در صفحات گذرنده از مرکز لوله ورودی و موازی با سطح بالایی و صفحه گذرنده از مرکز لوله ورودی و عمود بر سطح پایینی در شکل ۴-۸ نشان داده شده است.

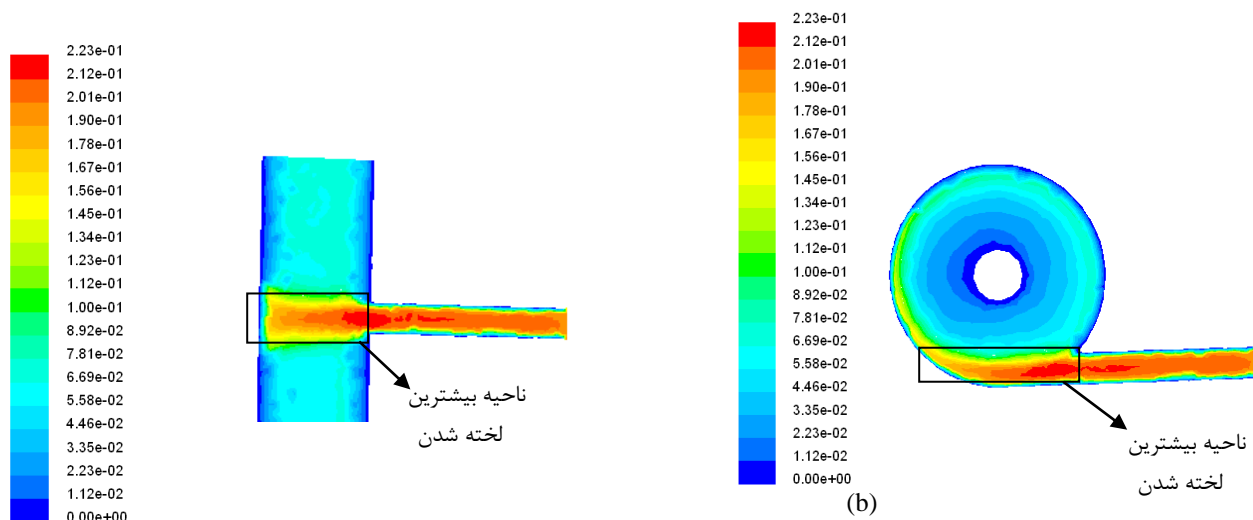


شکل ۴-۷) بردارهای سرعت در صفحه عبوری از مرکز لوله ورودی و موازی سطح بالایی و صفحه گذرنده از مرکز لوله ورودی و

عمود بر صفحه پایینی

m/s

m/s

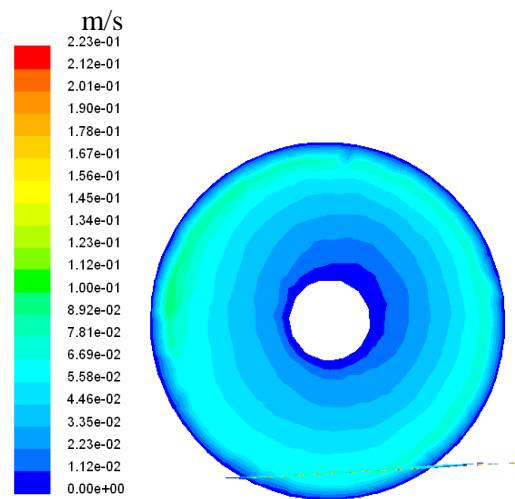


شکل ۴-۸) کانتورهای اندازه سرعت در (a) صفحه عبوری از مرکز لوله ورودی و موازی سطح بالایی b

(صفحه گذرنده از مرکز لوله ورودی و عمود بر صفحه پایینی

با توجه به شکل ۴-۸ امکان بررسی کیفیت لخته شدن در چنین میدان جریانی وجود دارد برای لخته شدن باید در منطقه وجود لخته ها گرادیان سرعت منفی مناسب و در نتیجه نرخ کرنش مناسب وجود داشته باشد. همچنین زمان ماند مورد نیاز باید به ذرات منعقد شده داده شود تا بتوانند به خوبی لخته شوند. بنابراین انتظار می رود که بهترین مکان برای لخته شدن ورودی لوله به چاهک تغذیه باشد در این بخش ذرات جامد وارد شده و در معرض بیشترین گرادیان سرعت منفی و نرخ کرنش قرار می گیرند. در ناحیه اتصال لوله ورودی به چاهک تغذیه لازم است تا آنجا که زمان ماند اجازه می دهد و لخته ها دچار آسیب نمی شوند، گرادیان سرعت بالا باشد تا لخته های پرتراکم تری تشکیل شود چنانچه در شکل ۴-۸ نیز مشخص است در محل لوله ورودی به چاهک تغذیه گرادیان سرعت مناسبی وجود ندارد بنابراین از این جهت در طراحی چاهک تغذیه تیکنر پیشتاز نقصان وجود دارد. با دقت دوباره در شکل ۴-۸ a و b امکان مشاهده ناحیه مرکزی لوله در قسمت ورودی به چاهک تغذیه فراهم و مکانی که بالاترین سرعت را دارد ولی در عین حال گرادیان سرعت نسبتا کمی دارد در حالی که این ناحیه می بایست ناحیه مفیدی برای انجام لخته شدن باشد که گرادیان سرعت نزدیک به صفر در ناحیه مرکزی لوله این شانس را می گیرد. بردارهای سرعت در خروجی نیز در شکل ۴-۷ نمایش داده شده است. همانطور که در شکل مشخص است خوراک پس از ورود به چاهک تغذیه حرکت چرخشی ناشی از ورود مماسی را دنبال می کند که تاثیر مثبت در افزایش زمان ماند دارد. سپس بیشتر مقدار خوراک با کمتر از حدود نیم دور چرخش از ناحیه ای که در شکل ۴-۷ بزرگنمایی شده است خارج می شود. این ناحیه، ناحیه فعال نام گذاری می شود. مطلوب آن است که سیال در خروجی به شکل یکنواختی توزیع شده تا از تمام حجم تانک به خوبی استفاده شود. در چاهک تغذیه تیکنر پیشتاز اکثر خوراک ورودی به ناحیه نشان داده شده هدایت می شود که باعث می شود نواحی با کارایی

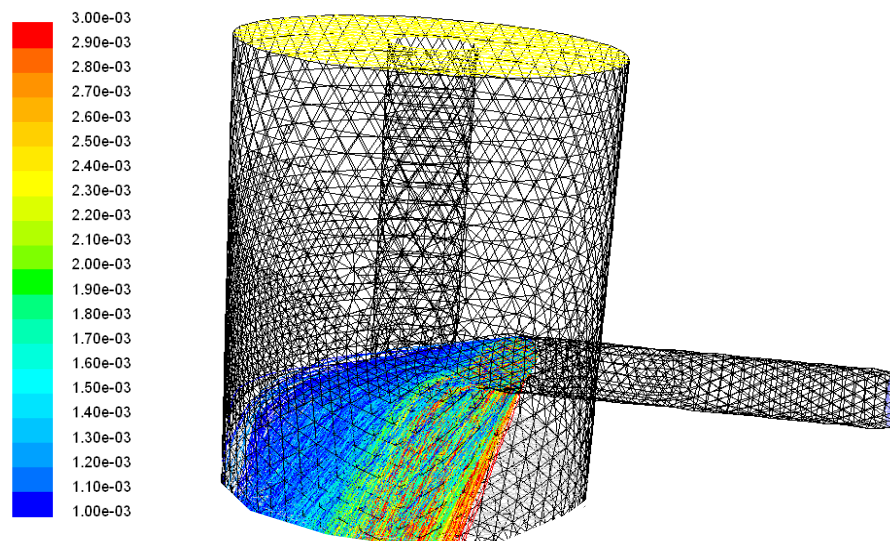
پایین قابل توجه ای در مجموعه چاهک تغذیه و تانک ایجاد شود. در عین حال ناحیه فعال باریکی نیز در تمام خروجی گسترده شده است و بنابراین می توان نتیجه گیری نمود که چاهک تغذیه تیکتر پیشتاز از نقطه نظر پخش متناسب خوراک ورودی در تمام تیکتر چندان کارآمد عمل نمی کند. بدیهی است با تصحیح این موضوع، امکان دستیابی به راندمان بالاتر جدایش وجود دارد برای بررسی چگونگی حرکت ذرات لخته شده در چاهک تغذیه، ذرات با قطر ۱ میلیمتر تا سه میلیمتر و با دانسیته ای برابر با متوسط دانسیته مجموعه های تشکیل شده در اثر لخته شدن در تیکتر پیشتاز ( $1400 \text{ kg/m}^3$ )، رها سازی گردید. مسیر حرکت ذرات یاد شده بر حسب اندازه در شکل ۴-۱۰ نشان داده شده است. چنانچه از شکل ۴-۱۰ مشخص است مطابق با انتظار، ذرات سنگین تر با طی مسیر کوتاه سریعتر از سایر ذرات از صفحه خروجی خارج می شوند. همچنین زمان<sup>۱</sup> ماند برای ذرات نشان داده شده در شکل ۴-۱۰ نیز بین ۵ تا ۷ ثانیه تغییر می کند.



شکل ۴-۹) کانتور سرعت در صفحه خروجی چاهک تغذیه (به نواحی فعال در شکل دقت نمایید. خط گذرنده از مرکز لوله ورودی جهت راهنمایی نشان داده شده است)

m

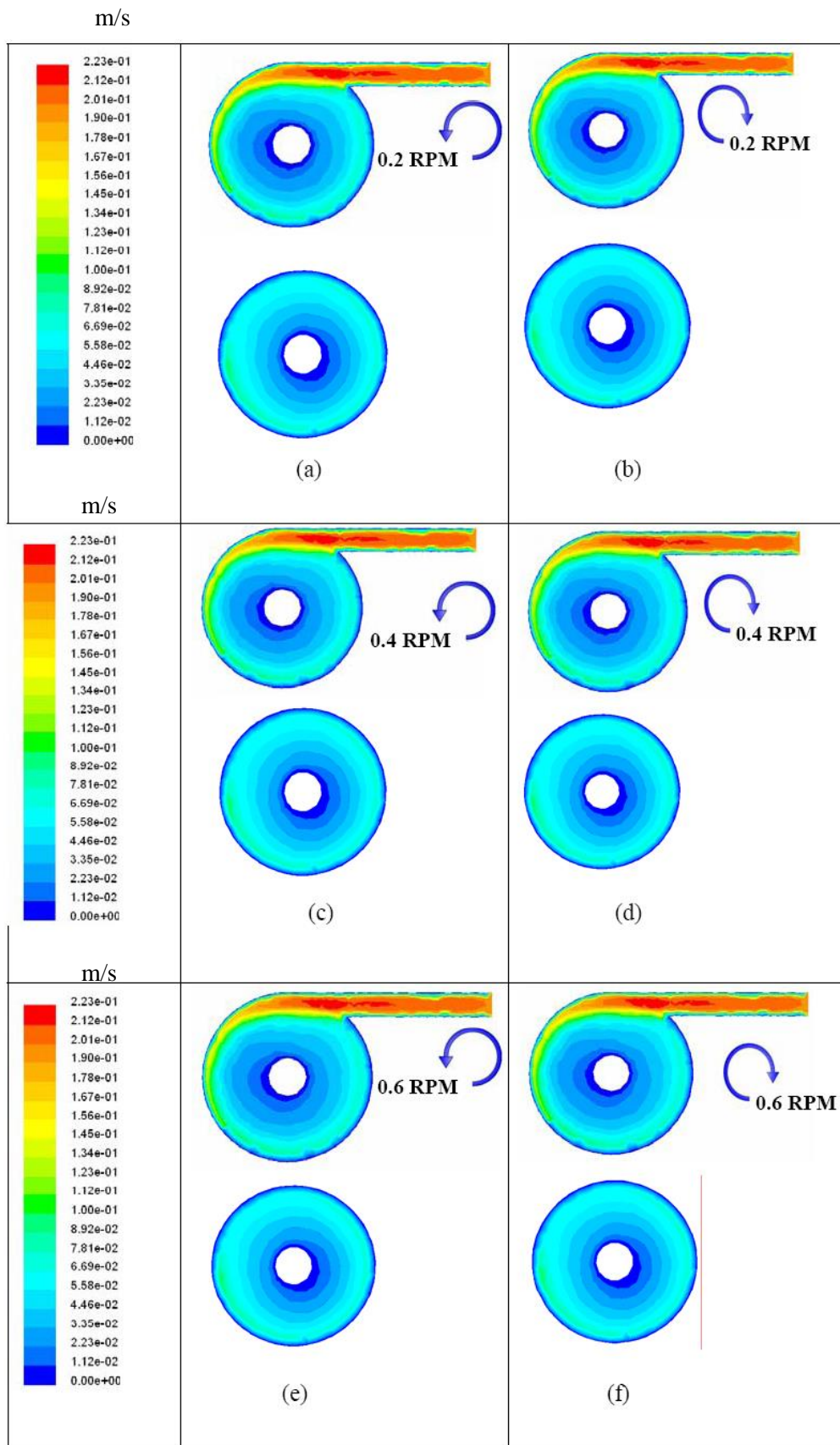
<sup>۱</sup> Residence time



شکل ۴-۱۰) مسیر حرکت مجموعه های لخته شده با اندازه های مختلف (از ۱ تا ۳ میلیمتر)

#### ۳-۱-۳-۴) بررسی اثر سرعت چرخش پارو

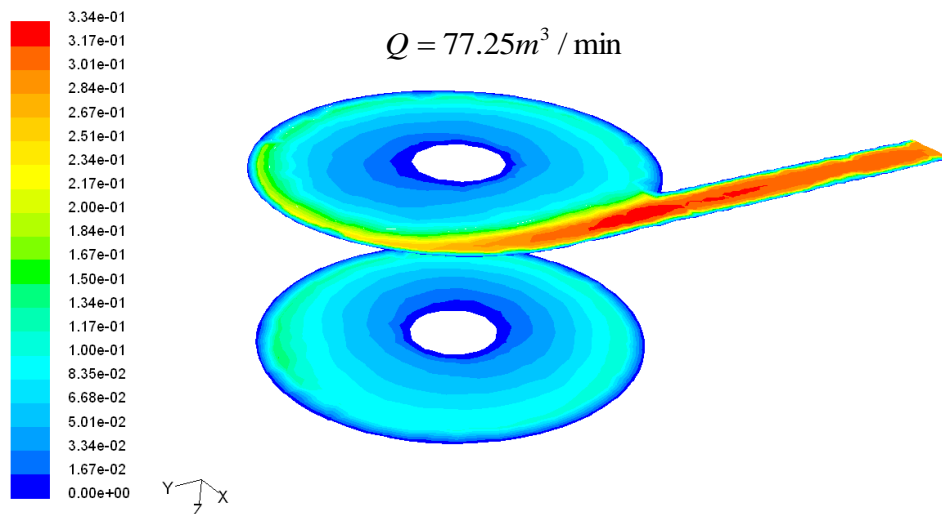
در حالت قبل پارو بدون چرخش در نظر گرفته شد حال برای بررسی اثر چرخش پارو سرعت های چرخشی متفاوتی و در دو جهت ساعتگرد و پادساعتگرد (با نگاه از پایین) به شرط مرزی wall مربوط به شفت پارو اعمال گردید که کانتورهای سرعت مربوطه در دو صفحه خروجی و گذرنده از مرکز لوله ورودی و موازی با صفحه خروجی نشان داده شده است



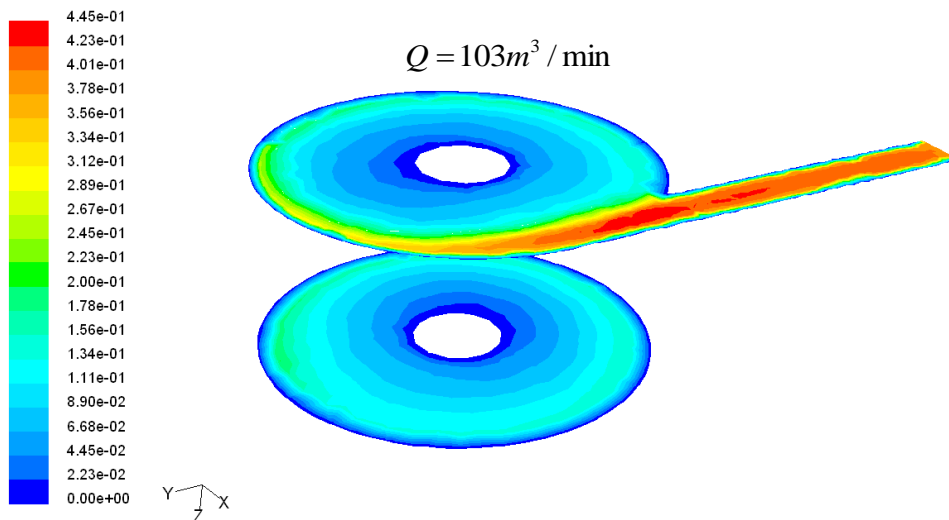
شکل ۴-۱۱) بررسی اثر چرخش پارو در جهات مختلف

شکل ۴-۱۱ نشان می دهد که با توجه به سرعت ناچیز پارو حرکت آن چندان اثر قابل توجهی بر روی شکل کلی جریان و منطقه فعال در خروجی ندارد.

اثر افزایش خوراک ورودی نیز بر کارایی چاهک تغذیه بررسی گردید. با افزایش دبی ورودی به یک و نیم برابر و دوبرابر حالت اولیه که به ترتیب معادل  $77.25m^3/min$  و  $103m^3/min$  است مساله مجددا حل گردید که در شکل ۴-۱۳ کانتورهای سرعت در دو صفحه گذرا از مرکز و موازی صفحه خروجی همچنین خروجی برای یک و نیم و دو برابر دبی اولیه نشان داده شده است



شکل ۴-۱۲) کانتور سرعت به ازای دبی ورودی  $77.25m^3/min$  در دو صفحه گذرا از مرکز لوله ورودی و موازی خروجی و صفحه خروجی



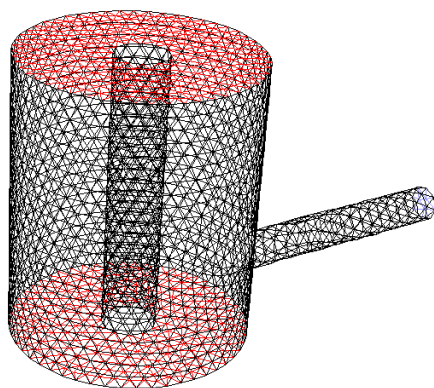
شکل ۴-۱۳) کانتور سرعت به ازای دبی ورودی  $103m^3/min$  در دو صفحه گذرا از مرکز لوله ورودی و موازی خروجی و صفحه خروجی چنانچه از شکل ۴-۱۲ و ۴-۱۳ مشخص است با افزایش دبی ورودی تا  $103m^3/min$ ، گرادیان سرعت نیز تقریباً به نسبت افزایش سرعت، افزایش می یابد و شکل توزیع سرعت در خروجی یکنواخت تر می گردد اما باید در حین افزایش



دبی توجه داشت با افزایش سرعت و افزایش نیروهای اعمالی به لخته های تشکیل شده آسیبی نرسد که مقاومت در مقابل نیروهای اعمالی ، به نوع و خواص لخته ساز وابسته است چنانچه روند جواب های عددی و آزمایشات تجربی نشان میدهند چاهک تغذیه تیکنر پیشتاز ظرفیت دبی  $103m^3/min$  را دارد.

#### ۴-۳-۲) تحلیل دوفازی- مدل سطح آزاد (VOF)

چنانچه توضیح داده شد هنگامی که سیال در تماس با سطح آزاد باشد از مدل VOF استفاده می شود. بنابراین مدل سطح آزاد برای چاهک تغذیه تیکنر پیشتاز ساخته شد، که در شکل ۴-۱۴ نشان داده شده است، می تواند با استفاده از مدل یاد شده بررسی گردد از آنجا که مساله به شرایط اولیه وابسته است باید موضوع وابسته به زمان <sup>۱</sup> برای دو فاز آب و هوا حل گردد. و دقت حل برای حداکثر خطای مجاز برای کمتر از  $1e-6$  تنظیم گردید. شبکه بندی مورد استفاده نیز در شکل ۴-۱۴ نشان داده شده است که شامل ۶۶۳۵ گره بود فواصل زمانی حل 0.001 ثانیه در نظر گرفته شد و تلاش گردید کوچکترین شبکه بندی که جواب ها به ازای آن همگرا می شوند انتخاب گردد



شکل ۴-۱۴) شکل چاهک تغذیه تیکنر پیشتاز در مدل VOF و مش بندی چهاروجهی

برای محاسبه سطح حائل از طرح بازسازی هندسی<sup>۲</sup> استفاده گردید و مدل توربولانس تنش رینولدز با ثوابت استاندارد آن مورد استفاده قرار گرفت. دو فاز آب و هوا در دمای ۲۵ درجه سانتیگراد تعریف و ضریب کشش سطحی بین آب و هوا نیز برابر با  $0.07n/m$  تعریف گردید

#### ۴-۳-۱) شرایط مرزی

در ورودی شرط سرعت ثابت<sup>۱</sup> در نظر گرفته شد که این سرعت ثابت برابر  $0.2 m/s$  (دبی ورودی  $51.5 lit/min$  در نظر گرفته شد) اعمال گردید. در ورودی ، جزء حجمی آب برابر با یک فرض شد که به معنی آن است که در ورودی فقط

<sup>۱</sup> unsteady

<sup>۲</sup> geometric reconstruction

آب وجود دارد. برای پارامترهای توربولانس نیز با توجه به اغتشاش کم سیال ورودی شدت اغتشاش هفت درصد<sup>۲</sup> و قطر هیدرولیکی با توجه به اینکه لوله ورودی پر از سیال است ۷۴ میلیمتر در نظر گرفته شد. برای بدنه لوله ورودی و بدنه چاهک تغذیه شرط دیواره در نظر گرفته شد که شرط مرزی بدون سرعت را در بر روی سیال در نزدیکی دیواره بیان می کند. برای شفت پارو شرط مرزی دیواره در نظر گرفته شد که امکان اعمال سرعت چرخشی به شفت پارو وجود دارد شرط مرزی جریان خروجی<sup>۳</sup> در نظر گرفته شد و روی سطح بالایی شرط مرزی نیز فشار خروجی<sup>۴</sup> اعمال گردید و فشار اتمسفر به آن اعمال گردید.

#### ۴-۳-۲) نتایج حل مدل VOF

مسئله در زمان های مختلف حل گردید و جواب های مربوطه پس از گذشت حدود ۶ ثانیه به روند یکنواختی رسید که به عنوان جواب مساله می توانند در نظر گرفته شدند. از اینرودر شرایط نهایی جوابهای ثانیه 7 منظور و ذیلتوضیح شده است. در شکل ۴-۱۵ کانتورهای سرعت در صفحه خروجی، صفحه گذرا از مرکز لوله ورودی و سطح آزاد (معادل با جزء حجمی نیم (  $C_w=0.5$  ) برای آب) نشان داده شده است. چنانچه از شکل ۴-۱۵ مشخص است مقدار سرعت در ورودی به چاهک تغذیه در دو مدل تک فاز و VOF تقریباً مشابه یکدیگر است بنابراین هر دو مدل نسبت به پارامترهای لخته شدن که اغلب در ورودی به چاهک تغذیه روی می دهد و همچنین مکانی که بیشترین خروجی از چاهک را اشغال می کند پیش بینی های یکسانی دارند. در عین حال مدل VOF نقاط مرده بیشتری را در صفحات پایینی پیش بینی نموده و در صفحات بالایی و نزدیک سطح آزاد نیز جنبش زیادی را نشان می دهد که خود از خواص سطح آزاد است و در آزمایش های تجربی در تیکرر پیشتاز نیز موارد مشابه مشاهده گردید. بنابراین نتایج حاصل این مدل می تواند بعنوان نتایج دقیق تری مد نظر قرار گیرد. برای بررسی اثر قطر لوله ورودی بر پارامترهای موثر در کارکرد چاهک تغذیه، چاهک تغذیه های با قطر لوله ورودی متفاوت مدل سازی گردید که کانتورهای سرعت در ثانیه هفتم که جریان به حالت دائم خود رسیده است در شکل ۴-۱۶ نشان داده شده است. چنانچه از شکل های ۴-۱۶ و ۴-۱۷ مشخص است با کاهش قطر لوله ورودی به 56 mm و با دبی ورودی 51.5 lit/min نرخ کرنش در ورودی که پارامتر مهمی در لخته شدن ذرات ورودی به چاهک تغذیه است روند یکنواخت تری به خود می گیرد و هسته مرکزی جریان در ورودی به چاهک تغذیه به ازای ورودی 74 mm که نرخ کرنش پایین تری داشت از بین می رود. چنانچه قطر لوله ورودی به 65 mm نیز کاهش یابد پارامترهای لخته شدن بشکل نسبتاً مناسبی صورت می پذیرند.

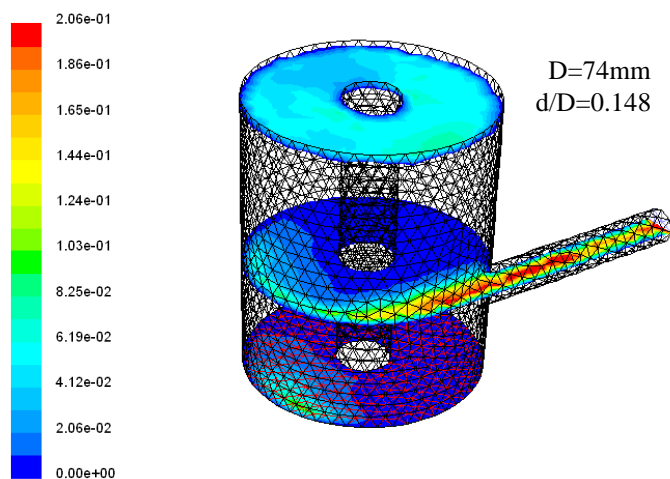
<sup>۱</sup> Velocity inlet

<sup>۲</sup> Intensity

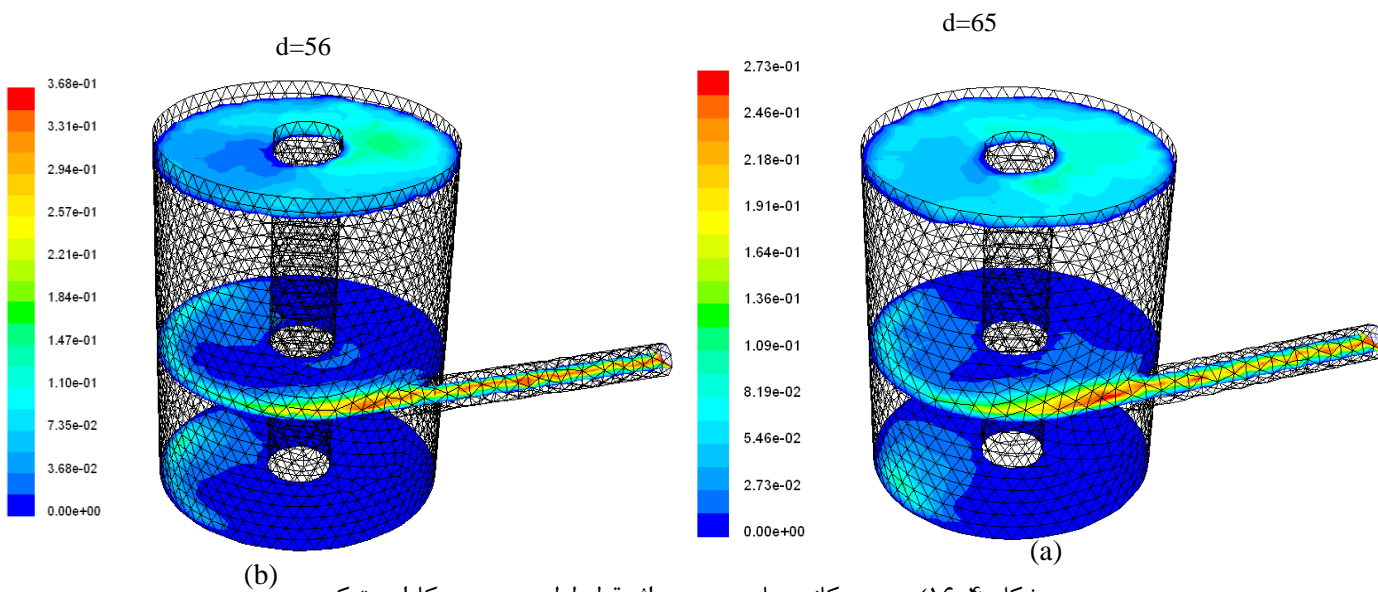
<sup>۳</sup> outflow

<sup>۴</sup> Pressure outlet

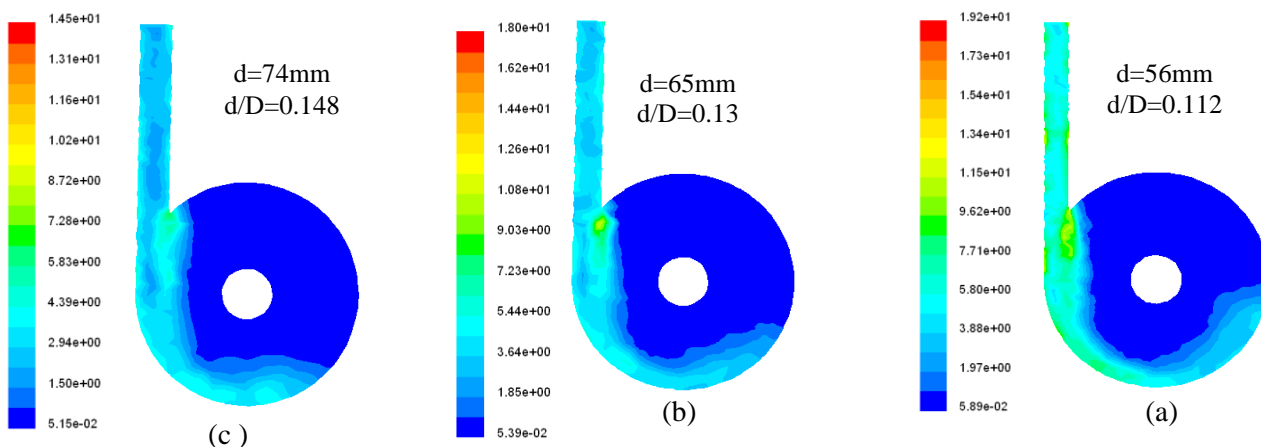
در قطرهای ورودی 56mm و 65 mm نسبت به قطر ورودی 74 mm خوراک ورودی مسیر نسبتاً طولانی تری را پیموده و از ناحیه ای دورتر نسبت به ورودی لوله خارج می شود، اما در عین حال نسبت به مرکز چاهک تغذیه دورتر شده و به سمت دیواره ها متمایل می گردد.



شکل ۴-۱۵) کانتورهای مقدار سرعت در صفحه خروجی، صفحه گذرا از مرکز لوله ورودی و سطح آزاد

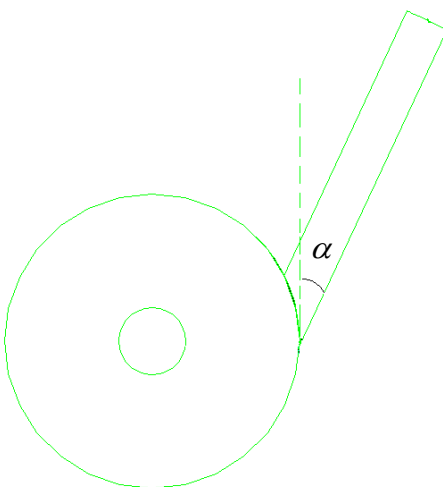


شکل ۴-۱۶) بررسی کانتورهای سرعت و اثر قطر لوله ورودی بر کارایی تیکنر



شکل ۴-۱۷) بررسی رابطه نرخ کرنش و قطر لوله ورودی

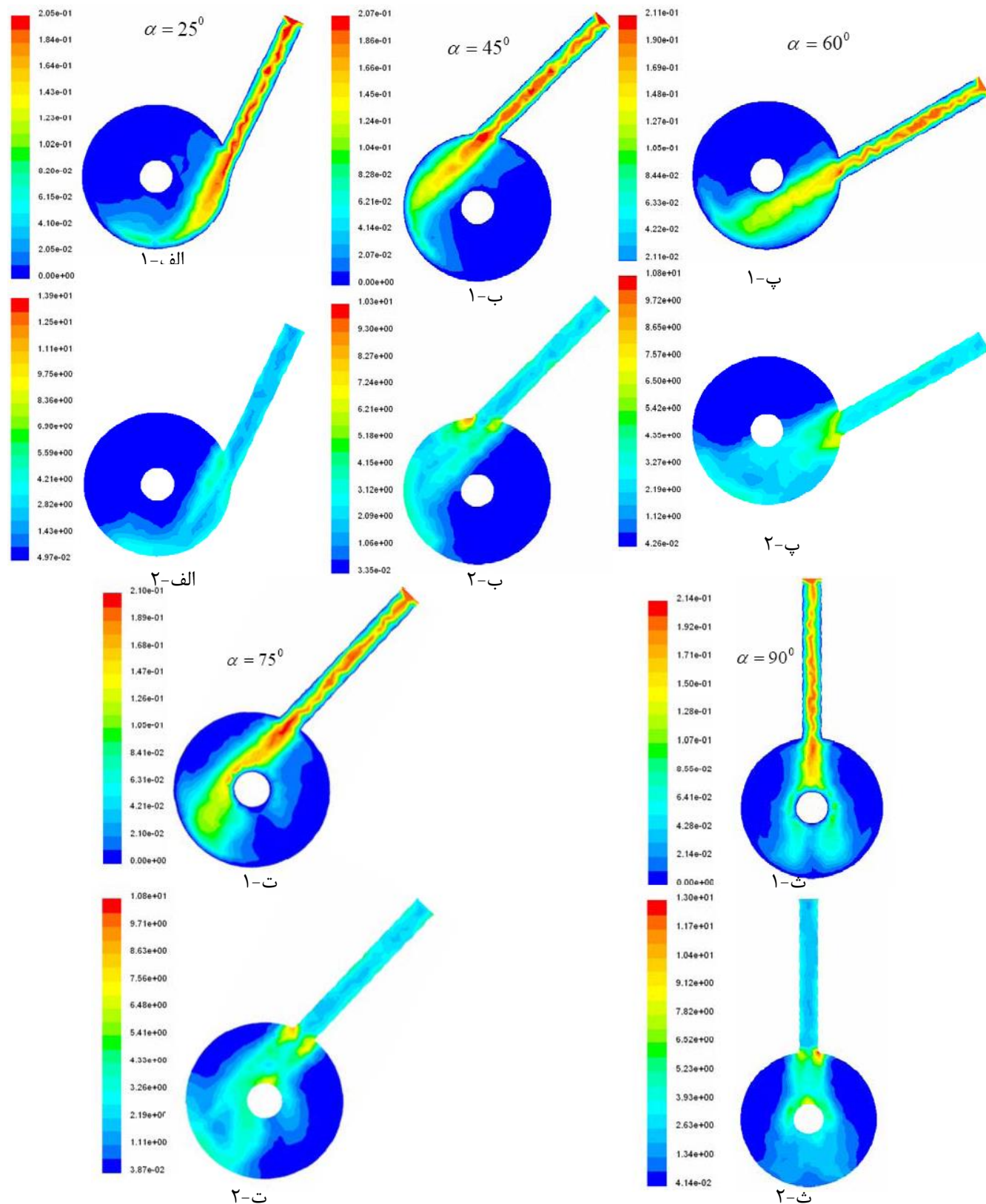
چنانچه در شکل (۴-۱۷) که مربوط به چاهک تغذیه تیکتر پیشتاز می شود نسبت قطر لوله به قطر چاهک تغذیه  $(d/D=0.148)$  بود مشخص است نرخ کرنش مناسبی در محل لوله ورودی به چاهک تغذیه در تیکتر پیشتاز وجود ندارد و هسته مرکزی لوله چنانکه باید نرخ کرنش مناسبی ندارد. از اینرو کاهش قطر لوله بررسی گردید و در نسبت  $d/D=0.13$  هسته با نرخ کرنش پایین، کمتر و در  $d/D=0.112$  عملاً ناپدید گردید. چنانچه در شکل ۴-۱۷ مشاهده می شود با افزایش  $d/D$ ، اگر چه سیال ورودی میزان بیشتری در ورودی می چرخد اما به سمت دیواره ها متمایل می گردد. از اینرو تنها راه برای بهبود روند نرخ کرنش در ورودی و بهبود لخته شدن، کاهش قطر لوله ورودی نبوده و می توان با تغییر زاویه لوله ورودی چاهک تغذیه تیکتر پیشتاز نسبت به حالت اولیه که مماسی است نیز نرخ کرنش در ورودی را بهبود بخشید. شکل (۴-۱۸) هر چند که بهترین چرخش خوراک در چاهک تغذیه مربوط به حالت مماسی است کانتورهای سرعت و نرخ کرنش به ازای زاویه های مختلف لوله ورودی به چاهک تغذیه نسبت به حالت مماسی در شکل ۴-۱۹ نشان داده شده است



شکل ۴-۱۸) تغییر زاویه لوله ورودی به چاهک تغذیه تیکتر پیشتاز از حالت مماسی (نمای چاهک تغذیه از بالا)

این موضوع که مجموعه های متشکل از لخته ها تا چه میزان در مقابل نرخ کرنش و گرادیان های سرعت و سایر پارامترها مقاومت دارند تا حد زیادی وابسته به نوع لخته ساز بوده اما در حالت کلی مطلوب است که برای تشکیل مجموعه های لخته شده متراکم و سنگین، در محدوده مقاومت ذرات لخته شده در برابر نرخ کرنش، ابتدا نرخ کرنش

زیاد بوده و سپس به تدریج کم شود. با توجه به این نکته امکان تفسیر اثر زاویه لوله ورودی به تینکر بر نرخ کرنش وجود دارد



شکل ۴-۱۹) بررسی اثر زاویه لوله ورودی بر سرعت و نرخ کرنش الف-۱) سرعت  $\alpha = 25$  الف-۲) نرخ کرنش  $\alpha = 25$  ب-۱) سرعت  $\alpha = 45$  ب-۲) نرخ کرنش  $\alpha = 45$  پ-۱) سرعت  $\alpha = 60$  پ-۲) نرخ کرنش  $\alpha = 60$  ت-۱) سرعت  $\alpha = 75$  ت-۲) نرخ کرنش  $\alpha = 75$  ث-۱) سرعت  $\alpha = 90$  ث-۲) نرخ کرنش  $\alpha = 90$

چنانچه از شکل ۴-۱۹ مشخص است با افزایش زاویه لوله ورودی به چاهک تغذیه به  $\alpha = 25^0$  ناحیه دارای نرخ کرنش کم در هسته لوله در ورودی به چاهک تغذیه که در حالت مماسی وجود داشت (شکل ۴-۱۷) در حال ناپدید شدن است و نیز نواحی مرده در چاهک تغذیه کاهش می یابد. همانگونه که با افزایش زاویه لوله ورودی به چاهک تغذیه به  $\alpha = 45^0$  نواحی دارای نرخ کرنش بالاتر پدیدار می شوند در عین حال باز نرخ کرنش در ورودی لوله نیز که محل اصلی لخته شدن است یکنواخت نبوده و با افزایش زاویه لوله ورودی به  $\alpha = 60^0$ ، نرخ کرنش در ورودی یکنواخت می گردد که در شکل ۴-۱۹ پ ۲ ملاحظه می شود همچنین توزیع نرخ کرنشی مناسب بوده زیرا از مقدار زیاد به سمت کم است و باعث تشکیل مجموعه های لخته شده متراکم می شود. در ضمن اینکه نقاط مرده چاهک تغذیه نیز کاهش یافته است. در این حالت استفاده از دو لوله ورودی موازی که ورودی در جهت عکس یکدیگر دارند و افزایش خوراک دهی به چاهک تغذیه نیز امکان پذیر است.

با افزایش زاویه لوله ورودی به چاهک تغذیه به  $\alpha = 75^0$  و  $\alpha = 90^0$ ، باز هم توزیع کرنش به شکل غیر یکنواختی افزایش می یابد ولی خوراک ورودی از دیواره های چاهک تغذیه دور می شود و به سمت شفت مرکزی متمایل می شود که نتیجه آن بدون استفاده ماندن نقاط نزدیک دیواره تانک رسوب گذاری است از آنجا که که اکثر مساحت تانک های استوانه ای متمایل به سمت دیواره قرار دارد، بخش زیادی از تیکتر بدون استفاده باقی می ماند که مطلوب نمی باشد و بنابراین این آرایش چاهک تغذیه توصیه نمی گردد

## فصل پنجم

### نتیجه گیری و پیشنهادات

نتایج آزمایشات تجربی تیکنر پیشتاز نشان دادند که توزیع اندازه ذرات پارامتر بسیار مهمی بر روی عملکرد تیکنرهای خمیری است و از جنبه های مختلف مانند پارامترهای لخته شدن ذرات شامل اختلاط ذرات منعقد شده با گردابه های مشتمل برلخته ساز همچنین برخورد ذرات منعقد شده برای تشکیل لخته ها تاثیر گذار است ، نحوه لخته سازی به میزان قابل توجهی تحت تاثیر دما است. بنابراین میزان لخته ساز ، علاوه بر نوع ماده جامد به توزیع اندازه ذرات جامد و پارامترهای منعقد سازی مانند PH دوغاب نیز نیز وابستگی دارد.

اثر دیگر توزیع اندازه ذرات بر روی آب گیری رسوبات است بنابراین براساس نتایج آزمایشات تجربی رابطه ای برای درصد جامد ته ریز تیکنر های خمیری بر حسب ارتفاع خط گل و سطح مخصوص به عنوان نماینده توزیع اندازه ذرات ارائه گردید. پیشنهاد گردید و ثوابت تجربی رابطه مذکور در بعضی ارتفاع ها ارائه گردید و پیشنهاد می گردد در کارهای آتی ثوابت تجربی رابطه ارائه شده در ارتفاع های بیشتری بدست آورده شود با توجه به تاثیر توزیع اندازه ذرات بر عملکرد تیکنر در صورت امکان باید سیستم انشعاب گیری مخصوصا در حالتی که انشعاب از یک خط برای چند تیکنر گرفته می شود را به نحوی طراحی نمود که توزیع اندازه ذرات در تمام خطوط یکسان باشد. در حالتی که توزیع اندازه ذرات بسیار ریز باشد آب گیری رسوبات در ضمن حرکت به سمت ته ریز بسیار کند انجام می شود و دانسیته در ارتفاع های مختلف چندان تغییر نمی کند. مقادیر حاصل از بدست آوردن فشار بوسیله انتگرال گیری از دانسیته به دو روش دوزنقه ای و فیت کردن دانسیته به چند جمله ای مرتبه ۷ در ارتفاع های مختلف ، با مقادیر اندازه گیری شده بوسیله دانسیته سنج با دقت نسبتا خوبی همخوانی داشتند.

نتایج حاصل از آزمایش اسلامپ، تنش تسلیم باطله های خمیری شکل واحد تغلیظ مس را در درصد های جامد مختلف مشخص نمود. و پیشنهاد می گردد در کارهای آتی تنش تسلیم در درصد های بالای ۶۰ درصد، می تواند بشکل دقیق تر بررسی گردد.

نتایج مدل سازی عددی انجام گرفته نشان می دهد که چاهک تغذیه تیکنر پیشتاز از جهت نرخ کرنش در محل ورودی لوله به چاهک تغذیه که محل اصلی لخته شدن است با ضعف همراه است که این مساله می تواند با تغییر قطر لوله ورودی و در نتیجه تغییر نسبت قطر لوله ورودی به قطر چاهک تغذیه ( $d/D$ ) یا تغییر زاویه لوله ورودی یا هر دو مرتفع گردد (به عنوان مثال در چاهک تغذیه تیکنر پیشتاز در شرایط با دبی ورودی 51.5 lit/min این مشکل با تغییر قطر لوله ورودی به میزان 56mm و یا تغییر زاویه ورودی به ۲۵ درجه تقریباً حل می گردد و با افزایش زاویه لوله ورودی به ۶۰ درجه نیز روند بهینه ای پیدا می شود) مشکل دیگر عدم خروج بهینه و متقارن خوراک در صفحه خروجی است که با تغییرات در هندسه و تایید توسط مدلسازی CFD امکان بهینه سازی آن نیز وجود دارد. بنابراین روند زیر در طراحی چاهک تغذیه پیشنهاد می گردد:

۱- آزمایشات تجربی بر روی خوراک و لخته ساز مصرفی جهت مشخص شدن حداکثر نرخ کرنشی که مجموعه های لخته شده می توانند تحمل کنند انجام شود. این تحقیق می تواند در یک میدان جریان شناخته شده نظیر جریان جت آزاد انجام شود. باید توجه داشت برای بدست آوردن ذرات لخته شده متراکم مناسب است تا لخته ها ابتدا در معرض نرخ کرنش زیاد، که باید کمتر از مقدار حداکثری که از آزمایشات تجربی بدست می آید، باشند

۲- مدل سازی عددی بر روی هندسه های مختلف انجام تا بهترین هندسه از جهت پارامترهای لخته شدن، و توزیع مناسب خروج خوراک در خروجی به دست آید.

۳- آزمایشات تجربی بر روی چاهک تغذیه بهینه ای که از نتایج عددی به دست آمد انجام تا صحت نتایج حاصل گردد

می توان در کارهای آتی بر روی مدل سه فازی چاهک تغذیه برای مدل کردن سطح آزاد شامل هوا، آب و ذرات جامد معلق در آب کار کرد.



## (References) فهرست منابع

- [1] - "New equipments, Process, and Material" science direct 1999 Developments page 73
- [2] - F. Concha, R. Burger "Thickening in 20<sup>th</sup> century: a historical perspective" SPECIAL INVITED FEATURE
- [3] - R. Kahane, T. Nguyen, M.P. Schwarz "CFD modelling of thickeners at Worsley Alumina Pty Ltd" APPLIED MATHEMATICAL MODELING 26 (2002) 281–29
- [4] - Y.L. Sidrak "CONTROL OF THE THICKENER OPERATION IN ALUMINA PRODUCTION" Pergamon PII:S0967-0661 (1997)00138-X
- [5] - I.D. SSutalo, D.A. Paterson, M. Rudman "Flow visualisation and computational prediction in thickener rake models" Minerals Engineering 16 (2003) 93–102
- [6] - C.A.O. Hernandez a, A.C. De Araujo b, G.E.S. Valada b, S.C. Amarante "Pasting characteristics of hematite/quartz systems" Minerals Engineering 18 (2005) 935–939
- [7] - J. Vergouw, C.O. Gomez, J.A. Finch "Estimating true level in a thickener using a conductivity probe" Minerals Engineering 17 (2004) 87–88
- [8] - P. Garrido, R. Burgos, F. Concha, R. Burger "Software for the design and simulation of gravity thickeners" Minerals Engineering 16 (2003) 85–92
- [9] - R.B. White, I.D. SSutalo, T. Nguyen "Minerals Engineering 16 (2003) 145–150" Fluid flow in thickener feedwell models
- [10] - CSIRO "IMPROVING THICKENER TECHNOLOGY" AMIRA P266 BROCHURE
- [11] - Thorben Benesch, Ulrich Meier, Wilfried Schütz "Modelling filtration with superimposed sedimentation" Separation and Purification Technology 35 (2004) 37–46
- [12] - R.G. Holdich "Solid–liquid separation equipment selection and modeling" Minerals Engineering 16 (2003) 75–83
- [13] - Professor John Gregory "The Role of Floe Density in Solid-liquid Separation" Department of Civil and Environmental Engineering, University College London Gower Street, London, WC1 E 6BT, UK Presented at the Filtech Europa 97 Conference in Dusseldorf, Germany on 16 October 1997
- [14] - Robert M. Sykes, Harold W. Walker "Physical Water and Wastewater Treatment Processes" The Ohio State University

- [15] - Joel H. Ferziger, Milovan Peric “Computational Methods for Fluid Dynamics” Springer 3<sup>rd</sup> Edition
- [16]- M. Anandha Rao “Rheology of Fluid and Semisolid Foods Principles and Applications” PhD OF Department of Food Science and Technology Cornell University Geneva, New York
- [17]- D.J Hallbon “THE LUMP TEST” PASTE 2005
- [18]- A.Rushton, A.S.Ward , R.G.Holdich “ SOLID LIQUID FILTRATION AND SEPRATION TECHNOLOGY” WILY-VCH
- [19]- F.M.White “Viscous Fluid Flow”
- [20]- SUDAS “Statewide Urban Design and Specifications”

## فهرست

۱.....	فصل اول مقدمه و مرور کارهای گذشته.....
۱.....	۱-۱ اصول کار و اجزای تیکنرهای خمیری.....
۳.....	۲-۱ تحلیل چاهک تغذیه.....
۱۱.....	۳-۱ مزایای بهینه سازی چاهک تغذیه تیکنرهای مجتمع آلومینای ورسلی.....
۱۳.....	۱-۳-۱ بهبود عملکرد پارامترهای تیکنر ورسلی.....
۱۷.....	۲-۳-۱ افزایش ظرفیت تیکنرها و سایر تانک های رسوب گذاری در فرآیند.....
۱۹.....	۳-۳-۱ اصلاح چاهک تغذیه تیکنر دانه ای.....
۲۰.....	۴-۳-۱ مزایای بکارگیری مدل CFD در واحد آلومینای ورسلی.....
۲۰.....	۴-۱ رقیق سازی به کمک سیستم EDUC.....
۲۱.....	۵-۱ مدل سازی پارو بوسیله CFD.....
۲۸.....	فصل دوم تعریف موضوع و مفاهیم درگیر.....
۲۸.....	۱-۲) منعقدسازی ۲.....
۳۱.....	۱-۱-۲) اختلاط سریع.....
۳۱.....	۲-۱-۲) ناپایدار سازی ذرات.....
۳۳.....	۳-۱-۲) معیارهای طراحی برای اختلاط سریع.....
۳۴.....	۴-۱-۲) نرخ برخورد ذرات.....
۳۵.....	۲-۲) لخته شدن ذرات.....
۳۵.....	۱-۲-۲) لخته شدن در شرایط جریان لایه ای و ساکن (لخته شدن پیش جنبشی).....
۳۶.....	۲-۲-۲) لخته شدن پس جنبشی.....
۳۸.....	۳-۲-۲) معیارهای طراحی لخته سازی.....
۴۰.....	۳-۲) آزمایشات تجربی.....
۴۱.....	۱-۳-۲) تیکنر پیشتاز خمیری.....
۴۳.....	۴-۲) تحلیل عددی.....
۴۴.....	فصل سوم آزمایشات تجربی و نتایج برگرفته از آن.....
۴۴.....	۱-۳) آزمایشات تجربی.....
۴۸.....	۱-۱-۳) وسایل اندازه گیری و روش های اندازه گیری پارامترها.....
۴۸.....	۲-۱-۳) آزمایش اول و دوم.....
۴۹.....	۱-۲-۱-۳) روش انجام آزمایش.....
۴۹.....	۲-۲-۱-۳) هدف آزمایش.....
۵۰.....	۳-۲-۱-۳) سیستم خوراک دهی.....

۵۰.....	۴-۲-۱-۳) مشاهدات عمومی برگرفته از آزمایش های اول و دوم
۵۱.....	۵-۲-۱-۳) زمان ماند گل
۵۵.....	۳-۱-۳) اندازه گیری تنش تسلیم
۵۵.....	۱-۳-۱-۳) آزمایش اسلامپ و مدل توده ای
۶۰.....	۴-۱-۳) آزمایش ۳
۶۰.....	۱-۴-۱-۳) روش انجام آزمایش
۶۰.....	۲-۴-۱-۳) وسایل اندازه گیری
۶۰.....	۳-۴-۱-۳) مشاهدات آزمایش ۳
۶۸.....	۵-۱-۳) آزمایش ۴
۶۸.....	۱-۵-۱-۳) روش انجام آزمایش:
۶۸.....	۲-۵-۱-۳) سیستم خوراک دهی
۶۹.....	۳-۵-۱-۳) مشاهدات
۷۳.....	۶-۱-۳) آزمایش شماره ۵
۷۴.....	۱-۶-۱-۳) مشاهدات
۷۴.....	۲-۶-۱-۳) نتایج آزمایش
۷۷.....	۷-۱-۳) آزمایش شماره ۶
۷۷.....	۱-۷-۱-۳) مشاهدات
۸۱.....	۲-۳) توضیح نتایج تجربی
۸۱.....	۱-۲-۳) اثر توزیع اندازه ذرات بر درصد جامد ته ریز
۸۵.....	۲-۲-۳) دلایل تغییرات در کیفیت لختگی
۸۷.....	فصل چهارم تحلیل عددی جریان
۸۷.....	۱-۴) مدل VOF
۹۱.....	۲-۴) مدل های توربولانس
۹۱.....	۱-۲-۴) مدل توربولانس k-ε
۹۳.....	۲-۲-۴) مدل تنش رینولدز
۹۴.....	۳-۴) مدل سازی عددی چاهک تغذیه
۹۵.....	۱-۳-۴) مدل تک فاز چاهک تغذیه
۹۵.....	۱-۱-۳-۴) شرایط مرزی
۹۷.....	۲-۱-۳-۴) نتایج مدل تک فاز
۱۰۱.....	۳-۱-۳-۴) بررسی اثر سرعت چرخش پارو
۱۰۴.....	۲-۳-۴) تحلیل دوفازی- مدل سطح آزاد (VOF)
۱۰۴.....	۱-۲-۳-۴) شرایط مرزی
۱۰۵.....	۲-۲-۳-۴) نتایج حل مدل VOF
۱۱۰.....	فصل پنجم نتیجه گیری و پیشنهادات
۱۱۲.....	فهرست منابع (References)

## فهرست شکلها و جداول

- شکل (۱-۱) نمونه ای از یک تیکنر خمیری ساخت شرکت (EIMCO) ..... ۲
- شکل (۲-۱) آزمایش رسوب گذاری در حالت غیردائم ..... ۳
- شکل (۳-۱) توزیع اندازه ذرات در نمونه های مورد استفاده بوسیله یانگ و همکاران ..... ۵
- شکل (۴-۱) نمای شماتیک مدل تیکنر مورد استفاده برای شبیه سازی تجربی ..... ۷
- شکل (۵-۱) شبکه بندی استفاده شده برای تیکنر مقیاس کوچک ..... ۷
- شکل (۶-۱) نمایان سازی جریان بوسیله رنگ در صفحه عمودی گذرا از مرکزوموازی لوله ورودی در چاهک تغذیه (a) بدون تاقچه (b) با تاقچه ..... ۸
- شکل (۷-۱) میدان سرعت اندازه گیری شده با استفاده از روش LDV در صفحه عمودی گذرا از مرکزوموازی لوله ورودی در چاهک تغذیه (a) بدون تاقچه (b) با تاقچه ..... ۹
- شکل (۸-۱) میدان سرعت اندازه گیری شده با استفاده از مدل توربولانس  $k - \epsilon$  - اپسیلون در صفحه عمودی گذرا از مرکزوموازی لوله ورودی در چاهک تغذیه (a) بدون تاقچه (b) با تاقچه ..... ۱۰
- شکل (۹-۱) میدان سرعت اندازه گیری شده با استفاده از مدل توربولانس تنش رینولدز در صفحه عمودی گذرا از مرکزوموازی لوله ورودی در چاهک تغذیه (a) بدون تاقچه (b) با تاقچه ..... ۱۰
- شکل (۱۰-۱) پروفیل پیش بینی شده و تجربی در فاصله محوری 0.01m از بالای چاهک تغذیه ( 0.088m از بالای تاقچه) در صفحه عمودی گذرا از مرکزوموازی لوله ورودی ..... ۱۱
- شکل (۱۱-۱) پروفیل پیش بینی شده و تجربی در فاصله محوری 0.29m از بالای چاهک تغذیه در صفحه عمودی گذرا از مرکزوموازی لوله ورودی ..... ۱۱
- شکل (۱۲-۱) پیش بینی غلظت جامد و جریان در نزدیک دیواره داخلی چاهک تغذیه ..... ۱۳
- شکل (۱۳-۱) الگوی جریان پیش بینی شده در چاهک تغذیه واحد رسوب گذاری کاستیک کننده ..... ۱۹
- شکل (۱۴-۱) الگوی جریان در چاهک تغذیه رسوب دهنده کاستیک کننده (نمای صفحه ای) ..... ۱۹
- شکل (۱۵-۱) ادوات مورد استفاده جهت مدل پارو کوچک سوتالو و همکاران [۵] ..... ۲۳
- شکل (۱۶-۱) یک نوع حل رئولوژیکی کاربویل ۱۹۸۰ ..... ۲۳
- شکل (۱-۲) (a) - نیروهای اعمالی به ذره در حالت پایدار b- بعد از ناپایداری ..... ۳۳
- شکل (۲-۲) (تجمع لخته ها) ..... ۳۵
- شکل (۳-۲) نمای سه بعدی تیکنر پیشتاز ..... ۴۲
- شکل (۴-۲) تصویر تیکنر پیشتاز در زمان آزمایش ..... ۴۳
- شکل (۱-۳) (الف) نمای تیکنر خمیری پیشتاز و اجزای تشکیل دهنده آن ..... ۴۶
- جدول (۱-۳) راهنمای شکل (۱-۳ الف) - اجزای تیکنر پیشتاز ..... ۴۶
- شکل (۱-۳) (ب) سیستم ورودی خوراک از کانال باطله به ته ریز در آزمایش های ۱ تا ۳ ..... ۵۰
- شکل (۲-۳) زمان ماند گل در آزمایش های ۱ و ۲ ..... ۵۲
- شکل (۳-۳) (ب) دانسیته نسبی خوراک و ته ریز در آزمایش ۱ و ۲ ..... ۵۴
- شکل (۴-۳) درصد جامد خوراک، دوغاب ورودی به چاهک تغذیه و درصد جامدته ریز اندازه گیری شده به وسیله دانسیته سنج و خشک کردن ..... ۵۴
- شکل (۵-۳) ارتفاع خط گل بالای قسمت مخروطی نسبت به زمان ..... ۵۵
- شکل (۶-۳) مقایسه معیار ترسکا و ون مایز برای مدل توده ای<sup>۱</sup> با مدل سیلندری [۱۷] ..... ۵۶
- شکل (۷-۳) مراحل انجام آزمایش اسلامپ ..... ۵۷
- شکل (۸-۳) ارتفاع فرونشست بدون بعد اسلامپ در درصد های جامد متفاوت ..... ۵۸
- شکل (۹-۳) تنش تسلیم لامپ ون مایز و ترسکا بدست آمده از آزمایش اسلامپ در درصد های جامد مختلف ..... ۵۹

- شکل ۳-۱۰) درصد جامد در ارتفاع های مختلف بالای قسمت مخروطی (نمونه های گرفته شده از شیرهای نمونه گیری)..... ۶۰
- شکل ۳-۱۱) دبی خوراک و ته ریز در آزمایش شماره ۳..... ۶۱
- شکل ۳-۱۲) نمودار دانسیته نسبی خوراک ورودی به تیکتر و ته ریز در آزمایش شماره ۳..... ۶۲
- شکل ۳-۱۳) درصد جامد خوراک ورودی به تیکتر، دوغاب رقیق شده ورودی به چاهک تغذیه و ته ریز در آزمایش ۳..... ۶۲
- شکل ۳-۱۴) تنش تسلیم توده ای ترسکا و ون مایز در آزمایش شماره ۳..... ۶۳
- شکل ۳-۱۵) دانسیته نسبی اندازه گیری شده از شیرهای نمونه گیری و ته ریز در آزمایش ۳..... ۶۴
- شکل ۳-۱۶) درصد وزنی جامد در ارتفاع های مختلف تیکتر (مبدأ: شروع قسمت استوانه ای نشان داده شده در شکل ۳-۱۷)..... ۶۴
- شکل ۳-۱۷) محل نصب فشار سنج در تیکتر پیشتاز..... ۶۵
- جدول ۳-۲) مقایسه مقادیر فشار ته ریز اندازه گیری شده بوسیله فشار سنج و مقادیر محاسبه شده و درصد خطای محاسبات..... ۶۷
- شکل ۳-۱۸) مقایسه مقادیر اندازه گیری شده و محاسبه شده برای فشار ته ریز..... ۶۷
- شکل ۳-۱۹) ارتفاع خط گل و فشار ته ریز در آزمایش ۳..... ۶۸
- شکل ۳-۲۰) سیستم انتقال خوراک ورودی به تیکتر در ۵ ساعت اول آزمایش ۴..... ۶۹
- شکل ۳-۲۱) سیستم انتقال خوراک ورودی به تیکتر از ساعت ۵ به بعد در آزمایش ۴..... ۶۹
- شکل ۳-۲۲) دبی حجمی خوراک و ته ریز در آزمایش ۴..... ۷۰
- شکل ۳-۲۳) دانسیته نسبی خوراک و ته ریز در آزمایش ۴..... ۷۱
- شکل ۳-۲۴) درصد وزنی جامد خوراک ، ته ریز و ورودی به چاهک تغذیه در آزمایش شماره ۴..... ۷۱
- شکل ۳-۲۵) ارتفاع خط گل (از شروع قسمت استوانه ای) در آزمایش ۴..... ۷۲
- شکل ۳-۲۶) دانسیته نسبی و درصد جامد نمونه های گرفته شده از شیرهای نمونه برداری و ته ریز در آزمایش ۴..... ۷۲
- شکل ۳-۲۷) تنش تسلیم توده ای ون مایز و ترسکا در آزمایش شماره ۴..... ۷۳
- شکل ۳-۲۸) دبی خوراک ورودی به تیکتر و ته ریز در آزمایش شماره ۵..... ۷۴
- شکل ۳-۲۹) درصد جامد خوراک ، ته ریز و ورودی به چاهک تغذیه در آزمایش ۵..... ۷۵
- شکل ۳-۳۰) ارتفاع خط گل در آزمایش ۵ (مبدأ: شروع قسمت استوانه ای)..... ۷۵
- شکل ۳-۳۱) زمان ماند گل در تیکتر در آزمایش شماره ۵..... ۷۶
- شکل ۳-۳۲) دانسیته نسبی ته ریز در ارتفاع های مختلف بالای قسمت مخروطی (مبدأ: شروع قسمت استوانه ای)..... ۷۶
- شکل ۳-۳۳) تنش تسلیم توده ای ترسکا و ون مایز در آزمایش شماره ۵..... ۷۷
- شکل ۳-۳۴) زمان ماند گل در تیکتر در آزمایش شماره ۶..... ۷۸
- شکل ۳-۳۵) دبی خوراک و ته ریز در آزمایش شماره ۶..... ۷۸
- شکل ۳-۳۶) درصد جامد خوراک ، ته ریز و ورودی به چاهک تغذیه در آزمایش ۶..... ۷۹
- شکل ۳-۳۷) ارتفاع خط گل در آزمایش ۶ (مبدأ: شروع قسمت استوانه ای)..... ۷۹
- شکل ۳-۳۸) تنش تسلیم توده ای ترسکا و ون مایز در آزمایش شماره ۶..... ۸۰
- شکل ۳-۳۹) توزیع اندازه ذرات در آزمایش های مختلف..... ۸۰
- شکل ۳-۴۰) عبور دبی q از لایه رسوبی به طول L..... ۸۱
- جدول ۳-۳) تطابق درصد جامد ته ریز و سطح مخصوص به انواع مختلف نمودار براساس نتایج آزمایشات تجربی..... ۸۳
- شکل ۳-۴۱) مطابقت دادن درصد جامد ته ریز و سطح مخصوص برای دو ارتفاع متفاوت خط گل به انواع مختلف نمودار..... ۸۳
- شکل ۳-۴۲) نمودار بهینه برای درصد جامد ته ریز بر حسب سطح مخصوص ذرات در ارتفاع های 3.1, 2.1 و نزدیک به صفر..... ۸۴
- شکل ۳-۴۳) نمودار بدون بعد برای درصد جامد ته ریز بر حسب سطح مخصوص ذرات..... ۸۵
- شکل ۴-۱) توضیح شرایط مرزی در سطح آزاد [۱۵]..... ۹۰
- شکل ۴-۲) محاسبات سطح حائل الف) دندر اکسپتورب) بازسازی هندسی (تکه تکه خطی) ج) سطح واقعی..... ۹۱
- شکل ۴-۳) نمای کلی چاهک تغذیه تیکتر پیشتاز..... ۹۵
- شکل ۴-۴) نمای چاهک تغذیه مدل سازی شده در جریان تک فازی و مش بندی مربوطه..... ۹۷
- شکل ۴-۵) نمودار خطاهای معادلات در مدل تک فاز..... ۹۷

- شکل ۴-۶) بردارهای سرعت در نمای سه بعدی تیکنر خمیری پیشتاز ..... ۹۸
- شکل ۴-۷) بردارهای سرعت در صفحه عبوری از مرکز لوله ورودی و موازی سطح بالایی و صفحه گذرنده از مرکز لوله ورودی و عمود بر صفحه پایینی ۹۸
- شکل ۴-۸) کانتورهای اندازه سرعت در (a) صفحه عبوری از مرکز لوله ورودی و موازی سطح بالایی (b) صفحه گذرنده از مرکز لوله ورودی و عمود بر صفحه پایینی ..... ۹۹
- شکل ۴-۹) کانتور سرعت در صفحه خروجی چاهک تغذیه (به نواحی فعال در شکل دقت نمایید. خط گذرنده از مرکز لوله ورودی جهت راهنمایی نشان داده شده است) ..... ۱۰۰
- شکل ۴-۱۰) مسیر حرکت مجموعه های لخته شده با اندازه های مختلف (از ۱ تا ۳ میلیمتر) ..... ۱۰۱
- شکل ۴-۱۱) بررسی اثر چرخش پارو در جهات مختلف ..... ۱۰۲
- شکل ۴-۱۲) کانتور سرعت به ازای دبی ورودی  $77.25m^3 / min$  در دو صفحه گذرا از مرکز لوله ورودی و موازی خروجی و صفحه خروجی ..... ۱۰۳
- شکل ۴-۱۳) کانتور سرعت به ازای دبی ورودی  $103m^3 / min$  در دو صفحه گذرا از مرکز لوله ورودی و موازی خروجی و صفحه خروجی ..... ۱۰۳
- شکل ۴-۱۴) شکل چاهک تغذیه تیکنر پیشتاز در مدل VOF و مش بندی چهاروجهی ..... ۱۰۴
- شکل ۴-۱۵) کانتورهای مقدار سرعت در صفحه خروجی ، صفحه گذرا از مرکز لوله ورودی و سطح آزاد ..... ۱۰۶
- شکل ۴-۱۶) بررسی کانتورهای سرعت و اثر قطر لوله ورودی بر کارایی تیکنر ..... ۱۰۶
- شکل ۴-۱۷) بررسی رابطه نرخ کرنش و قطر لوله ورودی ..... ۱۰۷
- شکل ۴-۱۸) تغییر زاویه لوله ورودی به چاهک تغذیه تیکنر پیشتاز از حالت مماسی (نمای چاهک تغذیه از بالا) ..... ۱۰۷
- شکل ۴-۱۹) بررسی اثر زاویه لوله ورودی بر سرعت و نرخ کرنش الف-۱) سرعت  $\alpha = 25$  نرخ کرنش ۲-ب)  $\alpha = 25$  سرعت ۱-ب)  $\alpha = 45$  سرعت ۲-ب) نرخ کرنش ۱-ث)  $\alpha = 75$  سرعت ۱-پ)  $\alpha = 60$  سرعت ۲-پ)  $\alpha = 60$  نرخ کرنش ۱-ت)  $\alpha = 60$  سرعت ۲-ت)  $\alpha = 75$  نرخ کرنش ۱-ث)  $\alpha = 75$  سرعت ۱-ج)  $\alpha = 90$  سرعت ۲-ج)  $\alpha = 90$  نرخ کرنش ۱-د)  $\alpha = 90$  سرعت ۲-د)  $\alpha = 90$  نرخ کرنش ..... ۱۰۹

## فهرست علائم

N غلظت ذره	D ضریب پخش براونی ذرات
t زمان	x قطر ذرات
T دمای مطلق	N برحسب تعداد ذرات اولیه
$K_B$ ثابت بولتزمن <sup>۱</sup> ( $1.3805 \times 10^{-23} J/K$ )	$\mu$ ویسکوزیته مایع
پیش جنبشی <sup>۲</sup> نصف می شود	$t_{0.5}$ زمانی که تعداد ذرات باقی مانده طی منعقدسازی
$\eta$ قطر گردابه	$\eta$ قطر گردابه ها
$C_\eta$ غلظت گردابه شامل منعقد کننده	$d_1$ قطر ذرات
$\nu$ ویسکوزیته	$R_1, \eta$ نرخ ناپایدارسازی ذره ۱
U سرعت در لبه لایه مرزی	$\delta$ و ضخامت لایه برشی
$\bar{\Gamma}$ نرخ کرنش	$\varepsilon$ اتلاف توان در مخلوط کننده
$\varepsilon$ توان ورودی بر واحد جرم است	k ضریب نرخ ناپایدار سازی مرتبه اول
r شعاع	$\nu$ ویسکوزیته دینامیکی
$R_{1,2}$ نرخ برخورد ذرات با شعاع $r_1$ و شعاع $r_2$	$C_1$ عدد غلظت
$N_A$ عدد آوگادرو ( $6.022137 \times 10^{23}$ ذره بر مول)	G گرادبان سرعت
T دمای مطلق است	R ثابت ( $8.3243 J/mol.K$ یا $1.987 Btu/lb.^0 R$ )
$t_R$ زمان ماند گل در تیکنر	$\bar{\Gamma} \tau_h$ عدد کمپ
$q_{dis}$ دبی ته ریز تیکنر	$V_{mud}$ حجم گل موجود در تیکنر
$\rho_w$ دانسیته دوغاب	$\omega$ درصد جرمی جامد در دوغاب
$\rho_s$ دانسیته جامد است	$\rho_l$ دانسیته مایع
$\tau$ تنش برشی	$\phi_s$ درصد حجمی جامد
$\dot{\gamma}$ آهنگ برش	$\tau_y$ تنش تسلیم
(L) ارتفاع نهایی توده	$\kappa$ ثابت غلظت
$\tau' = \tau_y / \rho g H$	(H) ارتفاع اولیه سیلندر
P فشار ته تیکنر	$L = L/H$
$P_{mud}$ فشار ناشی از گل جمع شده	$P_0$ فشار اعمالی بر روی خط گل از طرف آب بالای خط گل

<sup>۱</sup> Boltzmann's constant

<sup>۲</sup> perikinetic coagulation



$C$ غلظت جامد	$\varepsilon$ تخلخل
$S_v$ سطح مخصوص	$\Delta P$ افت فشار
$\omega_d$ درصد جامد ته ریز	$K$ نفوذپذیری
$V$ حجم	$\alpha_q$ درصد حجمی سیال $q$ در سلول
$\sigma$ کشش سطحی	$U_f$ شار حجمی روی وجه
$\hat{n}$ بردار یکه سطح آزاد	$\kappa$ انحنا سطح آزاد
$\sigma_K, \sigma_\varepsilon$ عددهای پرانتل موثر	$L$ مقیاس طولی اغتشاش
$P_{ij}$ تولید	$D_{ij}$ انتشار
$\varepsilon_{ij}$ افت انرژی	$\pi_{ij}$ کرنش فشاری
	$C_w$ جزء حجمی آب