

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ



دانشگاه صنعتی شاهرود

دانشکده مهندسی عمران

پایان نامه کارشناسی ارشد مهندسی عمران - محیط زیست

مدلسازی عددی و طراحی بهینه ورودی حوضچه های ته نشینی اولیه در
تصفیه خانه های فاضلاب

نگارنده: احسان جلیل زاده مرزونی

استاد راهنما

دکتر رمضان واقعی

بهمن ماه ۱۳۹۸

در این صفحه صورت جلسه دفاع را قرار دهید. لازم
است پس از صحافی این صفحه مجدداً توسط دانشکده مهر
گردد و استاد راهنما با امضای خود اصلاحات
پایاننامه را تایید کند.

تقدیم نامہ

ماحصل آموختہ ٹایم را تقدیم می کنم

به خدایی که همه وجودم از آن اوست

و به کسانی که عشقان را در وجودم دمید

به استوارترین تکیه گاهم، دستان پر مهر پدرم

به مادر عزیز تر از جانم

تشکر و قدردانی

اکنون که به یاری پروردگار و راهنمایی اساتید بزرگوار موفق به خاتمه این پیمان نامه

شده ام و وظیفه خود دانسته که نهایت سپاسگزاری را از زحمات اساتید فریخته ای که

در این مقطع تحصیلی زحمات زیادی را برای بنده متحمل شدند و از بیچ کوششی

برای توفیق اینجانب دریغ ننمودند نهایت تشکر و قدردانی را داشته باشم.

تشکر و قدردانی

اکنون که به یاری پروردگار و راهنمایی اساتید بزرگوار موفق به اتمام این پایان نامه شده‌ام وظیفه خود دانسته که نهایت سپاسگزاری را از زحمات استاد فرهیخته جناب آقای دکتر رمضان واقعی که با نکته‌های دل‌ویز و گفته‌های بلندشان، صحیفه‌های سخن را علم‌پرور نمودند و همواره راهنما و راه‌گشای اینجانب در اتمام و اکمال این پایان‌نامه بوده‌اند تقدیر و تشکر نمایم.

با تقدیر و درود فراوان از اساتید بزرگوار دکتر سید فضل الله ساغروانی و دکتر رامین امینی که زحمت داوری این پایان‌نامه را متقبل شدند.

تهدنامه

اینجانب احسان جلیل زاده مرزونی دانشجوی دوره کارشناسی ارشد رشته مهندسی عمران - محیط زیست دانشکده عمران دانشگاه صنعتی شاهرود نویسنده پایان نامه " مدلسازی عددی و طراحی بهینه ورودی حوضچه های ته نشینی اولیه در تصفیه خانه های فاضلاب " تحت راهنمایی دکتر رمضان واقعی متعهد می شوم.

- تحقیقات در این پایان نامه توسط اینجانب انجام شده است و از صحت و اصالت برخوردار است .
- در استفاده از نتایج پژوهشهای محققان دیگر به مرجع مورد استفاده استناد شده است .
- مطالب مندرج در پایان نامه تاکنون توسط خود یا فرد دیگری برای دریافت هیچ نوع مدرک یا امتیازی در هیچ جا ارائه نشده است .
- کلیه حقوق معنوی این اثر متعلق به دانشگاه صنعتی شاهرود می باشد و مقالات مستخرج با نام « دانشگاه صنعتی شاهرود » و یا « Shahrood University of Technology » به چاپ خواهد رسید .
- حقوق معنوی تمام افرادی که در به دست آمدن نتایج اصلی پایان نامه تأثیرگذار بوده اند در مقالات مستخرج از پایان نامه رعایت می گردد.
- در کلیه مراحل انجام این پایان نامه ، در مواردی که از موجود زنده (یا بافتهای آن ها) استفاده شده است ضوابط و اصول اخلاقی رعایت شده است .
- در کلیه مراحل انجام این پایان نامه، در مواردی که به حوزه اطلاعات شخصی افراد دسترسی یافته یا استفاده شده است اصل رازداری ، ضوابط و اصول اخلاق انسانی رعایت شده است .

تاریخ

امضای دانشجو

مالکیت نتایج و حق نشر

کلیه حقوق معنوی این اثر و محصولات آن (مقالات مستخرج ، کتاب ، برنامه های رایانه ای ، نرم افزار ها و تجهیزات ساخته شده است) متعلق به دانشگاه صنعتی شاهرود می باشد . این مطلب باید به نحو مقتضی در تولیدات علمی مربوطه ذکر شود .

استفاده از اطلاعات و نتایج موجود در پایان نامه بدون ذکر مرجع مجاز نمی باشد.

چکیده

تصفیه خانه های فاضلاب جزء زیرساخت های حیاتی هر منطقه و از ضروریات توسعه در ابعاد مختلف اقتصادی، زیست محیطی و اجتماعی محسوب می شوند. استخرهای ته نشینی اولیه یکی از ساده ترین، ارزان ترین، قدیمی ترین و ضروری ترین واحدهای فیزیکی تصفیه در یک تصفیه خانه فاضلاب به حساب می آیند. در حال حاضر طراحی این استخرها بر اساس منابع علمی موجود بر مبنای پارامترهای شناخته شده ای نظیر بار سطحی، زمان متوسط ماند هیدرولیکی و بار سرریز انجام می شود. مدل های دینامیک سیالات محاسباتی (CFD) می توانند به عنوان یک ابزار قوی نحوه ته نشینی ذرات معلق در این استخرها و سناریوهای مختلف طراحی و بهره برداری آن را با دقت بالایی مدلسازی نموده و شناخت جامعی از عملکرد و کارایی استخر را ارائه نمایند. در این پژوهش با ابزارهای CFD که در نرم افزار شناخته شده و پر کاربرد FLOW 3D وجود دارند به مدلسازی این استخرها با سناریوهای مختلف طراحی پرداخته شده است و رفتار و کارایی استخر مورد ارزیابی قرار گرفته است.

تحلیل نتایج نشان می دهد، با تغییر سرعت افقی جریان در استخر مستطیلی از ۰/۱ متر بر ثانیه به ۰/۳ متر بر ثانیه، علاوه بر افزایش نرخ بار سطحی از ۵۷/۶ متر بر روز به ۱۷۲/۸ متر بر روز، زمان ماند آن از ۲۲۵۰ ثانیه به ۷۵۰ ثانیه کاهش یافته و بازده استخر را در حذف ذرات معلق از ۳۰ درصد به ۴ درصد کاهش می دهد. در شرایطی که مجرای ورودی و خروجی استخر به صورت قطری و رو در روی هم قرار گیرند، با نرخ بار سطحی ۵۷/۶ متر بر روز و زمان ماند ۲۲۵۰ ثانیه، بازده استخر در حذف ذرات معلق ۴۰ درصد می باشد. افزایش طول استخر تأثیر قابل توجهی بر کارایی استخر دارد، بطوریکه با افزایش طول استخر به ترتیب معادل ۲۰،۱۵ و ۴۰ متر، نرخ بار سطحی به ترتیب ۲۱/۶-۴۳/۲-۵۷/۶ متر بر روز و زمان ماند ۳۰۰۰، ۲۲۵۰ و ۶۰۰۰ ثانیه و در نهایت بازده استخر به ۵۵،۴۰ و ۶۵ درصد افزایش می یابد. همچنین با افزایش عمق استخر از ۱/۵ متر به ۳ متر، نرخ بار سطحی معادل ۵۷/۶ ثابت بوده و زمان ماند از ۲۲۵۰ ثانیه به ۴۵۰۰ ثانیه افزایش داشته و بازده استخر نیز از ۴۰ درصد به ۵۰ درصد افزایش می یابد. افزایش تعداد خروجی منجر به افزایش قابل ملاحظه راندمان حذف ذرات

معلق می‌شود، بطوریکه در شرایطی که استخر دارای یک ورودی و دو خروجی باشد با همان نرخ بار سطحی و زمان ماند، بازده استخر به ۶۰ درصد افزایش می‌یابد.

واژه های کلیدی: تصفیه فاضلاب، استخرهای ته نشینی اولیه، CFD، مدل FLOW 3D

فهرست مطالب

۱	فصل اول : کلیات
۲	۱-۱ مقدمه
۲	۲-۱ تصفیه فاضلاب
۴	۳-۱ استخرهای ته نشینی اولیه و ضرورت مدلسازی آن‌ها با CFD
۵	۴-۱ ساختار استخرهای ته نشینی اولیه
۸	الف- ناحیه‌ی ورودی
۸	ب- ناحیه‌ی ته نشینی
۸	ج- ناحیه لجن
۹	د- ناحیه‌ی خروجی
۹	۱-۴-۱ استخرهای مستطیلی
۱۰	۲-۴-۱ استخرهای دایروی و مربعی
۱۵	فصل دوم : ادبیات موضوع و تحقیقات پیشین
۱۶	۱-۲ مقدمه
۱۶	۲-۲ تصفیه فاضلاب
۲۱	۳-۲ فرایند ته نشینی اولیه در تصفیه فاضلاب
۲۸	۱-۳-۲ معیارهای متداول طراحی استخرهای ته نشینی اولیه
۳۰	۴-۲ مطالعات پیشین
۴۱	فصل سوم : مواد و روش‌ها
۴۲	۱-۳ مقدمه
۴۲	۲-۳ مدل میدان جریان
۴۴	۳-۳ مدل انتقال رسوبات معلق
۴۵	۱-۳-۳ ته نشینی ذرات مجزا
۴۸	۲-۳-۳ ته نشینی لخته ای
۵۳	۳-۳-۳ ته نشینی توده ای
۵۷	۴-۳ عملکرد استخرهای ته نشینی
۶۰	۵-۳ مدلسازی فرایند ته نشینی در نرم افزار FLOW 3D
۶۷	۱-۵-۳ شرایط مرزی
۶۹	۲-۵-۳ شرایط اولیه
۷۰	۳-۵-۳ هندسه ی استخر ته نشینی مورد بررسی
۷۱	۴-۵-۳ سیال مورد بررسی
۷۳	فصل چهارم : تجزیه و تحلیل نتایج
۷۴	۱-۴ مقدمه
۷۴	۲-۴ بررسی نسبت چگالی ذرات معلق به چگالی سیال زمینه

۳-۴	بررسی اثر سرعت افقی جریان، بر راندمان حذف ذرات	۸۴
۴-۴	بررسی اثر نحوه ورود و خروج جریان بر راندمان حذف	۹۳
۵-۴	بررسی اثر طول استخر بر کارایی آن	۹۸
۶-۴	بررسی اثر عمق استخر بر کارایی آن	۱۰۶
۷-۴	بررسی استخر در حالتی که یک ورودی و دو خروجی بر روی دو ضلع روبرو قرار دارند	۱۱۱
۸-۴	بررسی ته نشینی با دو نوع ذره ی معلق	۱۱۴
۹-۴	بررسی استخر با ورودی در کف استخر به همراه بافل	۱۲۲
۱۳۱	فصل پنجم : نتیجه گیری و پیشنهادات	
۱۳۲	۱-۵ نتیجه گیری	
۱۳۳	۲-۵ پیشنهادات	
۱۳۵	منابع و مراجع	

فهرست اشکال

- شکل ۱-۱ نواحی مختلف استخرهای ته نشینی..... ۹
- شکل ۱-۲ استخر مستطیلی..... ۱۰
- شکل ۱-۳ استخر ته نشینی دایره ای..... ۱۱
- شکل ۱-۴ استخر مربعی..... ۱۱
- شکل ۱-۵ استخر مستطیلی مجهز به لوله های ته نشین کننده..... ۱۲
- شکل ۱-۶ سر خوردن رسوبات بر روی لوله به سمت پایین..... ۱۲
- شکل ۲-۱ زنجیره واحدهای تصفیه بخش مایع و بخش جامد فاضلاب در یک تصفیه خانه متعارف فاضلاب..... ۱۸
- شکل ۲-۲ تصفیه اولیه یا مقدماتی فاضلاب..... ۱۸
- شکل ۲-۳ تصفیه ثانویه فاضلاب..... ۱۹
- شکل ۲-۴ راندمان حذف BOD و TSS فاضلاب در استخر ته نشینی اولیه بصورت تابعی از بار سطحی..... ۲۴
- شکل ۲-۵ نمونه هایی از استخرهای ته نشینی اولیه دایره ای و مستطیلی در یک تصفیه خانه فاضلاب..... ۲۵
- شکل ۲-۶ استخرهای ته نشینی اولیه فاضلاب (a) ورودی از مرکز (b) ورودی از محیط..... ۲۷
- شکل ۲-۷ استخر ته نشینی اولیه مستطیلی..... ۲۷
- شکل ۲-۸ استخر مورد بررسی در پژوهش کلمنتز..... ۳۱
- شکل ۲-۹ شماتیک مخزن مورد بررسی در پژوهش شاهرخی و همکاران..... ۳۸
- شکل ۲-۱۰ تصویری از مانع (بافل) درون مخزن در پژوهش شاهرخی و همکاران..... ۳۸
- شکل ۲-۱۱ تصویری از مخزن ته نشینی در پژوهش شاهرخی و همکاران..... ۳۸
- شکل ۳-۱ برآیند نیروهای وارد بر یک ذره در حال ته نشین شدن (ته نشینی ذره ای مجزا)..... ۴۶
- شکل ۳-۲ حالات گوناگون برای برخورد دو ذره با یکدیگر..... ۴۹
- شکل ۳-۳ مقادیر عدد n_f برای ساختار های مختلف لخته ها..... ۵۰
- شکل ۳-۴ استخر ته نشینی به همراه فرایند برداشت رسوب از کف استخر..... ۵۳
- شکل ۳-۵ نمودار شار کلی جامد بر حسب انباشتگی جرمی مواد جامد..... ۵۵

- شکل ۳-۶ ناحیه های گوناگون در یک استخر ته نشینی..... ۵۷
- شکل ۳-۷ نمایش مؤلفه های سرعت در یک استخر ته نشینی مستطیلی ایده آل..... ۵۸
- شکل ۳-۸ تنظیمات نرم افزار برای شرط مرزی سرعت ثابت در ورودی استخر..... ۶۷
- شکل ۳-۹ تنظیمات نرم افزار برای شرط مرزی فشار ثابت در خروجی استخر..... ۶۸
- شکل ۳-۱۰ تنظیمات نرم افزار برای شرط مرزی فشار ثابت در سطح استخر..... ۶۸
- شکل ۳-۱۱ تنظیمات نرم افزار برای شرط مرزی دیواره..... ۶۹
- شکل ۳-۱۲ هندسه ی استخر مورد بررسی در پژوهش پیش رو..... ۷۰
- شکل ۴-۱ شکل شماتیک استخر مورد بررسی..... ۷۴
- شکل ۴-۲ کانتور سه بعدی غلظت مواد معلق در استخر در زمان $t = 1000s$ ۷۷
- شکل ۴-۳ کانتور دو بعدی $(X-Y)$ غلظت ذرات معلق به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع $1/5$ متری از کف استخر $(Z=1/5)$ در زمان $t = 1000s$ ۷۸
- شکل ۴-۴ کانتور دو بعدی $(X-Y)$ غلظت ذرات معلق به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع $1/17$ متری از کف استخر $(Z=1/17)$ در زمان $t = 1000s$ ۷۹
- شکل ۴-۵ کانتور دو بعدی $(X-Y)$ غلظت ذرات معلق به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع $0/17$ متری از کف استخر $(Z=0/17)$ در زمان $t = 1000s$ ۸۰
- شکل ۴-۷ کانتور دو بعدی $(X-Z)$ غلظت ذرات معلق به همراه بردارهای سرعت سیال، در میانه ی استخر $(y=2/42)$ در زمان $t = 1000s$ ۸۱
- شکل ۴-۸ کانتور دو بعدی $(X-Z)$ غلظت ذرات معلق به همراه بردارهای سرعت سیال، در میانه ی استخر $(y=7/58)$ در زمان $t = 1000s$ ۸۱
- شکل ۴-۹ کانتور سه بعدی غلظت مواد معلق در استخر در زمان $t = 1000s$ ۸۲
- شکل ۴-۱۰ کانتور دو بعدی $(X-Y)$ غلظت ذرات معلق به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع $1/5$ متری از کف استخر $(Z=1/5)$ در زمان $t = 1000s$ ۸۳
- شکل ۴-۱۱ کانتور دو بعدی $(X-Y)$ غلظت ذرات معلق به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع $0/17$ متری از کف استخر $(Z=0/17)$ در زمان $t = 1000s$ ۸۳

- شکل ۴-۱۲ کانتور دو بعدی (X-Z) غلظت ذرات معلّق به همراه بردارهای سرعت سیال، در میانه‌ی استخر ($y=5$) در زمان $t=10000s$ ۸۴
- شکل ۴-۱۳ کانتور سه بعدی غلظت مواد معلّق در استخر در زمان $t=10000s$ ۸۵
- شکل ۴-۱۴ کانتور دو بعدی (X-Y) غلظت ذرات معلّق به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۱/۵ متری از کف استخر ($Z=1/5$) در زمان $t=10000s$ ۸۶
- شکل ۴-۱۵ کانتور دو بعدی (X-Y) غلظت ذرات معلّق به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۱/۱۷ متری از کف استخر ($Z=1/17$) در زمان $t=10000s$ ۸۷
- شکل ۴-۱۶ کانتور دو بعدی (X-Y) غلظت ذرات معلّق به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۰/۱۷ متری از کف استخر ($Z=0/17$) در زمان $t=10000s$ ۸۸
- شکل ۴-۱۷ کانتور دو بعدی (X-Z) غلظت ذرات معلّق به همراه بردارهای سرعت سیال، در میانه‌ی استخر ($y=5$) در زمان $t=10000s$ ۸۹
- شکل ۴-۱۸ کانتور سه بعدی غلظت مواد معلّق در استخر در زمان $t=10000s$ ۸۹
- شکل ۴-۱۹ کانتور دو بعدی (X-Y) غلظت ذرات معلّق به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۱/۵ متری از کف استخر ($Z=1/5$) در زمان $t=10000s$ ۹۰
- شکل ۴-۲۰ کانتور دو بعدی (X-Y) غلظت ذرات معلّق به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۱/۱۷ متری از کف استخر ($Z=1/17$) در زمان $t=10000s$ ۹۱
- شکل ۴-۲۱ کانتور دو بعدی (X-Y) غلظت ذرات معلّق به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۰/۱۷ متری از کف استخر ($Z=0/17$) در زمان $t=10000s$ ۹۱
- شکل ۴-۲۲ کانتور دو بعدی (X-Z) غلظت ذرات معلّق به همراه بردارهای سرعت سیال، در میانه‌ی استخر ($y=5$) در زمان $t=10000s$ ۹۲
- شکل ۴-۲۳ شکل شماتیک استخر مورد بررسی ۹۳
- شکل ۴-۲۴ کانتور سه بعدی غلظت مواد معلّق در استخر در زمان $t=10000s$ ۹۴
- شکل ۴-۲۵ کانتور دو بعدی (X-Y) غلظت ذرات معلّق به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۱/۵ متری از کف استخر ($Z=1/5$) در زمان $t=10000s$ ۹۵
- شکل ۴-۲۶ کانتور دو بعدی (X-Y) غلظت ذرات معلّق به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۱/۱۷ متری از کف استخر ($Z=1/17$) در زمان $t=10000s$ ۹۶

- شکل ۴-۲۷ کانطور دو بعدی (X-Y) غلظت ذرات معلّق به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۱/۱۷ متری از کف استخر (Z=۱/۱۷) در زمان $t = ۱۰۰۰۰ S$ ۹۷
- شکل ۴-۲۸ کانطور دو بعدی (X-Z) غلظت ذرات معلّق به همراه بردارهای سرعت سیال، در میانه‌ی استخر (Y=۵) در زمان $t = ۱۰۰۰۰ S$ ۹۸
- شکل ۴-۲۹ شکل شماتیک استخر مورد بررسی ۹۹
- شکل ۴-۳۰ کانطور سه بعدی غلظت مواد معلّق در استخر با طول ۲۰ متر در زمان $t = ۱۰۰۰۰ S$ ۹۹
- شکل ۴-۳۱ کانطور دو بعدی (X-Y) غلظت ذرات معلّق به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۱/۵ متری از کف استخر (Z=۱/۵) در زمان $t = ۱۰۰۰۰ S$ ۱۰۰
- شکل ۴-۳۲ کانطور دو بعدی (X-Y) غلظت ذرات معلّق به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۱/۱۷ متری از کف استخر (Z=۱/۱۷) در زمان $t = ۱۰۰۰۰ S$ ۱۰۱
- شکل ۴-۳۳ کانطور دو بعدی (X-Y) غلظت ذرات معلّق به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۰/۱۷ متری از کف استخر (Z=۰/۱۷) در زمان $t = ۱۰۰۰۰ S$ ۱۰۱
- شکل ۴-۳۴ کانطور دو بعدی (X-Z) غلظت ذرات معلّق به همراه بردارهای سرعت سیال، در میانه‌ی استخر (Y=۵) در زمان $t = ۱۰۰۰۰ S$ ۱۰۲
- شکل ۴-۳۵ شکل شماتیک استخر مورد بررسی ۱۰۳
- شکل ۴-۳۶ کانطور سه بعدی غلظت مواد معلّق در استخر با طول ۴۰ متر در زمان $t = ۱۰۰۰۰ S$ ۱۰۴
- شکل ۴-۳۷ کانطور دو بعدی (X-Y) غلظت ذرات معلّق به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۱/۵ متری از کف استخر (Z=۱/۵) در زمان $t = ۱۰۰۰۰ S$ ۱۰۴
- شکل ۴-۳۸ کانطور دو بعدی (X-Y) غلظت ذرات معلّق به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۱/۱۷ متری از کف استخر (Z=۱/۱۷) در زمان $t = ۱۰۰۰۰ S$ ۱۰۵
- شکل ۴-۳۹ کانطور دو بعدی (X-Y) غلظت ذرات معلّق به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۰/۱۷ متری از کف استخر (Z=۰/۱۷) در زمان $t = ۱۰۰۰۰ S$ ۱۰۵
- شکل ۴-۴۰ کانطور دو بعدی (X-Z) غلظت ذرات معلّق به همراه بردارهای سرعت سیال، در میانه‌ی استخر (Y=۵) در زمان $t = ۱۰۰۰۰ S$ ۱۰۶
- شکل ۴-۴۱ شکل شماتیک هندسه ی مورد بررسی ۱۰۷
- شکل ۴-۴۲ کانطور سه بعدی غلظت مواد معلّق در استخر با عمق اولیه ۳ متر در زمان $t = ۱۰۰۰۰ S$ ۱۰۷

- شکل ۴-۴۳ کانتور دو بعدی (X-Y) غلظت ذرات معلّق به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۳ متری از کف استخر (Z=۳) در زمان $t = 10000s$ ۱۰۸
- شکل ۴-۴۴ کانتور دو بعدی (X-Y) غلظت ذرات معلّق به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۱/۹۳ متری از کف استخر (Z=۱/۹۳) در زمان $t = 10000s$ ۱۰۹
- شکل ۴-۴۵ کانتور دو بعدی (X-Y) غلظت ذرات معلّق به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۰/۱۸ متری از کف استخر (Z=۰/۱۸) در زمان $t = 10000s$ ۱۱۰
- شکل ۴-۴۶ کانتور دو بعدی (X-Z) غلظت ذرات معلّق به همراه بردارهای سرعت سیال، در میانه‌ی استخر (Y=۵) در زمان $t = 10000s$ ۱۱۰
- شکل ۴-۴۷ شماتیک استخر مورد بررسی ۱۱۱
- شکل ۴-۴۸ کانتور سه بعدی غلظت مواد معلّق در استخر در زمان $t = 10000s$ ۱۱۱
- شکل ۴-۴۹ کانتور دو بعدی (X-Y) غلظت ذرات معلّق به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۱/۵ متری از کف استخر (Z=۱/۵) در زمان $t = 10000s$ ۱۱۲
- شکل ۴-۵۰ کانتور دو بعدی (X-Y) غلظت ذرات معلّق به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۱/۱۷ متری از کف استخر (Z=۱/۱۷) در زمان $t = 10000s$ ۱۱۳
- شکل ۴-۵۱ کانتور دو بعدی (X-Y) غلظت ذرات معلّق به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۰/۱۷ متری از کف استخر (Z=۰/۱۷) در زمان $t = 10000s$ ۱۱۴
- شکل ۴-۵۲ کانتور دو بعدی (X-Z) غلظت ذرات معلّق به همراه بردارهای سرعت سیال، در میانه‌ی استخر (Y=۵) در زمان $t = 10000s$ ۱۱۴
- شکل ۴-۵۳ کانتور غلظت ذره‌ی ۱ (sludge 1) در استخر در زمان $t = 10000s$ ۱۱۶
- شکل ۴-۵۴ کانتور غلظت ذره‌ی ۲ (sludge 2) در استخر در زمان $t = 10000s$ ۱۱۶
- شکل ۴-۵۵ کانتور دو بعدی (X-Y) غلظت ذرات معلّق با چگالی ۱۸۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب و قطر ۰/۵ میلی متر به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۱/۵ متری از کف استخر (Z=۱/۵) در زمان $t = 10000s$ ۱۱۷

- شکل ۴-۵۶ کانطور دو بعدی ($x-y$) غلظت ذرات معلّق با چگالی ۱۴۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب و قطر ۰/۱ میلی متر به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۱/۵ متری از کف استخر ($Z=1/5$) در زمان $t=10000s$ ۱۱۸
- شکل ۴-۵۷ کانطور دو بعدی ($x-y$) غلظت ذرات معلّق با چگالی ۱۸۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب و قطر ۰/۵ میلی متر به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۱/۱۷ متری از کف استخر ($Z=1/17$) در زمان $t=10000s$ ۱۱۹
- شکل ۴-۵۸ کانطور دو بعدی ($x-y$) غلظت ذرات معلّق با چگالی ۱۴۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب و قطر ۰/۱ میلی متر به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۱/۱۷ متری از کف استخر ($Z=1/17$) در زمان $t=10000s$ ۱۱۹
- شکل ۴-۵۹ کانطور دو بعدی ($x-y$) غلظت ذرات معلّق با چگالی ۱۸۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب و قطر ۰/۵ میلی متر به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۰/۱۷ متری از کف استخر ($Z=0/17$) در زمان $t=10000s$ ۱۲۰
- شکل ۴-۶۰ کانطور دو بعدی ($x-y$) غلظت ذرات معلّق با چگالی ۱۴۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب و قطر ۰/۱ میلی متر به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۰/۱۷ متری از کف استخر ($Z=0/17$) در زمان $t=10000s$ ۱۲۰
- شکل ۴-۶۱ کانطور دو بعدی ($x-z$) غلظت ذرات معلّق با چگالی ۱۸۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب و قطر ۰/۵ میلی متر به همراه بردارهای سرعت سیال، در میانه‌ی استخر ($y=5$) در زمان $t=10000s$ ۱۲۱
- شکل ۴-۶۲ کانطور دو بعدی ($x-z$) غلظت ذرات معلّق با چگالی ۱۴۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب و قطر ۰/۱ میلی متر به همراه بردارهای سرعت سیال، در میانه‌ی استخر ($y=5$) در زمان $t=10000s$ ۱۲۱
- شکل ۴-۶۳ شکل شماتیک استخر به همراه بافل..... ۱۲۲
- شکل ۴-۶۴ کانطور غلظت ذره‌ی ۱ (sludge 1) در استخر به همراه بافل در زمان $t=10000s$ ۱۲۲
- شکل ۴-۶۵ کانطور غلظت ذره‌ی ۲ (sludge 2) در استخر به همراه بافل در زمان $t=10000s$ ۱۲۲
- شکل ۴-۶۶ کانطور دو بعدی ($x-y$) غلظت ذرات معلّق با چگالی ۱۸۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب و قطر ۰/۵ میلی متر درون استخر دارای بافل به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۱/۵ متری از کف استخر در زمان $t=10000s$ ۱۲۴
- شکل ۴-۶۷ کانطور دو بعدی ($x-y$) غلظت ذرات معلّق با چگالی ۱۴۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب و قطر ۰/۱ میلی متر درون استخر دارای بافل به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۱/۵ متری از کف استخر در زمان $t=10000s$ ۱۲۴
- شکل ۴-۶۸ کانطور دو بعدی ($x-y$) غلظت ذرات معلّق با چگالی ۱۸۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب و قطر ۰/۵ میلی متر درون استخر دارای بافل به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۱/۱۷ متری از کف استخر در زمان $t=10000s$ ۱۲۶

شکل ۴-۶۹ کانتور دو بعدی ($x-y$) غلظت ذرات معلّق با چگالی ۱۴۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب و قطر ۰/۱ میلی متر درون استخر دارای بافل به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۱/۱۷ متری از کف استخر در زمان

۱۲۷..... $t = 10000s$

شکل ۴-۷۰ کانتور دو بعدی ($x-y$) غلظت ذرات معلّق با چگالی ۱۸۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب و قطر ۰/۵ میلی متر درون استخر دارای بافل به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۰/۱۷ متری از کف استخر در زمان

۱۲۸..... $t = 10000s$

شکل ۴-۷۱ کانتور دو بعدی ($x-y$) غلظت ذرات معلّق با چگالی ۱۴۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب و قطر ۰/۱ میلی متر درون استخر دارای بافل به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۰/۱۷ متری از کف استخر در زمان

۱۲۸..... $t = 10000s$

شکل ۴-۷۲ کانتور دو بعدی ($x-z$) غلظت ذرات معلّق با چگالی ۱۸۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب و قطر ۰/۵ میلی متر درون استخر با بافل به همراه بردارهای سرعت سیال، در میانه‌ی استخر ($y=5$) در زمان $t = 10000s$

۱۲۹..... $t = 10000s$

شکل ۴-۷۳ کانتور دو بعدی ($x-z$) غلظت ذرات معلّق با چگالی ۱۴۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب و قطر ۰/۱ میلی متر درون استخر با بافل به همراه بردارهای سرعت سیال، در میانه‌ی استخر ($y=5$) در زمان $t = 10000s$

۱۲۹..... $t = 10000s$

فهرست جداول

- جدول ۱-۲ استانداردهای تخلیه فاضلاب پس از تصفیه ثانویه..... ۱۸
- جدول ۲-۲ پارامترهای کیفی فاضلاب شهری و مقدار تقریبی آن‌ها..... ۲۱
- جدول ۲-۳ انواع و محدوده اندازه ذرات موجود در آب و فاضلاب..... ۲۳
- جدول ۲-۴ ابعاد و اندازه های متداول استخرهای ته نشینی اولیه دایره ای و مستطیلی فاضلاب..... ۲۶
- جدول ۲-۵ معیارهای طراحی استخرهای ته نشینی اولیه فاضلاب..... ۲۶
- جدول ۲-۶ معیارهای متعارف طراحی استخرهای ته نشینی اولیه فاضلاب ۲۹
- جدول ۱-۳ ویژگی های چند نمونه از ذرات..... ۶۵
- جدول ۲-۳ ویژگی های فاضلاب در نظر گرفته شده در پژوهش پیش رو..... ۷۲
- جدول ۱-۴ ورودی های برنامه..... ۷۵
- جدول ۲-۴ مشخصات دو نوع ذره ی معلق موجود در فاضلاب..... ۱۱۵

فصل اول : کلیات

۱-۱ مقدمه

کمبود منابع آب از یک سو و آلودگی ناشی از تخلیه فاضلاب‌های مختلف به محیط زیست، تصفیه فاضلاب و ساخت تصفیه خانه‌های فاضلاب را در همه جای دنیا ضروری ساخته است. تصفیه خانه‌های فاضلاب جزء زیرساخت‌های حیاتی هر منطقه و از ضروریات توسعه در ابعاد مختلف اقتصادی، زیست محیطی و اجتماعی محسوب می‌شوند. در واقع هر جا آب آلوده ای تولید می‌شود، باید قبل از تخلیه آن به محیط زیست و یا برای استفاده مجدد از آن برای برخی مصارف، آن را تا حد استانداردهای لازمه مورد تصفیه قرار داد.

استخرهای ته نشینی اولیه یکی از ساده ترین، ارزان ترین، قدیمی ترین و ضروری ترین واحدهای فیزیکی تصفیه در یک تصفیه خانه فاضلاب محسوب می‌شوند. در حال حاضر طراحی این استخرها بر اساس منابع علمی موجود بر اساس پارامترهای شناخته شده ای نظیر بار سطحی، زمان متوسط ماند هیدرولیکی و بار سرریز انجام می‌شود. مدل‌های مکانیک سیالات محاسباتی (CFD) می‌توانند به عنوان یک ابزار قوی نحوه ته نشینی ذرات معلق در این استخرها و سناریوهای مختلف طراحی و بهره برداری آن را با دقت بالایی مدلسازی نموده و شناخت جامعی از عملکرد و کارایی استخر ارائه نمایند. در این پژوهش با ابزارهای CFD که در نرم افزار شناخته شده و پر کاربرد FLOW 3D وجود دارند به مدل سازی این استخرها با سناریوهای مختلف طراحی پرداخته شده است و رفتار و کارایی استخر مورد ارزیابی قرار گرفته است.

۱-۲ تصفیه فاضلاب

فاضلاب، به آبی گفته می‌شود که در نتیجه مصرف شدن آلوده شده و دیگر قابل استفاده نیست. فاضلاب‌ها را می‌توان به صورت زیر تقسیم بندی کرد.

- فاضلاب شهری: شامل فاضلاب خانگی، فاضلاب اماکن تجاری و فاضلاب مؤسسات عمومی؛

- فاضلاب صنعتی: آب تولید شده از مصرف کارخانه‌ها، کارگاه‌ها و مجموعه‌های صنعتی؛

- فاضلاب کشاورزی: فاضلاب‌های بوجود آمده از فعالیت‌های کشاورزی؛

- رواناب سطحی یا سیلاب: شامل آب‌های ناشی از ذوب برف و یخ و یا بارندگی

تصفیه فاضلاب به فرایندهایی گفته می‌شود که در آن فاضلاب تبدیل به آبی می‌شود که بتوان از آن استفاده مجدد کرده یا بدون آسیب و مخاطره برای محیط زیست آن را در محیط رها کرد. امروزه روش‌های تصفیه فاضلاب از دو جنبه اهمیت دارند:

الف) مشکلات ناشی از کمبود آب

ب) آلوده کردن محیط زیست در اثر رها کردن در طبیعت

تقسیم بندی‌های متفاوتی برای فرایندهای تصفیه فاضلاب وجود دارد. یکی از تقسیم بندی‌ها بر اساس ماهیت فرایند تصفیه صورت می‌گیرد و طبق آن فرایندهای تصفیه مطابق زیر تقسیم بندی می‌شوند:

۱- فرایندهای فیزیکی

۲- فرایندهای شیمیایی

۳- فرایندهای بیولوژیکی

فرایندهای فیزیکی شامل آشغالگیری، دانه‌گیری، فیلتراسیون، برخی روش‌های گندزدایی مانند استفاده از UV و ته‌نشینی می‌باشد.

فرایندهای شیمیایی شامل ترسیب شیمیایی، انعقاد و لخته‌سازی، تبادل یون، تنظیم pH و گندزدایی با کلر می‌باشد. فرایندهای شیمیایی نسبت به روش‌های فیزیکی پیچیده تر بوده و همچنین از لحاظ هزینه خرید و نگهداری مواد شیمیایی و مشکلات احتمالی در بهره برداری نیز چندان مناسب نیستند. همچنین اضافه کردن مواد شیمیایی به فاضلاب موجب تولید لجن شیمیایی می‌شود که تصفیه آن نیز

هزینه‌های قابل توجهی را تحمیل می نماید. به همین دلایل سعی می شود حتی الامکان از این روش برای حذف آلاینده‌ها استفاده نشود.

فرایندهای بیولوژیکی شامل روش‌هایی می شود که در آن انجام یک فرآیند بیولوژیکی منجر به عملیات تصفیه می گردد. در واقع در روش بیولوژیکی، باکتری‌ها عملیات تصفیه را انجام می دهند. روش‌های بیولوژیکی از جهت استفاده و یا عدم استفاده از اکسیژن، به دو بخش هوازی و بی هوازی تقسیم می گردند.

روش‌هایی مانند لجن فعال متعارف (CAS)، لجن فعال با هوادهی گسترده (EAAS)، لجن فعال با رشد چسبیده ثابت (IFAS)، بیوراکتور غشایی (MBR)، راکتور بیوفیلمی با بستر متحرک (MBBR)، تماس دهنده‌های بیولوژیکی چرخان (RBC)، صافی‌های چکنده (TF) جزو روش‌های هوازی بوده و روش‌هایی همچون راکتور بافل دار بی هوازی (ABR) و بستر لجن بی هوازی با جریان رو به بالا (UASB) نیز از جمله روش‌های بی هوازی تصفیه فاضلاب می باشند.

۱-۳ استخرهای ته نشینی اولیه و ضرورت مدل سازی آن‌ها با CFD

آنچه مسلم است در همه فرایندهای تصفیه فاضلاب یکی از مهمترین و ارزانتین و در عین حال ساده ترین و قدیمی ترین واحدهای تصفیه، استخرهای ته نشینی اولیه می باشند. این استخرهای ساده جزء اولین واحدهای تصفیه خانه های فاضلاب محسوب می شوند که تقریباً در همه‌ی تصفیه خانه های فاضلاب از آن‌ها استفاده می شود. هدف اصلی از این واحد در تصفیه خانه های فاضلاب حذف بخش عمده ای از جامدات ذره ای معلق و قابل ته نشینی در یک استخر ظرف مدت کوتاه حدود ۲ تا ۴ ساعت ماند فاضلاب در این استخر می باشد. بخش عمده ای از این ذرات معلق را مواد آلی و بخشی را هم مواد معدنی نظیر گل و لای تشکیل می دهند. در مجموع این استخرهای ساده منجر به حذف حدود ۳۵ تا ۴۵ درصدی بار آلودگی فاضلاب و حذف حدود ۶۰ تا ۷۰ درصدی جامدات معلق موجود در فاضلاب در بدو ورود فاضلاب به تصفیه خانه می شوند. بنابراین این استخرها سهم بالایی در حذف آلاینده‌ها در کل

فرایند تصفیه در یک تصفیه خانه فاضلاب صرف نظر از مابقی واحدها و فرایندهای موجود در آن ایفا می نمایند. این استخرها در منابع علمی تصفیه فاضلاب بر اساس معیارهای تجربی نظیر بار سطحی، زمان ماند هیدرولیکی و پارامترهای هندسی طراحی می شوند. امروزه مدل های دینامیک سیالات محاسباتی¹ (CFD) می توانند منجر به شناخت هر چه بیشتر از ماهیت فرایند ته نشینی و کارایی پارامترهای تجربی در طراحی هر چه دقیق تر این واحدهای مهم در تصفیه خانه های فاضلاب شوند. در واقع مدل های CFD می توانند به عنوان یک ابزار شبیه سازی قوی در طراحی و بهره برداری استخرهای ته نشینی مورد استفاده قرار گیرند. در این تحقیق به ارزیابی استفاده از این ابزارها که در مدل نرم افزاری FLOW 3D وجود دارند برای استخرهای ته نشینی اولیه تصفیه خانه های فاضلاب پرداخته می شود.

۱-۴ ساختار استخرهای ته نشینی اولیه

تصفیه به معنای حذف ذرات نامطلوب شیمیایی، فیزیکی و بیولوژیکی از آب یا فاضلاب به منظور استفاده های مختلف می باشد. بیشتر فرایندهای تصفیه برای تهیه آب آشامیدنی می باشد ولی هدف های دیگری مانند؛ تولید آب برای مصارف پزشکی، دارویی، شیمیایی و صنعتی نیز وجود دارد. یکی از مهمترین قسمت های تصفیه خانه ها، استخرهای ته نشینی² (رسوبگذاری) موجود در آنهاست که نقشی مهمی را در تصفیه آب و فاضلاب بر عهده دارند.

به جمع شدن ذرات جامد در قسمت پایین یک سیال مانند آب یا هوا، بر اثر گرانش، ته نشینی می گویند. بیش تر ناخالصی های معلق در آب یا فاضلاب، چگالی بیش تری نسبت به این سیال زمینه دارند. در آب ها و فاضلاب های راکد، به علت کاهش تلاطم³، این ناخالصی ها بر اثر گرانش ته نشین می شوند.

¹ computational fluid dynamics CFD models

² Settling tanks

³ Sedimentation (Settlement)

⁴ turbulence

یکی از راه‌های تصفیه ی فاضلاب، نگه داشتن آن در استخرهایی مخصوص، به منظور ته نشین شدن مواد معلق موجود است. این مواد معلق می‌تواند شامل ذرات شن، گل و لای و یا لجن باشد که به طور طبیعی و غیر طبیعی در منابع فاضلاب وجود دارد. برای انجام فرایند ته نشینی، باید سرعت جریان فاضلاب را تا اندازه ای کاهش داد که ذرات دیگر نتوانند در فاضلاب معلق بمانند. با غلبه‌ی نیروی گرانش، بر نیروی اینرسی، ذرات شروع به ته نشین شدن می‌کنند و از جریان فاضلاب جدا می‌شوند. اندازه و نوع ذرات، دو عامل مهم و تأثیر گذار در فرایند ته نشینی است. ذرات شن و ماسه، گل و لای و هم چنین لجن به علت چگالی بالا، به راحتی ته نشین می‌شوند. چنانچه سرعت جریان تا حدود ۳۰ سانتی متر در ثانیه کاهش یابد؛ بیش‌تر ذرات معلق به راحتی توسط نیروی گرانش، از جریان جدا می‌شوند. در مقابل، مواد کلوئیدی به راحتی ته نشین نمی‌شوند و برای این منظور بایستی با اضافه کردن بعضی مواد شیمیایی مانند نمک‌های آهن یا آلومینیوم سولفات، آن‌ها را منعقد و ته نشین نمود.

عامل مهم دیگر در فرایند ته نشینی، چگالی ذرات است. بدیهی است هر چه چگالی ذرات بیش‌تر باشد، ته نشینی آن‌ها سریع‌تر خواهد بود. چنانچه غلظت ذرات کم باشد و هم چنین اندازه‌ی آن‌ها کوچک باشد، مانند ذرات مجزا رفتار نمی‌کنند. این ذرات کوچک در طول فرایند ته نشینی با یکدیگر تلفیق شده و ذرات بزرگتری را ایجاد می‌کنند که در این صورت سریع‌تر ته نشین می‌شوند. اندازه‌ی ذرات لخته شده، به امکان برخورد ذرات کوچک‌تر به یکدیگر بستگی دارد که آن نیز وابسته به دبی عبوری جریان، گرادیان سرعت، غلظت ذرات و اندازه‌ی آن‌ها است. اگر چه نرخ ته نشینی به عمق بستگی ندارد، اما عمق استخر می‌تواند تعیین کننده‌ی زمان ماند^۲ سیال درون استخر باشد. همچنین عمق در نظر گرفته شده باید به اندازه ای باشد که ناحیه‌ی ته نشینی با ناحیه‌ی تجمع رسوبات در کف استخر، کاملاً مجزا باشند.

5 silt
2 Detention time

شکل ذرات نیز در ته نشین شدن آن‌ها مؤثر است. به عنوان مثال، ذرات گرد، راحت تر از ذرات با اشکال بی قاعده و لبه‌های تیز، ته نشین می‌شوند. هم چنین همه‌ی ذرات دارای مقداری جزئی بار الکتریکی هستند. قرار گرفتن ذرات با بار الکتریکی همنام در مجاورت هم، منجر به ایجاد دافعه بین آن‌ها می‌شود که این امر از متصل شدن آن‌ها به یکدیگر و ته نشین شدن، جلوگیری می‌کند.

عامل مهم دیگر در ته نشینی ذرات، دمای سیال است. با کاهش دمای سیال، نرخ ته نشین شدن ذرات آهسته می‌شود. این بدین معناست که با خنک شدن فاضلاب، زمان نگه داشتن فاضلاب در مخازن ته نشینی را باید افزایش داد و همچنین مقدار مواد منعقد کننده^۱ را برای جبران کاهش نرخ ته نشینی، تغییر داد. در فصل تابستان، به علت بالا بودن نرخ ته نشینی، سرعت جریان فاضلاب در استخرهای ته نشینی را می‌توان افزایش داد که این کار منجر به بالا رفتن دبی فاضلاب تصفیه شده می‌شود. در فصول سرد سال، ذرات نیازمند زمان ماند بیش‌تری برای ته نشین شدن هستند که این امر با کاهش سرعت جریان فاضلاب در استخرها محقق می‌شود. البته در بیش‌تر موارد، دما تأثیر چندانی بر فرایند ته نشینی ندارد. انواع گوناگونی از جریان، می‌تواند در استخرهای ته نشینی، ایجاد شود. یکی از این جریان‌ها، جریان ناشی از چگالی است. این جریان توسط وزن ذرات موجود در فاضلاب و یا توسط دمای فاضلاب ایجاد می‌شود. جریان‌های گردابه‌ای نیز بر اثر ورود و خروج فاضلاب به استخر، ایجاد می‌شوند. وجود جریان‌ها در استخر ته نشینی می‌تواند سودمند باشد زیرا باعث افزایش ته نشینی ذرات می‌شوند. از طرفی این جریان‌ها منجر به توزیع نامنظم ذرات در استخرها می‌شوند. مشکلات ناشی از جریان‌های موجود را می‌توان با طراحی مناسب استخر و یا نصب موانع آب‌طرف کرد.

در استخرهای ته نشینی می‌توان نواحی مختلفی را مشخص نمود. این نواحی عبارتند از:

¹ coagulant

² baffle

الف - ناحیه‌ی ورودی^۱

ناحیه‌ی ورودی باید به گونه‌ای باشد که جریان را به صورت یکنواخت وارد استخر کند. طراحی این قسمت معمولاً شامل موانعی است که به آرامی جریان ورودی را در استخر توزیع می‌کنند و از پدیده‌ی موسوم به اتصال کوتاه جلوگیری می‌کنند. منظور از اتصال کوتاه در استخرهای ته‌نشینی، حالتی است که قسمتی از جریان ورودی به سرعت استخر را ترک می‌کند. موانع ایجاد شده در ورودی معمولاً به صورت دیوارهایی با سوراخ‌های تعبیه شده در آن، به منظور عبور جریان است.

ب - ناحیه‌ی ته‌نشینی^۲

ناحیه‌ی ته‌نشینی بزرگترین ناحیه در استخر است. این ناحیه، شرایط لازم را برای ته‌نشین شدن ذرات فراهم می‌آورد.

ج - ناحیه لجن^۴

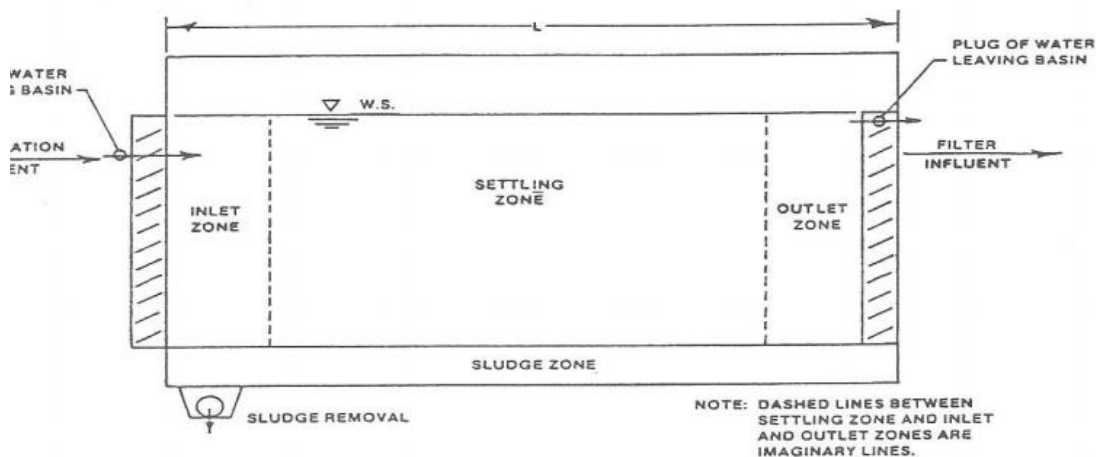
این ناحیه که در قسمت پایین استخر قرار دارد، محل انباشته شدن رسوبات است. ورودی‌های استخر باید به گونه‌ای طراحی شوند که بخش‌های پر سرعت جریان، در قسمت پایین استخر قرار نگیرند. اگر نواحی پر سرعت جریان وارد ناحیه‌ی رسوب شوند، رسوبات را با خود برده و از طریق خروجی جریان، از استخر، خارج می‌کنند که این امر فرایند تصفیه را با مشکل روبه‌رو می‌کند. رسوبات به جا مانده در ناحیه‌ی رسوب، توسط لجن‌روب^۵ یا پمپ‌های خلاء تخلیه می‌شوند.

1 Inlet zone
2 Short circuiting
3 Settling zone
4 Sludge zone
5 scraper

د- ناحیه‌ی خروجی^۱

ناحیه‌ی خروجی، باید شرایط لازم برای انتقال آرام جریان را از استخر ته نشینی به مجرای خروجی، فراهم کند. به منظور کنترل دبی خروجی از استخر و همچنین جلوگیری از ورود رسوبات به خروجی، سرریزهایی در انتهای استخر تعبیه می‌شوند. در شکل ۱-۱ نواحی مختلف یک استخر ته نشینی نشان داده شده‌اند.

شکل‌های هندسی گوناگونی برای استخرهای ته نشینی وجود دارند که از جمله‌ی آنها می‌توان به استخرهای مستطیلی، دایروی و مربعی اشاره کرد.



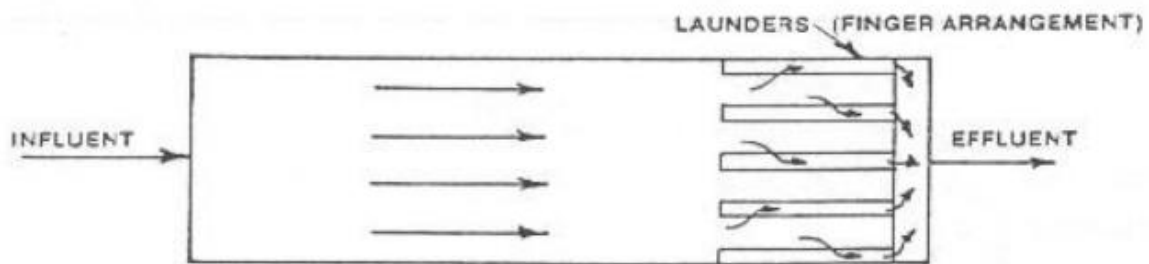
شکل ۱-۱ نواحی مختلف استخرهای ته نشینی

۱-۴-۱ استخرهای مستطیلی

از استخرهای مستطیلی به طور عمده در تصفیه‌خانه‌های بزرگ استفاده می‌شود. علت محبوبیت استخرهای مستطیلی عبارتند از:

¹ Outlet zone
² weir

- تحمل زیاد در برابر شوک‌های ناشی از بار هیدرولیکی بالا
- عملکرد قابل پیش بینی
- هزینه‌ی ساخت کم
- هزینه‌ی نگهداری کم
- حداقل امکان ایجاد اتصال کوتاه

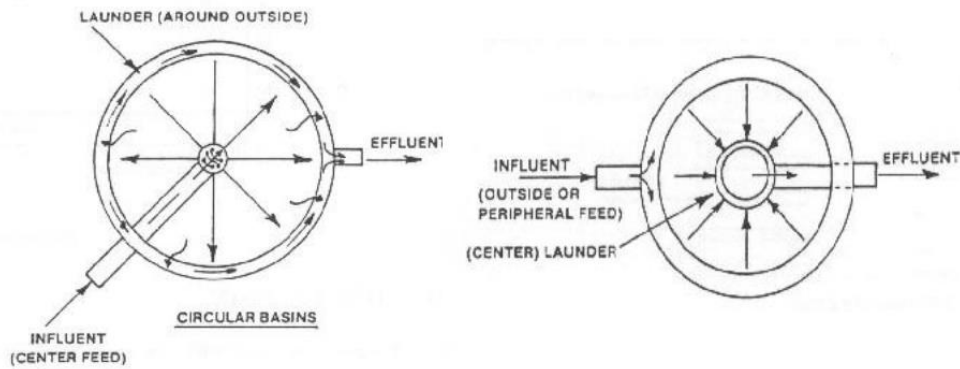


شکل ۱-۲ استخر مستطیلی

استخرهای ته نشینی مستطیلی با جریان افقی به طور کلی با توجه به پایداری هیدرولیکی و تحمل شوک بارهای ناگهانی مورد توجه قرار می‌گیرند. علاوه بر این راه انداختن استخرهای مستطیلی افقی بسیار ساده است و می‌تواند به راحتی در نصب مدول‌های ته‌نشینی با نرخ بالا خود را وفق دهند. در شکل ۱-۲ نمونه‌ای از استخرهای ته نشینی مستطیلی نشان داده شده است.

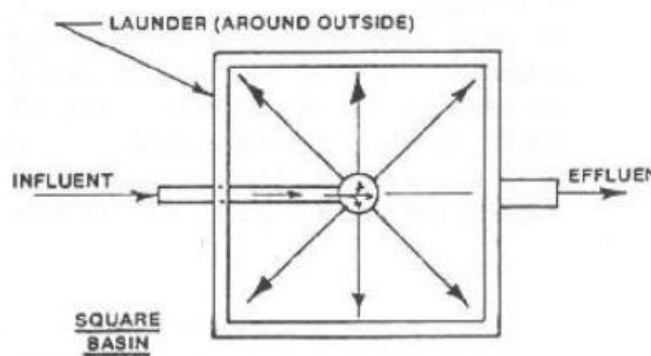
۱-۴-۲ استخرهای دایروی و مربعی

استخرهای دایروی بعضی از مزیت‌های استخرهای مستطیلی را دارا هستند اما بیش‌تر از استخرهای مستطیلی در معرض اتصال کوتاه و مشکلات مربوط به تخلیه لجن هستند. در مورد استخرهای مربعی (شکل ۱-۴)، مهندس طراح باید حتماً در گوشه‌ها، دستگاه‌های رسوب برداری نصب کند.



شکل ۱-۳ استخر ته نشینی دایره ای

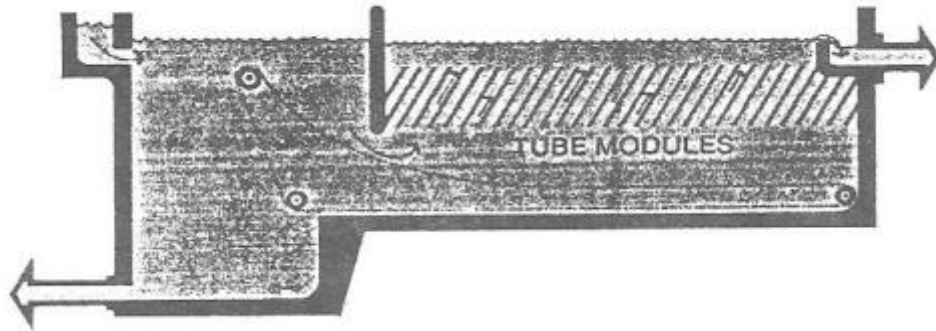
با توجه به شکل ۱-۳، استخرهای دایره ای بر دو نوع هستند. استخرهای دایروی با تغذیه ی مرکزی و استخرهای با تغذیه ی محیطی. در تغذیه ی مرکزی، جریان ورودی از مرکز استخر وارد آن می شود در حالی که در تغذیه ی محیطی، ورودی جریان، در محیط استخر قرار دارد.



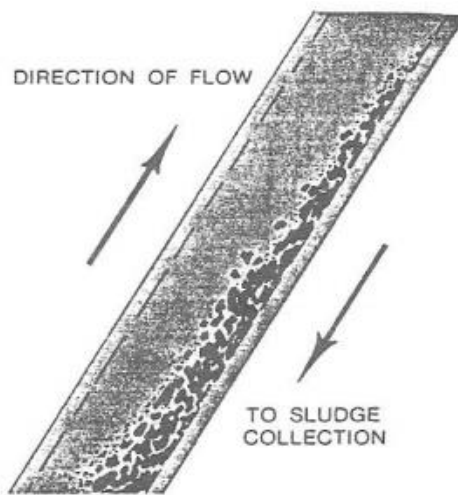
شکل ۱-۷ استخر مربعی

در بعضی موارد به منظور بهبود عملکرد استخرهای مستطیلی، از ته نشین کننده های لوله ای استفاده می شود. این ته نشین کننده ها از تعدادی لوله تشکیل شده اند که با زاویه ی ۶۰ درجه نسبت به سطح استخر نصب می شوند. جریان به سمت بالای ته نشین کننده ها هدایت می شود. ذرات موجود در فاضلاب تمایل به حرکت در مسیری غیر از جهت جریان فاضلاب را دارند و قبل از رسیدن به بالای لوله ها با آن ها برخورد می کنند. در نهایت ذرات معلق از جریان جدا شده و بر روی لوله ها به سمت پایین سر می خورند و در ناحیه ی لجن انباشته می شوند (اشکال ۱-۵ و ۱-۶).

¹ Tube settler



شکل ۸-۱ استخر مستطیلی مجهز به لوله‌های ته نشین کننده



شکل ۹-۱ سر خوردن رسوبات بر روی لوله به سمت پایین

بعضی از عوامل که می‌توانند بر کارایی استخرهای ته نشینی تأثیرگذار باشند عبارتند از:

- جریان‌های گردابه ای که توسط اینرسی حاصل از جریان ورودی ایجاد می‌شوند
- تلاطم ناشی از جریان باد در سطح فاضلاب در استخرهای باز
- جریان‌های مربوط به همرفت
- سیال گرم یا سرد که منجر به ایجاد جریان ناشی از چگالی در کف استخر می‌شود
- لایه بندی حرارتی در مناطق آب و هوایی گرم

با توجه به موارد گفته شده، کارایی استخرهای ته نشینی تابع عوامل مختلفی است. رابطه‌ی تجربی زیر برای تعیین رابطه‌ی بین کارایی استخر با مدت زمان نگه داری آب، درون آن پیشنهاد شده است:

$$R = \frac{t}{a+b.t} \quad (1-1)$$

در رابطه‌ی ۱-۱، a و b ، ضرایب تجربی هستند که توسط آزمایش تعیین می‌شوند. R و t ، نیز به ترتیب راندمان استخر ته نشینی و مدت زمان نگه داری فاضلاب در استخر یا همان زمان ماند هیدرولیکی، می‌باشد.

در پژوهش پیش رو، به شبیه سازی عددی یک استخر مستطیلی در نرم افزار FLOW 3D پرداخته می‌شود و اثر پارامترهای مختلف بر کارایی استخر، بررسی شده و با نتایج موجود در سایر مقالات و هم چنین نتایج آزمایشگاهی مقایسه می‌گردد. در نرم افزار FLOW 3D، از مدل انتقال رسوب،^۱ به منظور شبیه سازی فرایند ته نشینی استفاده می‌شود. مدل هیدرودینامیک نرم افزار، معادلات مربوط به جریان (معادلات ناویر- استوکس) را با روش میانگین گیری رینولدز^۲ حل می‌کند. سپس مدل انتقال رسوب به صورت کوپل شده با مدل هیدرودینامیک، رفتار ذرات معلق موجود در جریان را شبیه سازی می‌کند.

طراحی ورودی جریان در استخرها نقش مهمی در کارایی آن‌ها دارد زیرا با یکنواخت کردن جریان و هم چنین استهلاک انرژی جنبشی آن، شرایط را برای ته نشین شدن رسوبات فراهم می‌سازد. از آن جا که حدود ۳۰ درصد کل هزینه‌ی ساخت تصفیه‌خانه‌ها، به استخرهای ته نشینی اختصاص می‌یابد، طراحی هر چه بهتر این مخازن، بسیار حائز اهمیت است.

¹ Sediment transport model

² Reynolds-averaged Navier Stokes

فصل دوم : ادبیات موضوع و تحقیقات

پیشین

۲-۱ مقدمه

با توجه به اهمیت تصفیه فاضلاب و هزینه‌های بالای ساخت و نگهداری استخرهای ته‌نشینی، عملکرد بهینه استخرهای ته‌نشینی بسیار حائز اهمیت است. مجموعه‌ای از موارد یاد شده محققان و طراحان را به طراحی هر چه کارآمدتر استخرهای ته‌نشینی سوق داده است.

به طور کلی، عوامل متعددی در ظرفیت و کارایی استخرهای ته‌نشینی مستطیلی موثرند. در تحقیقات پیش‌تر، تلاش‌های زیادی برای جایگزین کردن مدل محاسباتی به جای روش‌های طراحی تجربی انجام شده است که مراحل فیزیکی و هیدرولیکی جریان موجود در استخرهای ته‌نشینی را به درستی شبیه‌سازی می‌کنند. در این فصل به معرفی استخرهای ته‌نشینی اولیه در تصفیه فاضلاب و معیارهای متداول طراحی آن‌ها و همچنین تلاش‌های انجام شده در استفاده از مدل‌های دینامیک سیالات محاسباتی در تحلیل رفتار و عملکرد این استخرها پرداخته می‌شود.

۲-۲ تصفیه فاضلاب

ناخالصی‌های موجود در فاضلاب اساساً ناشی از وجود جامدات در آن می‌باشد. این جامدات ممکن است از نظر ماهیت شیمیایی به شکل مواد آلی یا مواد معدنی و به فرم‌های معلق، کلوئیدی و یا محلول در فاضلاب باشند. فاضلاب شهری بطور کلی حاوی 0.1 درصد جامدات بوده و مابقی آن یعنی 99.9 درصد جرم آن را آب تشکیل می‌دهد [1]. تصفیه فاضلاب بطور کلی به معنی کاهش جزئی یا حذف کامل برخی ناخالصی‌های موجود در فاضلاب می‌باشد تا حدی که بتوان آن را بر اساس استانداردهای تخلیه به محیط زیست، تخلیه نموده و یا برای برخی مصارف مورد استفاده مجدد قرار داد.

یک تصفیه‌خانه فاضلاب مشتمل بر یک سری واحدهای فرایندی و عملیاتی می‌شود که منجر به کاهش و یا حذف کامل ناخالصی‌های موجود در فاضلاب تا رسیدن به استانداردهای لازم می‌شود. در یک تصفیه‌خانه فاضلاب به واحدهای تصفیه فیزیکی نظیر آشغال‌گیر، دانه‌گیر، ته‌نشینی و آبگیری از لجن، واحد

عملیاتی^۱ گفته می‌شود و به هر واحد تصفیه‌ای که در آن واکنش شیمیایی و یا بیولوژیکی انجام می‌شود، واحد فرایندی^۲ گفته می‌شود. واحدهای فرایندی متعارف در اغلب تصفیه خانه‌های فاضلاب شامل سیستم لجن فعال، فیلترهای چکنده، تماس دهنده های بیولوژیکی دوار (RBC)، بیوراکتورهای غشایی، واحد کلر زنی و واحدهای حذف فسفر با تزریق مواد شیمیایی می‌شوند. در هر تصفیه خانه فاضلاب دو زنجیره فرایند وجود دارد. در یکی از زنجیره ها بخش مایع مورد تصفیه قرار می‌گیرد و در زنجیره دیگر لجن تولیدی در فرایند مورد تصفیه و تثبیت قرار می‌گیرد. در شکل ۱-۲ زنجیره تصفیه بخش مایع یک تصفیه خانه فاضلاب و همچنین زنجیره واحدهای بخش تصفیه جامدات یا لجن در یک تصفیه خانه متعارف فاضلاب نشان داده شده است. اهداف اصلی از سیستم تصفیه ثانویه فاضلاب حذف مواد آلاینده آلی موجود در فاضلاب (که بر حسب پارامتر اکسیژن خواهی بیوشیمیایی پنج روزه BOD_5^3 سنجیده می‌شوند) و همچنین حذف جامدات معلق کل^۴ موجود در فاضلاب (که با پارامتر TSS سنجیده می‌شوند) و در نهایت کشتن میکرووب‌های بیماری‌زای موجود در پساب تصفیه شده می‌باشد. بر اساس استانداردهای تصفیه، یک تصفیه خانه فاضلاب باید قادر باشد تا پارامتر BOD_5 فاضلاب و همچنین TSS را به کمتر از 30mg/L (بر مبنای متوسط ماهیانه) کاهش دهد و همچنین بیش از ۸۵ درصد حذف را برای این پارامترهای کیفی فاضلاب ایجاد نماید. در جدول ۱-۲ استانداردهای پساب خروجی یک تصفیه خانه فاضلاب پس از تصفیه ثانویه ارائه شده است [2].

^۱ unit operation

^۲ unit process

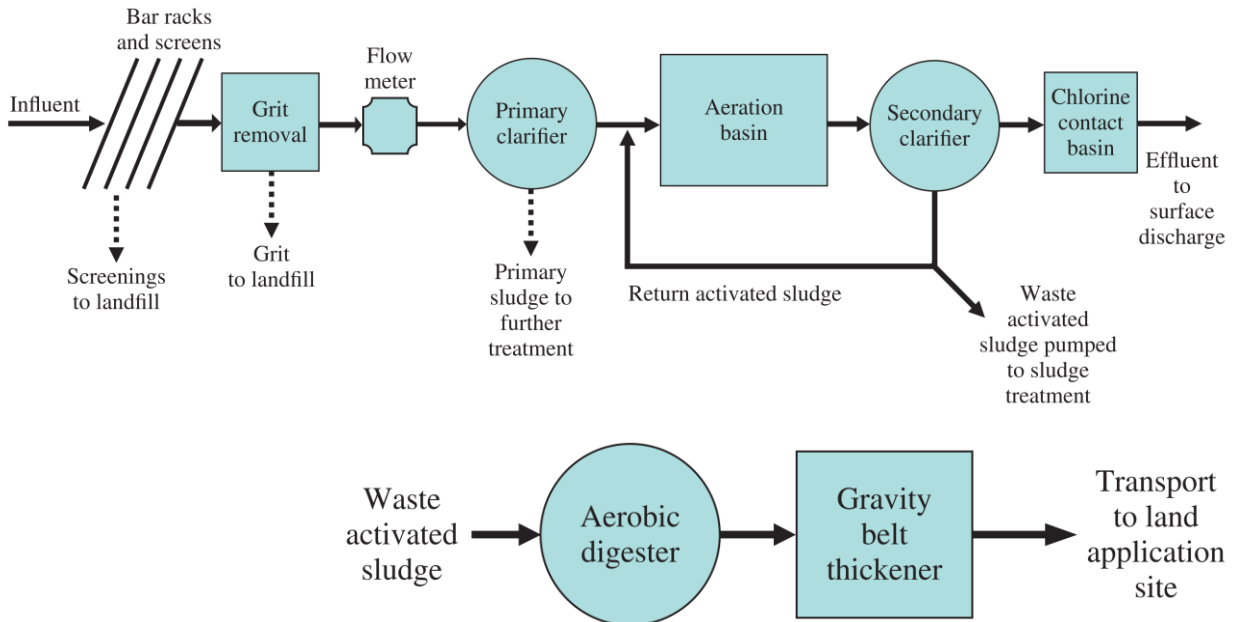
^۳ five-day biochemical oxygen demand, BOD_5

^۴ total suspended solids (TSS)

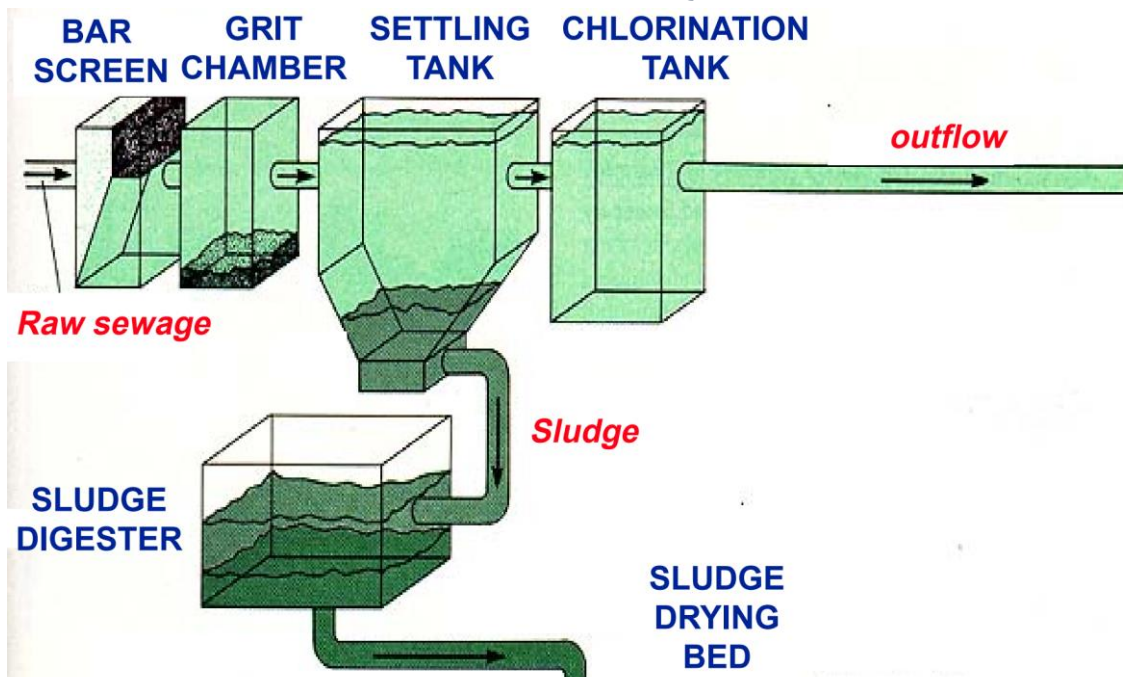
جدول ۱-۲ استانداردهای تخلیه فاضلاب پس از تصفیه ثانویه [2]

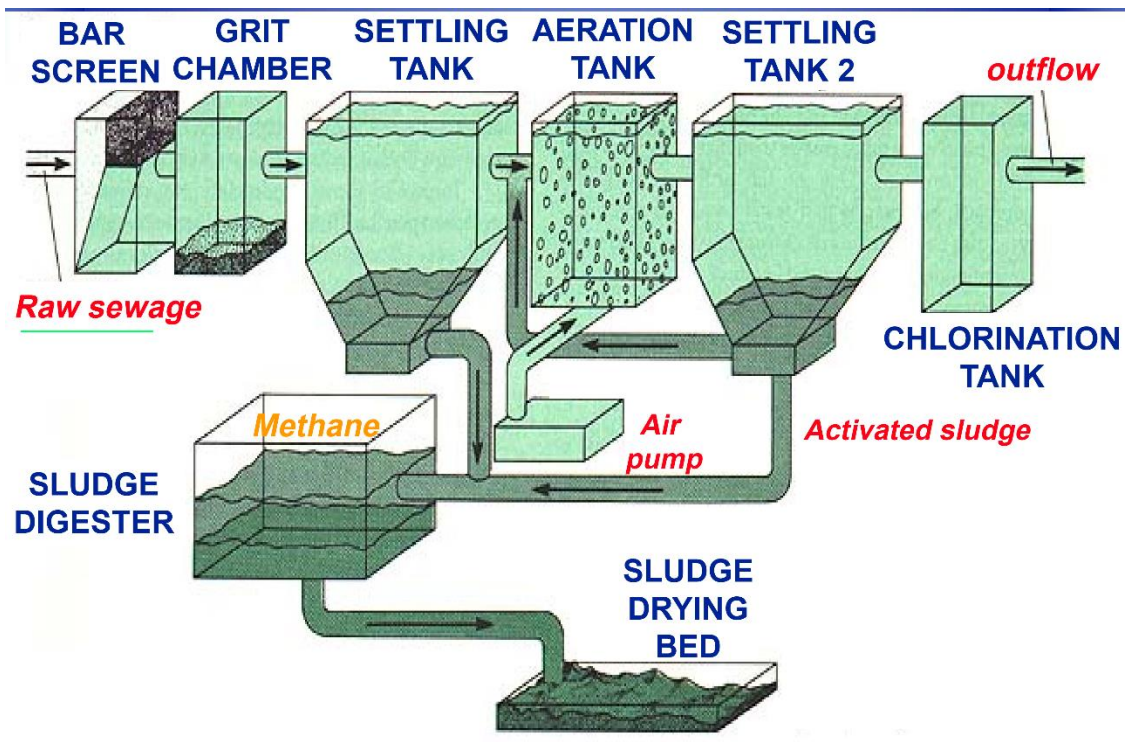
Parameter	30-day average (% removal)	30-day average (mg/L)	7-day average (mg/L)
BOD ₅	85	30	45
CBOD ₅	85	25	40
TSS	85	30	45
pH	–	6.5–8.5	6.5–8.5

Source: Federal Register (1988) and Federal Register (1989).



شکل ۱-۲ زنجیره واحدهای تصفیه بخش مایع و بخش جامد فاضلاب در یک تصفیه خانه متعارف فاضلاب





شکل ۲-۳ تصفیه ثانویه فاضلاب

همانطور که در شکل ۱-۲ و ۲-۲ و ۳-۲ ارائه شده است در ابتدا فاضلاب خام از میان یک آشغالگیر میله ای عبور نموده تا زباله های درشت موجود در آن جدا شوند. سپس با عبور فاضلاب از میان یک آشغالگیر ریز، زباله های ریزتر موجود در آن جداسازی و حذف می شوند. این زباله ها معمولاً در لندفیل های دفن بهداشتی زباله دفن می شوند. سپس فاضلاب با عبور از یک سیستم موسوم به دانه گیر، ذرات شن و ماسه، پوست تخم مرغ، خرده های شیشه و فلزات از آن جدا سازی و حذف می شود. این ذرات معدنی در صورت ورود به واحدهای تصفیه می توانند تجهیزات الکترومکانیکی نظیر پمپها را تخریب نمایند. پس از آن با یک واحد پارشال فلوم استاندارد دبی سنجی فاضلاب انجام شده و فاضلاب به واحد ته نشینی یا زلال سازی اولیه^۱ هدایت می شود. در واحد کلاریفایر یا ته نشینی اولیه با استفاده از ته نشینی فیزیکی ساده بطور متعارف در دبی متوسط حدود ۳۵ درصد BOD_5 فاضلاب و حدود ۵۰ تا ۷۰ درصد TSS فاضلاب حذف می شود. استخر هوادهی و ته نشینی یا کلاریفایر ثانویه مشتمل بر واحدهای لجن فعال می شوند که در آن ها جمعیت انبوه و متنوعی از میکروارگانیسمها (عمدتاً باکتریها)

¹ primary clarification

مواد آلی ذره ای، کلوئیدی و محلول در فاضلاب را به عنوان غذا یا سوستره مصرف می نمایند. عمده این مواد آلی به گاز دی اکسید کربن و آب اکسید می شوند تا انرژی لازم برای میکروبها را فراهم نمایند و تنها بخش ناچیزی از مواد آلی برای سنتز یا ساخت سلول جدید یا بیومس (رشد میکروارگانیسم جدید) بکار می روند. واحد ته نشینی یا زلال ساز ثانویه منجر به جداسازی جامدات خنثی و یا بیولوژیکی تولید شده گردیده و یک پساب زلال از بالای آن و لجن غلیظ ته نشین شده از کف آن خارج می شود. بخشی از لجن به واحد هوادهی برگشت داده شده و بخش عمده آن به عنوان لجن مازاد به واحدهای تصفیه لجن هدایت می شود. در نهایت پساب زلال خروجی از واحد ته نشینی ثانویه در یک حوض کلرزنی مورد ضدعفونی قرار گرفته و پساب زلال و ضدعفونی شده ای به عنوان خروجی تصفیه خانه برای مصارف مورد نیاز و یا تخلیه بی ضرر به محیط زیست تولید می شود. لجن مازاد و همچنین لجن واحد ته نشینی اولیه به سیستم تصفیه لجن تصفیه خانه برای تصفیه، تثبیت و آبگیری هدایت می شوند. در برخی موارد نیاز به تولید پساب با کیفیت بیشتر از تصفیه ثانویه می باشد. در این موارد اصطلاحاً گفته می شود پساب باید مورد تصفیه ثالث یا پیشرفته قرار گیرد. در فرایندهای تصفیه ثالث ازت و فسفر موجود در پساب تا حد استاندارد با استفاده از فرایندهای بیولوژیکی یا شیمیایی حذف می شوند. بر اساس استاندارد فاضلاب پس از تصفیه پیشرفته یا ثالث باید دارای BOD_5 و TSS کمتر از 5mg/L و ازت کل^۱ آن نیز باید به کمتر از 3mg/L ($TN \leq 3\text{ppm}$) تنزل داده شده و فسفر کل^۲ آن نیز باید به کمتر از 1mg/L ($TP \leq 1\text{ppm}$) کاهش داده شود [2].

در جدول ۲-۲ پارامترهای متعارف کیفی فاضلاب شهری خام ارائه شده است.

¹ total nitrogen

² total phosphorus

جدول ۲-۲ پارامترهای کیفی فاضلاب شهری و مقدار تقریبی آنها [2]

Parameter	Units	US ^a	US ^b	Manchester, UK ^c	Nairobi, Kenya ^c
Chemical oxygen demand (BOD)	mg/L	200	190	240	520
Chemical oxygen demand (COD)	mg/L	–	430	520	1120
Total solids (TS)	mg/L	800	720	–	–
Suspended solids (TSS)	mg/L	240	210	210	520
Total nitrogen (as N)	mg/L	35	40	–	–
Ammonia (as N)	mg/L	–	25	22	33
Total phosphorus (as P)	mg/L	10	7	–	–
Soluble phosphorus (as P)	mg/L	7	–	–	–
	standard	–	–	7.4	7.0

^a as from Hammer (1986), p. 324.

^b as from Metcalf and Eddy (2003), p. 186 medium strength.

^c as from Horan (1990) p. 27.

۳-۲ فرایند ته نشینی اولیه در تصفیه فاضلاب

یکی از واحدهای عملیاتی مهم در تصفیه خانه‌های فاضلاب شهری، واحد ته نشینی یا زلال سازی اولیه می باشد. در این واحد تصفیه بخش عمده ای از جامدات معلق قابل ته نشینی موجود در فاضلاب، بصورت لجن در کف استخر ته نشین می‌شوند. جامدات قابل ته نشینی، بخشی از جامدات معلق محسوب می‌شوند که تحت نیروی ثقل یا وزن خود به دلیل اینکه وزن مخصوص آنها از 1.0 بیشتر است، بصورت لجن ته نشین می‌شوند. در واحد ته نشینی اولیه مواد آلی محلول یا کلوئیدی حذف نمی‌شوند و تنها بخش عمده ای از جامدات معلق که در مدت زمان متعارف ماند فاضلاب در استخر ته نشینی به صورت لجن به کف استخر می‌رسند، حذف می‌شوند. ذرات کلوئیدی از نظر اندازه بین ۱ نانومتر (10^{-9} m) تا ۱ میکرومتر (10^{-6} m) هستند که به دلیل اندازه بسیار ریز آنها و همچنین دارا بودن بار الکتریکی روی سطح در استخر ته نشینی اولیه قابل ته نشینی نمی باشند. ذرات کلوئیدی عمدتاً

¹ Settleable solids

شامل میکروارگانسیم‌ها، جلبک‌ها، ذرات ریز مواد آلی و یا ذرات معدنی نظیر ذرات رس و لای و یا برخی فلزات می‌شوند. در جدول ۲-۳ دسته بندی ذرات موجود در آب و فاضلاب بر اساس اندازه آن‌ها ارائه شده است. بر این اساس ذرات معلق معمولاً در اندازه بین ۱ تا ۱۰۰۰ میکرون یافت می‌شوند که بخشی از این ذرات معلق در استخر ته نشینی اولیه با توجه به فرصت و زمان ماند هیدرولیکی استخر قابلیت ته نشینی به شکل لجن را دارند. هر چند در زمان ماندهای هیدرولیکی چند روزه یا چند ماهه می‌توان انتظار ته نشینی بیش از ۹۰ درصد ذرات معلق موجود در فاضلاب را داشت، ولی در استخرهای بتنی متعارف برای ته نشینی اولیه فاضلاب ظرف مدت چند ساعت تنها بخشی از ذرات معلق فرصت و قابلیت ته نشینی را دارند که به آن‌ها ذرات معلق قابل ته نشینی^۱ گفته می‌شود. محدوده اندازه این ذرات بین ۱۰ تا ۱۰۰۰ میکرون می‌باشد (جدول ۲-۳).

لجن ته نشین شده کف استخر ته نشینی اولیه به دلیل دارا بودن مواد آلی فساد پذیر برای تصفیه و تثبیت بیشتر به هاضم‌های بی‌هوازی لجن انتقال داده می‌شود. به لجن تولیدی در کلاریفایر اولیه اصطلاحاً لجن خام^۲ گفته می‌شود. این لجن حاوی مقادیر بالایی از مواد آلی و میکروبی‌های بیماری‌زا بوده و در صورت نگهداری طولانی مدت بوی زیادی تولید می‌نماید. در استخرهای متعارف ته نشینی اولیه فاضلاب در تصفیه خانه‌های فاضلاب نرخ حذف BOD بین ۲۵ تا ۴۰ درصد و نرخ حذف TSS بین ۵۰ تا ۷۰ درصد برآورد می‌شود. که البته این نرخ حذف بستگی به بار سطحی^۳ استخر ته نشینی دارد. در شکل ۲-۳ راندمان حذف BOD و TSS در استخرهای ته نشینی اولیه فاضلاب بصورت تابعی از بار سطحی استخر بر اساس نتایج تجربی ارائه شده است [2].

استخرهای ته نشینی اولیه فاضلاب هم بصورت دایره ای و هم بصورت مستطیلی ساخته می‌شوند. در شکل ۲-۵ نمونه ای از استخرهای ته نشینی با هندسه دایره ای^۴ و مستطیلی^۵ نشان داده شده است. در

1 Settleable solids

2 "raw" sludge

3 overflow rate

4 circular

5 rectangular

جدول ۲-۴ معیارهای طراحی استخرهای ته نشینی اولیه فاضلاب که معمولاً بر اساس این معیارها ساخته می‌شوند ارائه شده است. مهمترین پارامترهای طراحی این استخرها که در منابع علمی طراحی تصفیه خانه های فاضلاب به آن‌ها پرداخته می‌شود، بار سطحی استخر، زمان متوسط ماند هیدرولیکی^۱ و بار سرریز می باشند.

جدول ۲-۳ انواع و محدوده اندازه ذرات موجود در آب و فاضلاب [2]

Type of particle	Size
Suspended solids	1 to 10 ³ μm
Settleable solids	10 ¹ to >10 ³ μm
^a Bacteria	0.1 to 10 μm
^a Viruses	0.01 to 0.1 μm
Colloidal	10 ⁻³ to 1 μm
Dissolved solids	10 ⁻⁵ to 10 ⁻³ μm

Based on Tchobanoglous and Schroeder (1985). *Water Quality: Characteristics, Modeling, Modification*, p. 58.

^a Based on Davis (2010). *Water and Wastewater Engineering: Design Principles and Practice*, p. 3-2.

بار سطحی استخر حاصل تقسیم دبی حجمی فاضلاب ورودی به استخر به مساحت پلان استخر ته نشینی تعریف می‌شود (معادله ۱-۲).

$$V_o = \frac{Q}{A_s} \quad (1-2)$$

که در این رابطه V_o بار سطحی استخر بر حسب $m^3/m^2.day$ ، Q دبی طراحی استخر بر حسب m^3/day و A_s مساحت پلان استخر بر حسب m^2 می باشد. برای طراحی استخر بر اساس این منابع علمی دبی حجمی فاضلاب خام ورودی به استخر، به بار سطحی استاندارد تقسیم شده و مساحت پلان استخر

¹ detention time

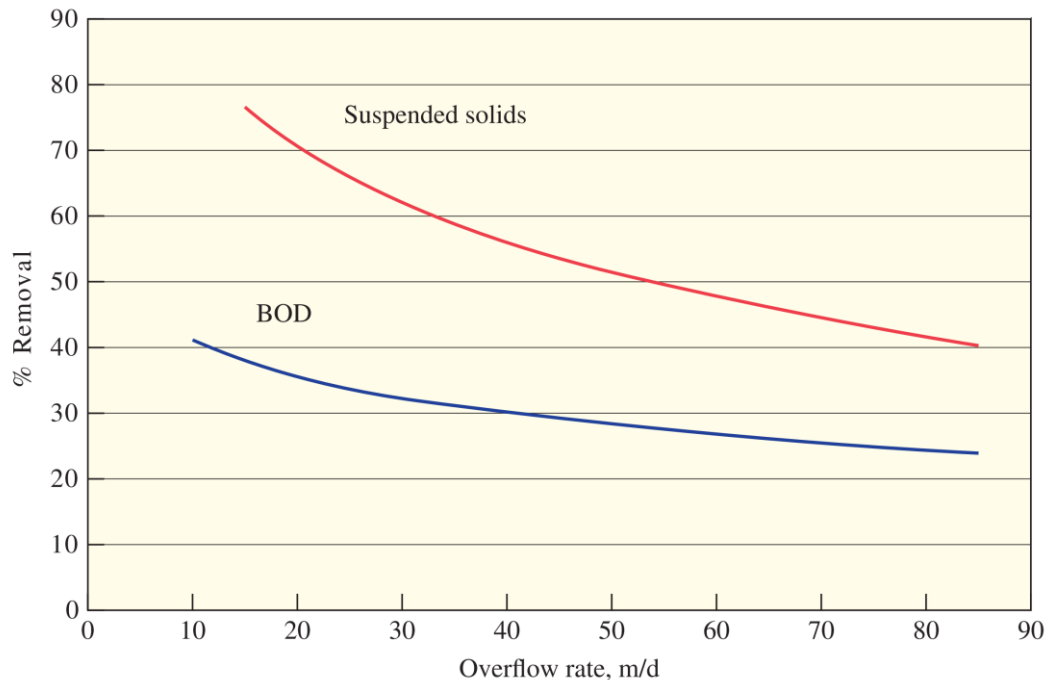
² weir loading rate

محاسبه می‌شود. سپس با توجه به هندسه دایره ای یا مستطیلی قطر و یا اضلاع استخر محاسبه می‌شود [2].

حجم استخر نیز بر اساس زمان ماند هیدرولیکی محاسبه می‌شود. مفهوم زمان ماند هیدرولیکی متوسط زمانی است که یک قطره فاضلاب قبل از خروج از استخر در آن باقی می‌ماند. این پارامتر بر اساس رابطه ۲-۲ بصورت حاصل تقسیم حجم استخر بر دبی ورودی به آن محاسبه می‌شود.

$$\text{Hydraulic Retention Time (HRT)} = \frac{V}{Q} \quad (2-2)$$

که در این رابطه HRT زمان ماند متوسط هیدرولیکی در استخر، V حجم استخر بر حسب m^3 و Q دبی فاضلاب ورودی بر حسب m^3/day یا m^3/h می‌باشد. با محاسبه حجم استخر بر اساس زمان ماند، عمق استخر ته نشینی اولیه با تقسیم حجم استخر بر مساحت پلان آن محاسبه می‌شود [2].



شکل ۲-۴ راندمان حذف BOD و TSS فاضلاب در استخر ته نشینی اولیه بصورت تابعی از بار سطحی [2]



شکل ۲- ۵ نمونه هایی از استخرهای ته نشینی اولیه دایره ای و مستطیلی در یک تصفیه خانه فاضلاب

بار سرریز (q) نیز با تقسیم دبی حجمی ورودی به طول سرریز بر اساس رابطه ۲-۳ محاسبه می شود.

$$q = \frac{Q}{\text{Weir Length}} \quad (3-2)$$

که در این رابطه q بار سرریز بر حسب $m^3/m.day$ و Q دبی حجمی بر حسب m^3/day و طول سرریز بر حسب متر می باشد. در طراحی استخرهای ته نشینی اولیه بار سرریز آخرین پارامتری است که مورد کنترل قرار می گیرد. در استخرهای دایره ای معمولاً در محیط استخر از یک ردیف سرریز V شکل استفاده می شود. در استخرهای ته نشینی مستطیلی نیز از این سرریزها بصورت ردیفی در ناحیه انتهایی استخر استفاده می شود [2].

جدول ۲-۴ ابعاد و اندازه های متداول استخرهای ته نشینی اولیه دایره ای و مستطیلی فاضلاب [2]

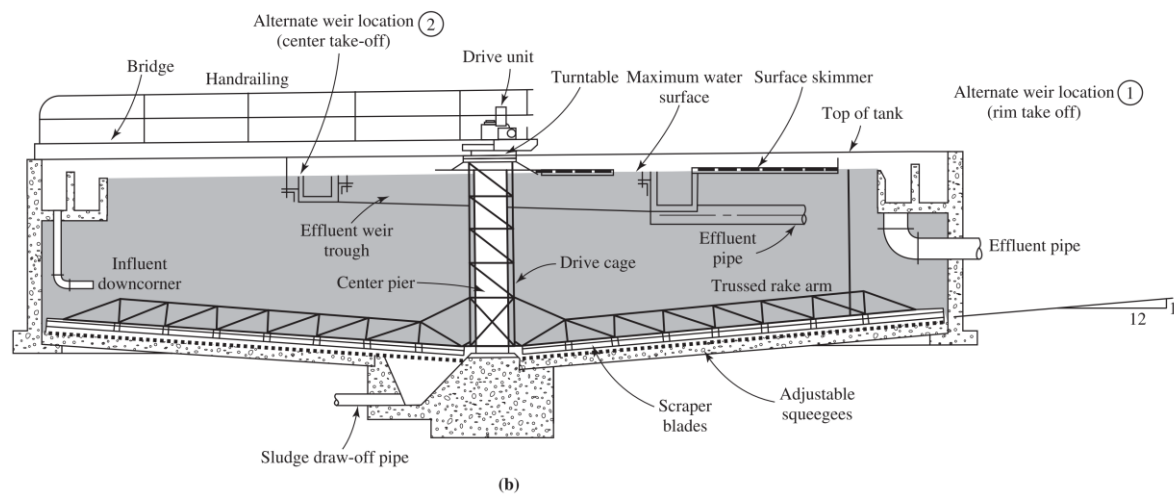
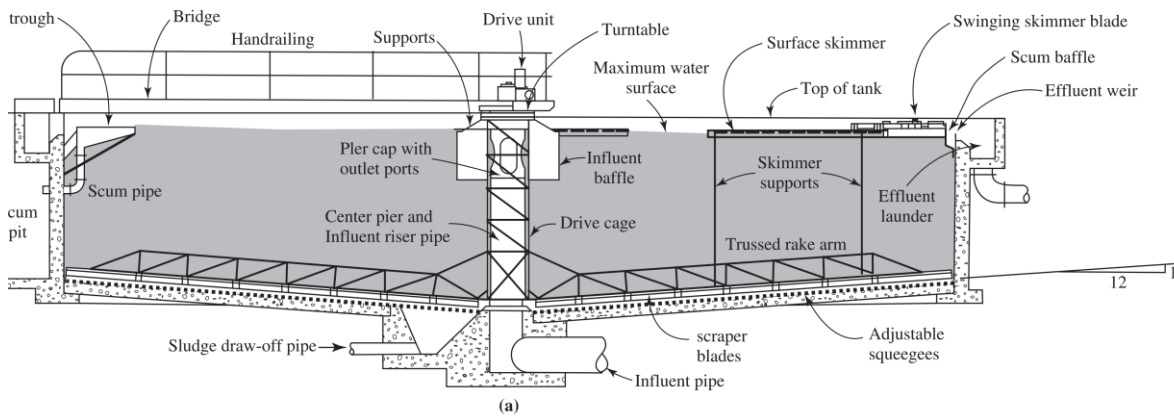
Circular:	
Depth	8–13 ft (2.4–4.0 m)
Diameter	10–300 ft (3–90 m)
^a Slope of bottom	$\frac{3}{4}$ –2 in/ft (1/16–1/6 mm/mm)
Rectangular:	Value
Depth	10–16 ft (3.0–4.9 m)
Length	50–300 ft (15–90 m)
Width	10–80 ft (3.0–24 m)
Diameter	10–200
Bottom slope	0.75–2 inches/ft

WEF (1998b) Vol 2, pp. 10-4 to 10-7.

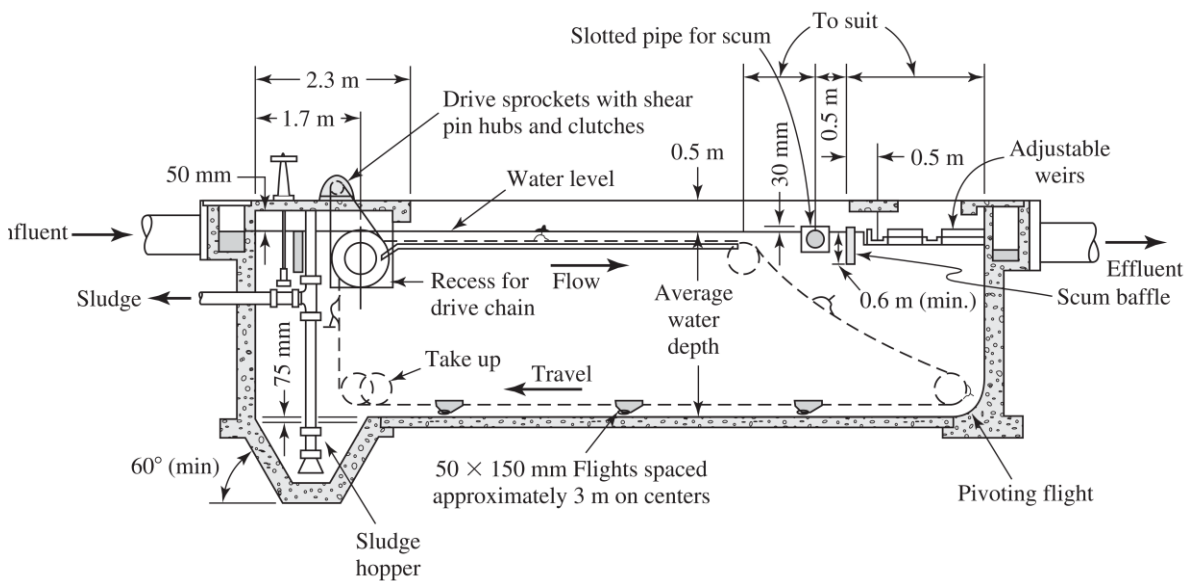
^a Metcalf & Eddy (2003), p. 398

جدول ۲-۵ معیارهای طراحی استخرهای ته نشینی اولیه فاضلاب [2]

Parameter	Value
^a Detention time	1.5–2.0 h at average flow
^b Average overflow rate	600–800 gpd/ft ² [25–33 m ³ /(d · m ²)]
^b Peak overflow rate	1,200–1,500 gpd/ft ² [49–61 m ³ /(d · m ²)]
^b Depth	12–15 ft (3.7–4.6 m)
^c Average overflow rate	800–1,200 gpd/ft ² [33–49 m ³ /(d · m ²)]
^c Peak overflow rate	2,000–3,000 gpd/ft ² [82–122 m ³ /(d · m ²)]
^c Depth	10–12 ft (3.0–3.7 m)



شکل ۲-۶ استخرهای ته نشینی اولیه فاضلاب (a) ورودی از مرکز (b) ورودی از محیط [3]



شکل ۲-۷ استخر ته نشینی اولیه مستطیلی [3]

۲-۳-۱ معیارهای متداول طراحی استخرهای ته نشینی اولیه

در متون علمی کنونی طراحی تصفیه خانه‌های فاضلاب برای چند معیار اصلی طراحی استخرهای ته نشینی اولیه بازه ای از معیارها قید شده است که در برخی موارد اختلاف قابل توجهی با یکدیگر دارند و اعداد و معیارهای واحدی در حال حاضر وجود ندارد. مهمترین معیار طراحی و بهره برداری استخر ته نشینی اولیه بار سطحی آن می باشد. این پارامتر معمولاً بین ۳۰ تا ۵۰ ($m^3/m^2 \cdot day$) در دبی متوسط و ۶۰ تا ۱۲۰ ($m^3/m^2 \cdot day$) در دبی پیک فاضلاب ورودی به تصفیه خانه منظور می شود. برخی منابع نیز معیار $40 m^3/m^2 \cdot day$ را برای دبی متوسط و $60-80 m^3/m^2 \cdot day$ را برای دبی پیک پیشنهاد نموده اند.

زمان متوسط ماند هیدرولیکی استخر نیز معمولاً بین 1.5-2.0 ساعت برای دبی متوسط جریان فاضلاب در نظر گرفته می شود. در عمل زمان ماند هیدرولیکی استخر به میزان قابل ملاحظه ای کمتر از این مقدار می باشد. به عنوان مثال مطالعات انجام شده با مواد رنگی روی یک استخر ته نشینی اولیه با زمان ماند تئوریک ۲۰۲ دقیقه نشان داده است که در عمل زمان ماند واقعی استخر حدود ۷۴ دقیقه می باشد. بر اساس داده‌های تجربی معلوم شده است که در دبی متوسط جریان، با زمان ماند حدود ۳۰ دقیقه مقدار جامدات معلق ته نشین شده در استخر به حداکثر مقدار خود می رسد. تجربه نشان داده است که زمان‌های ماند هیدرولیکی بیش از 1.5 ساعت بدون تخلیه مداوم لجن از کف استخر، منجر به ایجاد شرایط سپتیک شدن لجن و انحلال دوباره مواد آلی در فاضلاب می شود. این پدیده منجر به کاهش راندمان حذف BOD و تولید بو در استخر می شود.

سرعت افقی جریان در استخر نیز معمولاً در محدوده 0.020-0.025 m/s در نظر گرفته می شود. این شرایط برای پیشگیری از شسته شدن لجن از کف استخر و معلق شدن مجدد ذرات ته نشین شده منظور می شود.

برای خروج آرام و بدون تلاطم جریان از استخر نیز از سرریزهای v-notches در فواصل 150-300 mm و زاویه رأس ۹۰ درجه استفاده می‌شود. بار اعمال شده روی این سرریزها معمولاً برای تصفیه خانه‌های با دبی متوسط فاضلاب کمتر از 3800 m³/day معادل 120m³/m.day و برای تصفیه خانه‌های با ظرفیت بیش از 3800 m³/day معادل 190m³/m.day لحاظ می‌شود. بر اساس کتاب معروف متکف و ادی میزان بار سرریز معادل 125-500m³/m.day با مقدار متعارف 250m³/m.day پیشنهاد شده است [2]. در جدول ۲-۶ معیارهای طراحی استخرهای ته نشینی اولیه فاضلاب بر اساس کتاب قسیم ارائه شده اند.

جدول ۲-۶ معیارهای متعارف طراحی استخرهای ته نشینی اولیه فاضلاب [4]

Parameter	Range of values	Typical/comment
General		
Overflow rate (average flow)	30 to 50 m ³ /d · m ²	40 m ³ /d · m ²
Overflow rate (peak flow)	60 to 120 m ³ /d · m ²	100 m ³ /d · m ²
Retention time (average flow)	1.5 to 2.5 h	2.0 h
Flow velocity	0.020 to 0.025 m/s	
Weir loading rate	125 to 500 m ³ /d · m	250 m ³ /d · m
Trudge hoppers	1.7 vertical to 1 horizontal	Minimum; bottom width < 0.6 m
Biotechnical		Consider potential for flotation when tank is empty
Circular tanks		
<i>Dimensions</i>		
Diameter	3 to 100 m	12 to 45 m
Standard	9 to 45 m	In 1.5 m increments
Side water depth	3 to 5 m	4.3 m
Floor slope	1 vertical to 12 horizontal	
<i>Splitter box</i>		
Inlet velocity	< 0.3 m/s	At peak flow
<i>Inlet configuration</i>		
F Detention time	20 minutes	Feedwell
L Submergence	30 to 75% of depth	Size to prevent scour
EDI detention time	8 to 10 s	
Width	3 to 24 m	6 m max per flight
Depth	2 to 5 m	4.3 m
Floor slope	1%	
<i>Distribution channel</i>		
Velocity	0.3 to 0.75 m/s	
Flow distribution		Prefer orifices or gates
<i>Inlet configuration</i>		
Ports	3 to 4 per tank at < 3 m	2 m
Energy dissipation		Target or finger baffle
<i>Baffles</i>		
Distance	0.6 to 0.9 m from inlet	
Submergence	0.5 to 0.6 m	
Porosity	Individual openings > 5 cm and < 10 cm	5% open area

در جدول ۲-۷ نیز ابعاد و اندازه‌های استخرهای ته نشینی اولیه مستطیلی فاضلاب بر اساس کتاب قسیم ارائه شده است. بر اساس این منبع برای نسبت‌های طول به عرض و طول به عمق نیز معیارهایی ارائه شده است.

جدول ۲-۷ ابعاد و اندازه‌های استخرهای ته نشینی مستطیلی [4]

Parameter	Range	Typical
Length, m (ft)	15-90 (50-300)	30-60 (100-200)
Width ^{a,b} , m (ft)	6-24 (20-80)	6-9 (20-30)
Side water depth, m (ft)	3-5 (10-16)	3.7-4 (12-13)
Length-to-width ratio	1.5-15:1	4-5:1
Length-to-depth ratio	5-25:1	10-18:1
Bottom slope, percent	6-15	8

^a Most manufacturers build equipment in a standard increment of 61 cm (2 ft) in width.

^b The normal width of a single flight is 6 m (20 ft). If the width is >6 m (20 ft), use of multiple bays may be necessary for sludge collection.

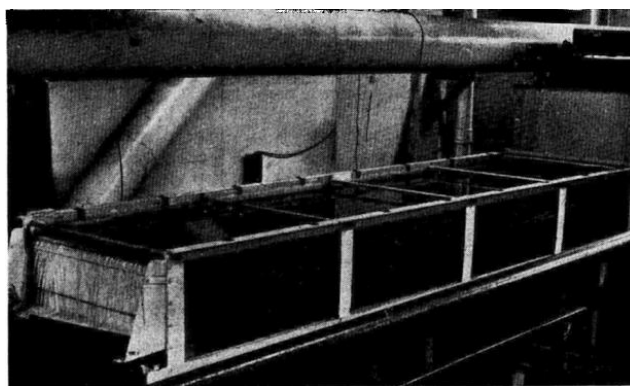
Source: Adapted in part from References 2 through 7.

۲-۴ مطالعات پیشین

در سال ۱۹۰۴، آلن هیزن، مطالعات جامعی بر روی استخرهای ته نشینی انجام داد. او یک تئوری برای ته نشینی ذرات در استخرهای ته نشینی بیان کرد. وی تفاوت بین جریان ساکن و آشفته و معلق شدن ذرات جدا از هم را با داشتن سرعت ته نشینی هر ذره تحلیل نمود و با توجه به این تئوری نشان داده شد که مقدار ته نشینی در ذرات جامد در یک استخر ساکن، مستقل از عمق است. او همچنین نشان داد که در یک استخر ایده آل، زمان عبور جریان از استخر، معیار مناسبی برای بازده آن نیست [5].

در سال ۱۹۵۵، فیشرستروم، نتیجه گرفت که دبی عبوری در جریان ایده آل (جریان با سرعت یکنواخت در عرض)، در مقایسه با جریان‌هایی با توزیع غیر یکنواخت، کمترین مقدار ممکن خواهد بود. به هر حال او بعدها، به منظور ساده سازی محاسبات، سرعت جریان را به صورت یکنواخت در نظر گرفت و استفاده‌ی بیشتری از مزایای آن نکرد [6].

کلمنتز، در مقاله خود به بررسی تغییرات سرعت در استخرهای ته نشینی مستطیلی شکل پرداخت و با توصیف بعضی از عوامل موثر بر ته نشینی، طراحی استخرهای ته نشینی را بهبود بخشید. او نشان داد که کارایی استخرهای ته نشینی با نسبت عمق جریان به عمق مقطع ورودی نسبت عکس دارد. نتایج آزمایشگاهی کلمنتز نشان داد که به ازای عدد رینولدز ۲۱۰۰ و نسبت عمق جریان به عمق مقطع ورودی برابر ۱/۳۳ تا ۲، مقادیر بهینه برای عمق مانع ها برابر یک چهارم تا یک دوم عمق جریان است. شکل ۲-۸ استخر بررسی شده در پژوهش کلمنتز را نشان می دهد [7].



شکل ۲-۸ استخر مورد بررسی در پژوهش کلمنتز

امام و مک کورکودال، به تحلیل معادلات حاکم بر استخرهای ته نشینی پرداختند. تحقیق آزمایشگاهی آن‌ها در استخر ساده مستطیلی بدون مانع منحرف کننده جریان انجام شد. مدل سازی عددی آن‌ها در حالت دو بعدی، به روش شبیه سازی تفاضل محدود و با استفاده از مدل لزجت گردابه ای ثابت^۱ بوده است. در این مدل آن‌ها یک لزجت گردابه ای ثابت^(۱۷) را برای کل دامنه در نظر گرفتند. استفاده از این مدل ساده برای تلاطم، زمان محاسبات را به طور چشمگیری کاهش داد. استفاده از مدل ساده ی لزجت گردابه ای ثابت، به خودی خود نمی توانست توزیع سرعت را در کف استخر، به درستی تعیین نماید. به همین دلیل آن‌ها از شرط مرزی لغزش جزئی^۲ استفاده کردند. در این شرط مرزی، مقدار میدان جریان در دیواره به صورت زیر تعیین می شود:

¹ Constant eddy viscosity model

² Partial slip boundary condition

$$\omega_{wall} = C_F \frac{U_0^2}{\nu_t} \quad (2-1)$$

که در آن C_F ، ضریب اصطکاک، U_0 ، بیشینه‌ی سرعت در نواحی دور از دیواره و ν_t لزجت گردابه‌ایست. همچنین آن‌ها اثر ذرات را بر هیدرولیک جریان نادیده گرفته و برای شبیه‌سازی در ورودی و خروجی، المان‌ها را ریز فرض نمودند. این تحقیق از اولین شبیه‌سازی‌های عددی استخرهای ته‌نشینی به شمار می‌رود و نتایج آن تاکنون مورد استفاده بسیاری از محققان دیگر قرار گرفته است [8].

کینات، در پژوهش خود بر روی استراتژی‌های کنترل فرایند مؤثر در جلوگیری از غلیظ شدن و اختلال در فرایند شفاف سازی و همچنین کاهش انتقال ذرات جامد از استخرهای هواده‌ی، مطالعات جامعی انجام داد. او اثر محل خروجی را بر غلظت جریان خروجی مورد بررسی قرار داد و اعلام کرد که قرارگیری محل خروجی لجن در کنار دیواره استخر به عبارتی نزدیک محل خروجی جریان، باعث کاهش غلظت مواد معلق در جریان خروجی می‌شود [9].

استمو و همکاران، از یک مدل عددی برای شبیه‌سازی ته‌نشینی ذرات درون یک استخر ته‌نشینی مستطیلی در حالت پایدار^۱ استفاده کردند. مدل عددی آن‌ها متشکل از دو قسمت بود. یک قسمت برای حل میدان سرعت و تلاطم جریان و قسمت دوم برای شبیه‌سازی حرکت ذرات معلق برای تعیین غلظت آن‌ها در نقاط مختلف استخر. مدل عددی آن‌ها بهتر از مدل‌های استفاده شده تا آن زمان، بود زیرا با استفاده از مدل آشفتگی $k - \varepsilon$ و تصحیح روابط جبری موجود در مدل‌های عددی قبلی، نتایج واقع‌گرایانه‌تری برای میدان سرعت و همچنین توزیع تلاطم به دست آوردند. مدل گفته شده برای محاسبه‌ی میدان جریان و غلظت ذرات معلق در استخر ته‌نشینی شهر سارنیا^۲ در ایالت آنتاریو^۳ کانادا، به ازای دبی‌های مختلف مورد استفاده قرار گرفت و با وجود ساده‌سازی‌های هندسی اعمال شده در مدل سازی، پروفیل‌های غلظت و بازده استخر، تطابق بسیار خوبی با مقادیر اندازه‌گیری شده داشت.

¹ Steady state

² Sarnia

³ Ontario

آن‌ها همچنین نشان دادند که چنانچه در استخر ته‌نشینی، غلظت مواد معلق در ورودی از ۲۰۰ میلی‌گرم بر لیتر کمتر باشد، می‌توان از اثرات شناوری و تأثیرات ذرات جامد بر جریان آب صرف‌نظر کرد. اعمال ساده سازی در برخی موارد سودمند است اما در برخی حالات می‌تواند منجر به خطاهای غیر قابل قبول گردد. استمو و همکاران نتیجه گرفتند که دو فرض ساده کننده که در بیشتر مدل سازی‌های هیدرودینامیک آن زمان مورد استفاده قرار می‌گرفت، در بیشتر نقاط استخر، معتبر نیستند و خطا ایجاد می‌کنند. این دو فرض عبارتند از:

۱- یکنواخت در نظر گرفتن سرعت در ورودی

۲- ثابت در نظر گرفتن لزجت گردابه ای

نتایج به دست آمده برای غلظت، در پژوهش استمو و همکاران، بسیار دقیق بود اما دقت نتایج مربوط به توزیع میدان سرعت، به اندازه‌ی غلظت نبود. علت این امر را می‌توان در دو بعدی در نظر گرفتن جریان جستجو کرد زیرا حل دو بعدی قادر به در نظر گرفتن اثرات سه بعدی ایجاد شده در نمونه‌ی واقعی نیست و همین امر منجر به کاهش دقت نتایج مربوط به میدان سرعت شد. آن‌ها همچنین به این نتیجه رسیدند که تغییرات عدد اشمیت (نسبت لزجت گردابه ای به ضریب نفوذ ذرات)، تأثیر چندانی بر بازدهی استخر ته‌نشینی ندارد.

محاسبات مورد نیاز، هم با رایانه‌ی شخصی و هم با رایانه‌ی زیمنس^۳-۷۸۸۱ انجام شد که نسبت زمان محاسبه‌ی رایانه‌ی شخصی ۱۵۰ برابر بیش‌تر از زیمنس-۷۸۸۱ بود [10].

مارایس و همکاران، در مقاله خود به ارزیابی تئوری شار ایده آل^۴ یک بعدی، برای طراحی استخرهای ته‌نشینی ثانویه پرداختند. آن‌ها پیشینه‌ی مقدار^۵ SLR را توسط این روش محاسبه کرده و مقادیر آن

1 Schmidt number

2 Eddy diffusivity

3 Siemens

4 Ideal flux theory

5 Solid load rate

را با نتایج حاصل از مدل هیدرودینامیک دو بعدی در SettlerCad، مقایسه کردند. مبنای مدل سازی، آزمایش‌های انجام شده در استخرهای ته نشینی مرکز تصفیه‌ی پساب دارویل بود. استخرها در دو نوع جدید و قدیمی بودند. عمق استخرهای جدید ۴/۱ متر بود و دارای کف شیب دار و مجهز به لجنروب‌های رسوبات بودند در مقابل، استخرهای قدیمی دارای عمق ۲/۵ متر و کف آن‌ها بدون شیب و مجهز به مکش هیدرولیکی رسوبات بودند. آزمایش‌ها در استخرهای قدیمی و جدید، به ازای مقادیر برابر ۷/۱۷، ۶/۰۵، ۶/۳۵ و ۱۱/۱۳ کیلوگرم بر متر مربع بر ساعت انجام شدند. نسبت مقادیر SLR در آزمایش، به مقدار بیشینه‌ی محاسبه شده‌ی آن در تئوری شار ایده آل یک بعدی (IDFT) به ترتیب برابر ۰/۸۷، ۰/۹۶، ۰/۷۷ و ۰/۹۱ به دست آمد. مقادیر بیشینه‌ی به دست آمده برای SLR در مدل هیدرودینامیک دو بعدی در هر چهار حالت کمتر از تئوری شار ایده آل یک بعدی به دست آمد. مدل سازی عددی بر روی استخر ته نشینی به صورت دو بعدی و روش حجم محدود برای محاسبه بازده رسوب گذاری انجام شد. همچنین طی این مدل سازی، آن‌ها به این نتیجه رسیدند که اثر شیب استخر، بر ظرفیت نرخ ذرات ورودی، ناچیز است [11].

به منظور بهینه سازی پارامترهای طراحی در استخرهای مستطیلی، لیو و همکاران به اندازه گیری میدان سرعت با روش LDV^۲ دو بعدی، برای پنج حالت مختلف و همچنین شبیه سازی میدان جریان توسط یک مدل پیشتر استفاده شده [13]، پرداخته اند. آن‌ها سپس برای یک استخر ته نشینی با غلظت رسوبات کم، مقادیر بهینه‌ی ارتفاع موانع و همچنین نسبت طول به ارتفاع استخر را تعیین کردند. در مدل سازی عددی، فرض بر این است که پروفیل جریان در ورودی، همواره به صورت یکنواخت باشد. از آن جا که در آزمایش‌ها، جریان در ورودی به صورت یکنواخت نیست؛ این فرض منجر به بروز اختلاف بین نتایج شبیه سازی و آزمایشگاهی شد. در این مطالعه، نتایج آزمایشگاهی و شبیه سازی نشان می‌دهند که یک ناحیه گردابی بزرگ پشت موانع ایجاد می‌شود به طوری که اندازه‌ی جریان در این

¹ Darvill

² Laser Doppler Velocimetry

ناحیه‌ی گردابی، کوچک است؛ طول ناحیه‌ی گردابی با افزایش نرخ جریان (دبی) و همچنین افزایش ارتفاع موانع، افزایش می‌یابد. آن‌ها همچنین دریافتند که تغییرات ارتفاع مانع به طور قابل توجهی بیشتر از تغییرات نرخ جریان، در میدان جریان تاثیر می‌گذارد. همین امر اهمیت تعیین اندازه‌ی بهینه برای ارتفاع مانع را به خوبی نشان می‌دهد. در نهایت لیو و همکارانش برای رسیدن به نرخ برداشت بالاتر و بهینه‌سازی اندازه‌ی سطح استخر ته‌نشینی، نسبت طول به ارتفاع استخر را بین ۸ تا ۱۲ و نسبت ارتفاع مانع به عمق استخر را بین ۰/۲ تا ۰/۵، پیشنهاد دادند [12].

لیو و همکاران ادعا کردند که نتایج آزمایشگاهی آن‌ها دقیق تر از نتایج آزمایشگاهی امام و مک کورکودال [8]، است و نتایج خود را برای اعتبار سنجی کارهای عددی آینده پیشنهاد دادند.

رستمی و همکاران، در مقاله خود به بررسی مدل‌سازی عددی اثرات دیافراگم ورودی بر الگوی جریان در استخرهای ته‌نشینی اولیه پرداخته‌اند. در این مطالعه، جریان در استخر ته‌نشینی اولیه با استفاده از دینامیک سیالات محاسباتی شبیه‌سازی شده است. سیال، تراکم ناپذیر فرض شده و از اثرات نیروی شناوری^۱ چشم پوشی شده است. آن‌ها برای شبیه‌سازی ویژگی‌های جریان در مخزن ته‌نشینی، شامل پروفیل‌های سرعت، سطح جدایش جریان و انرژی جنبشی، یک مدل دو بعدی و تک فازی را در نظر گرفتند و معادلات ناویر استوکس را به همراه مدل آشفتگی RNG حل نمودند. به منظور ارزیابی تاثیرات هیدرولیکی بر روی پروفیل سرعت، طول ناحیه‌ی جدایش و انرژی جنبشی، سه موقعیت مختلف بازشدگی و دو و سه دیافراگم در ورودی شبیه‌سازی شدند. به منظور مدل کردن سطح بین آب و هوا، از مدل VOF^2 استفاده شد که یکی از مدل‌های کارآمد در این زمینه محسوب می‌شود. نتایج نشان می‌دهد که موقعیت‌های دیافراگم‌های ورودی بر پروفیل جریان در استخر ته‌نشینی تأثیر گذاشته و افزایش تعداد شکاف‌ها می‌تواند انرژی جنبشی را در منطقه ورودی کاهش داده و جریان یکنواخت ایجاد

¹ buoyancy

² Volume of fluid

کند. کاهش انرژی جنبشی و یکنواخت کردن جریان منجر به ته نشینی بیش تر و افزایش راندمان استخر خواهد شد [14].

موسوی و خانجانی، به بررسی سرعت ورودی و تأثیر آن بر استخر ته نشینی دایروی پرداخته‌اند. در این مطالعه، نتایج تحقیقات نشان داد که کاهش سرعت ورودی در استخر باعث کاهش پدیده اتصال کوتاه و در نتیجه افزایش بازده استخر می‌شود [15].

شاهرخی و همکاران، در مقاله خود به مدل‌سازی عددی اثرات مکان مانع، بر روی الگوی جریان استخر-های ته‌نشینی اولیه پرداخته‌اند. محاسبات آن‌ها به منظور پیدا کردن موقعیت بهینه مانع در استخر ته‌نشینی اولیه مستطیلی، بود. آن‌ها همچنین آزمایش‌هایی را ترتیب داده و نتایج این آزمایش‌ها را با نتایج به دست آمده از محاسبات عددی مقایسه کردند. آن‌ها برای اندازه‌گیری میدان سرعت از روش ADV^1 استفاده کردند. مدل‌سازی عددی آن‌ها به صورت دو بعدی انجام شده است. طبق ادعای آن‌ها اثرات سه بعدی جریان تنها در ناحیه‌ی کوچکی در نزدیک دیواره‌ها نمود پیدا می‌کند و با این استدلال آن‌ها به منظور ساده کردن مسئله و صرفه جویی در زمان محاسبات، از این اثرات چشم‌پوشی کردند. مدل آشفتگی استفاده شده نیز مدل $k - \varepsilon$ بوده که برای مدل‌سازی بسیاری از جریان‌های آشفته، بکار می‌رود. روش VOF، نیز برای تعیین شرایط مرزی در سطح آزاد استفاده شده است که در مقایسه با جریان با سطح ثابت، نتایج دقیق‌تری را ارائه می‌نماید. حل عددی جریان توسط تحلیلگر flow-3D انجام شده است. این تحلیلگر معادلات ناویر-استوکس ناپایا را با روش FAVOR² و VOF حل می‌کند. روش FAVOR این امکان را برای تحلیلگر فراهم می‌کند تا از شبکه بندی کاملاً ساختار یافته³ که تولید آن راحت تر از سایر شبکه بندی‌هاست، استفاده کند. استفاده از روش VOF، زمان محاسبات را به طور قابل توجهی کاهش می‌دهد. همچنین برنامه نوشته شده برای حل، به گونه‌ای است که نیازمند

¹ Acoustic Doppler Velocimetry

² Fixed surface flow

³ Fractional Area/Volume Obstacle Representation

⁴ Fully structured mesh

شبکه بندی ریز در مرز بین آب و هوا نیست. گسسته سازی فضای حل نیز به روش تفاضل محدود^۱ و یا حجم محدود^۲ انجام شده است.

شاهرخی و همکاران از روش‌های تحلیلگر فشار مانند SADI^۳، SOR^۴ و GMRES^۵ استفاده کردند. GMRES الگوریتم جدیدی در flow-3D است که در آن از الگوریتم گرادیان مزدوج تعمیم یافته^۶ (GCG) برای حل ترم های لزج استفاده شده است. این محققین به این نتیجه رسیدند که روش GMRES، از همگرایی، تقارن و سرعت خوبی برخوردار است و نیازمند تعداد گام‌های تکرار بسیار کمتری در مقایسه با سایر روش‌هاست. در مقابل این روش نیازمند حافظه ی بیش‌تری نسبت به روش های SADI و SOR است.

شرط مرزی استفاده شده در مدل سازی عددی، به صورت شرط مرزی سرعت ثابت در ورودی، شرط مرزی outflow در خروجی، شرط مرزی عدم لغزش در دیواره های جامد و شرط مرزی فشار ثابت (فشار برابر جو) در سطح آزاد آب و هوا، در نظر گرفته شد.

نتایج آزمایشگاهی نیز برای دو حالت استخر بدون مانع و با مانع، انجام شده و با نتایج عددی مقایسه شدند. در حالت استخر با مانع، فاصله ی مانع تا ورودی برابر ۰/۱۲۵ طول استخر در نظر گرفته شد. به منظور وابسته نبودن نتایج به شبکه‌ی محاسباتی در حل عددی، نویسندگان، شبکه بندی‌های زیادی را امتحان کردند که شبکه بندی متشکل از ۲۸۸ سلول در راستای طول و ۸۹ سلول در راستای ارتفاع استخر، مناسب تشخیص داده شد.

نتایج بررسی‌های محاسباتی انجام‌شده در این مطالعه نشان می‌دهد که میدان جریان مطلوب (یکنواخت در ناحیه ته‌نشینی) برای حالتی که موقعیت مانع حجم نواحی گردشی کوچک را تامین می‌کند و انرژی

1 Finite difference

2 Finite volume

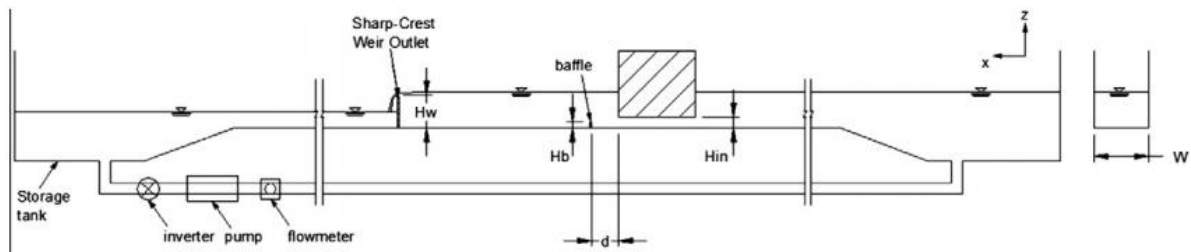
3 Standard Alternating Direction Implicit

4 Successive Over Relaxation

5 Generalized Minimal Residual

6 Generalized conjugate gradient algorithm

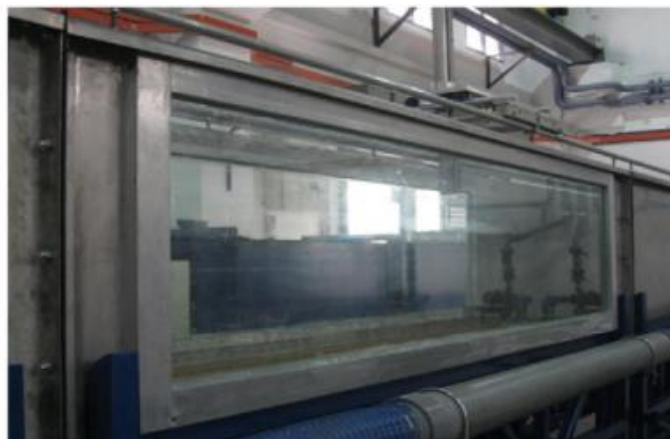
جنبشی را در مخزن از بین می‌برد، افزایش می‌یابد. همچنین نتایج نشان می‌دهد که الگوریتم GMRES می‌تواند تطابق خوبی بین نتایج مدل‌های عددی و آزمایش‌های تجربی به دست آورد [16].



شکل ۲-۹ شماتیک مخزن مورد بررسی در پژوهش شاهرخی و همکاران



شکل ۲-۷ تصویری از مانع (باقفل) درون مخزن در پژوهش شاهرخی و همکاران



شکل ۲-۸ تصویری از مخزن ته نشینی در پژوهش شاهرخی و همکاران

سعیدی و همکاران، در مقاله خود به بررسی عددی تاثیر بافل بر رسوب گذاری و الگوی جریان در استخر ته نشینی آب پرداخته اند. در این تحقیق، اثر وجود یک و دو تیغه جداکننده بر رسوب گذاری و الگوی جریان استخر ته نشینی مستطیلی را با استفاده از نرم افزار Flow-3D مورد مطالعه قرار داده اند. نتایج مدل سازی های عددی آنها نشان داد که استفاده از دو تیغه میانی در ۴۵ و ۶۰ درصد ابتدایی طول استخر با ارتفاع ۳۰ درصد ارتفاع استخر نسبت به حالت های دیگر باعث ته نشینی بیشتر رسوب در کف استخر خواهد شد [17].

فصل سوم : مواد و روش ها

۱-۳ مقدمه

در این فصل، معادلات حاکم بر فرایند ته نشینی ذرات معلق در استخرهای ته نشینی اولیه فاضلاب بررسی خواهند شد. به منظور مدل سازی ریاضی فرایند ته نشینی ذرات، در یک سیال، ابتدا باید معادلات جریان را در سیال مورد نظر حل نمود. پس از حل معادلات جریان و به دست آمدن متغیرهای مربوطه، این متغیرها، ذخیره شده و به عنوان ورودی در مدل انتقال رسوب^۱ مورد استفاده قرار می گیرند. در قسمت دوم مدل سازی، معادلات انتقال رسوب حل می شود و غلظت ذرات در تمام نقاط استخر ته نشینی محاسبه می شود.

۲-۳ مدل میدان جریان^۲

مدل میدان جریان، توزیع مؤلفه های سرعت، فشار و لزجت گردابه ای^۳ را درون استخر محاسبه می نماید. معادلات ۱-۳ تا ۳-۳، معادلات پیوستگی و مومنتوم را برای جریان غیر قابل تراکم، دو بعدی و پایا نشان می دهند:

$$\frac{\partial u}{\partial x} + \frac{\partial v}{\partial y} = 0 \quad 1-3$$

$$\frac{\partial u^2}{\partial x} + \frac{\partial (uv)}{\partial y} = \frac{-1}{\rho} \frac{\partial P}{\partial x} + \frac{\partial}{\partial x} \left(\nu_t \frac{\partial u}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left(\nu_t \frac{\partial u}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial x} \left(\nu_t \frac{\partial u}{\partial x} \right) + f_x \quad 2-3$$

$$\frac{\partial v^2}{\partial y} + \frac{\partial (uv)}{\partial x} = \frac{-1}{\rho} \frac{\partial P}{\partial y} + \frac{\partial}{\partial x} \left(\nu_t \frac{\partial v}{\partial y} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left(\nu_t \frac{\partial v}{\partial y} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left(\nu_t \frac{\partial v}{\partial y} \right) + f_y \quad 3-3$$

در روابط ۱-۳ تا ۳-۳، x و y مؤلفه های افقی و عمودی مختصات کارتزین، u و v مؤلفه های افقی و عمودی سرعت، ρ چگالی سیال، P فشار، ν_t لزجت گردابه ای و f_x و f_y به ترتیب مؤلفه های شتاب حاصل از نیروی خارجی وارد بر المان سیال، در جهت های افقی و عمودی هستند. به منظور ساده سازی، می توان فشار در استخر را به صورت هیدرواستاتیک فرض کرد که این امر منجر به کاهش حجم

¹ Sediment transport model

² Flow field model

³ Eddy viscosity

محاسبات می‌شود. اما در مواردی که انحنای خطوط جریان زیاد باشد، این کار منجر به بروز خطا می‌شود. در پژوهش پیش رو به منظور جلوگیری از چنین خطاهایی، فشار به صورت یک کمیت مجهول توسط معادلات ۱-۳ تا ۳-۳ حل خواهد شد.

مقادیر لزجت گردابه ای توسط مدل آشفتگی $k - \varepsilon$ تعیین می‌شود. در این مدل، لزجت گردابه ای توسط رابطه‌ی ۴-۳، محاسبه می‌گردد:

$$v_t = c_\mu \frac{k^2}{\varepsilon} \quad 4-3$$

که در آن، k انرژی جنبشی آشفتگی و ε نرخ استهلاک انرژی آشفتگی است. مقادیر k و ε توسط دو رابطه‌ی شبه تجربی زیر محاسبه می‌شوند:

$$\frac{\partial(uk)}{\partial x} + \frac{\partial(vk)}{\partial y} = \frac{\partial}{\partial x} \left(\frac{v_t}{\sigma_k} \frac{\partial k}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left(\frac{v_t}{\sigma_k} \frac{\partial k}{\partial y} \right) + P_r - \varepsilon \quad 5-3$$

$$\frac{\partial(u\varepsilon)}{\partial x} + \frac{\partial(v\varepsilon)}{\partial y} = \frac{\partial}{\partial x} \left(\frac{v_t}{\sigma_\varepsilon} \frac{\partial \varepsilon}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left(\frac{v_t}{\sigma_\varepsilon} \frac{\partial \varepsilon}{\partial y} \right) + c_1 P_r \frac{\varepsilon}{k} - c_2 \frac{\varepsilon^2}{k} \quad 6-3$$

در دو رابطه‌ی ۵-۳ و ۶-۳، P_r ، نرخ تولید انرژی جنبشی آشفتگی توسط ترم‌های گرادیان سرعت است که به صورت رابطه‌ی ۷-۳ به دست می‌آید:

$$P_r = v_t \left[2 \left(\frac{\partial u}{\partial x} \right)^2 + 2 \left(\frac{\partial v}{\partial y} \right)^2 + \left(\frac{\partial u}{\partial y} + \frac{\partial v}{\partial x} \right)^2 \right] \quad 7-3$$

مقادیر استاندارد برای ضرایب موجود در روابط ۵-۳ و ۶-۳، به صورت $C_\mu = 0.09$ ، $C_1 = 1.44$ ، $C_2 = 1.92$ ، $\sigma_k = 1$ و $\sigma_\varepsilon = 1.32$ است. شرط مرزی مورد استفاده در نزدیکی دیواره‌ها، شرط مرزی عدم لغزش است. در خروجی جریان نیز کلیه‌ی گرادیان‌ها در جهت خطوط جریان برابر صفر در نظر گرفته می‌شوند.

۳-۳ مدل انتقال رسوبات معلق^۱

ذرات معلق به صورت ذرات مجزا در نظر گرفته می‌شوند و اندازه‌ی آنها توسط منحنی سرعت ته نشینی، مشخص می‌گردد. اگر طیف اندازه‌ی ذرات را به n قسمت مساوی تقسیم کنیم به طوری که سرعت ته نشینی هر قسمت با v_{s_i} و نسبت جرم هر قسمت نیز با f_i ، مشخص شود، تابع غلظت جرمی آهر قسمت از طیف اندازه‌ی ذرات در حالت دو بعدی، با حل معادله ی ۳-۸ به دست می‌آید:

$$\frac{\partial C_i}{\partial t} + \frac{\partial u C_i}{\partial x} + \frac{\partial v C_i}{\partial y} = \frac{\partial}{\partial x} \left(\frac{v_t}{\sigma_c} \frac{\partial C_i}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left(\frac{v_t}{\sigma_c} \frac{\partial C_i}{\partial y} + V_{s_i} C_i \right) \quad ۳-۸$$

با این فرض که جهت شتاب گرانش و بالتبع جهت سرعت ته نشینی در جهت y باشد. رابطه‌ی ۳-۸، با در نظر گرفتن قانون بقای جرم برای زیر طیف i ام اندازه‌ی ذرات در یک المان حجم کوچک در درون جریان، به دست می‌آید. در رابطه‌ی ۳-۸، $\frac{v_t}{\sigma_c}$ ، پارامتر مربوط به پخش جرم ذرات معلق در حالت جریان آشفته است که به صورت متناسب با اندازه‌ی لزجت گردابه ای که توسط مدل میدان جریان محاسبه می‌شود، در نظر گرفته شده است. σ_c ، نیز عدد اشمیت^۳ در جریان آشفته است که مقدار آن می‌تواند بین ۰/۵ و ۱ در نظر گرفته شود. با حل معادله‌ی ۳-۸، اندازه‌ی غلظت جرمی برای یک قسمت از طیف اندازه‌ی ذرات به دست می‌آید. چنانچه، طیف اندازه‌ی ذرات به n قسمت تقسیم شده باشد، معادله‌ی ۳-۸، به n معادله تبدیل می‌شود. با به دست آمدن مقادیر C_i ، انباشتگی کلی تمام ذرات به صورت زیر محاسبه می‌شود:

$$C = \sum_{i=1}^n f_i C_i \quad ۳-۹$$

در حالت جریان پایا، ترم $\frac{\partial C_i}{\partial t}$ برابر صفر است و روند حل معادله توزیع انباشتگی جرم، مشابه روند حل استفاده شده در حل معادلات مومنتوم خواهد بود [18].

¹ Suspended sediment particles transport model

² Mass concentration

³ Schmidt number

بسته به انباشتگی ذرات و بر هم کنش بین آنها، چهار نوع فرایند ته نشینی وجود دارد که عبارتند از:

- فرایند ته نشینی ذره ای مجزا^۱ در این حالت ذرات رسوب بدون بر هم کنش با یکدیگر، ته نشین می‌شوند. این نوع ته نشینی در زمانی که غلظت جرمی کم باشد، اتفاق می‌افتد. فرایند ته نشینی شن و ماسه، معمولاً از این نوع است.
- ته نشینی لخته ای^۲ در این نوع ته نشینی، ذرات ابتدا به صورت مجزا ته نشین می‌شوند اما با نزدیک شدن به کف استخر، به هم چسبیده و واحدهای لخته ای را تشکیل می‌دهند. همزمان با تجمع ذرات در کنار یکدیگر، بر سرعت ته نشینی آنها افزوده می‌شود.
- ته نشینی ممانعتی^۳ در این نوع ته نشینی، نیروهای بین ذرات، مانع ته نشینی ذرات مجاور می‌شوند و ذرات در موقعیت‌های ثابت نسبت به یکدیگر باقی می‌مانند.
- ته نشینی تراکمی^۴ این نوع ته نشینی زمانی اتفاق می‌افتد که تراکم ذرات به قدری زیاد باشد که ذرات در هر سطح، تحت تأثیر ذرات در سطوح پایین تر قرار بگیرند. در این حالت سرعت ته نشینی ذرات تا حدود زیادی کاهش می‌یابد.

۳-۳-۱ ته نشینی ذرات مجزا

به منظور مدل سازی فرایند ته نشینی ذرات رسوب، تعیین نیروهای وارد بر ذره ضروری است. شکل

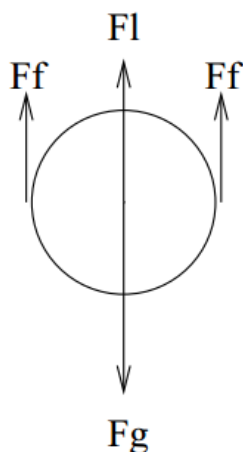
۳-۱، برآیند نیروهای وارد بر یک ذره‌ی در حال ته نشین شدن را نشان می‌دهد:

1 Discrete particle settling

2 Flocculent settling

3 Hindered settling

4 Compression settling



شکل ۳-۱ برآیند نیروهای وارد بر یک ذره در حال ته نشین شدن (ته نشینی ذره ای مجزا)

در شکل ۳-۱، F_g ، نیروی وزن، F_l نیروی بالا برنده‌ی وارد بر ذره از طرف سیال و F_f نیروی اصطکاک (نیروی درگ) بین ذره و سیال است. هر کدام از این نیروها به صورت زیر به دست می‌آیند:

$$F_g = mg = \rho_p V_p g \quad 10-3$$

$$F_l = \rho_f V_p g \quad 11-3$$

در دو رابطه‌ی ۱۰-۳ و ۱۱-۳، ρ_p چگالی ذره، ρ_f چگالی سیال و V_p حجم ذره است. برای محاسبه‌ی نیروی اصطکاک بین ذره و سیال از رابطه‌ی تجربی ۱۲-۳ استفاده می‌شود:

$$F_f = \frac{1}{2} C_D A_p \rho_f v^2 \quad 12-3$$

که در آن C_D ضریب درگ و A_p مساحت تصویر شده‌ی ذره در راستای عمود بر جهت سرعت است. با در نظر گرفتن روابط ۱۰-۳ تا ۱۲-۳ و هم چنین قانون دوم نیوتون، خواهیم داشت:

$$m \frac{dv}{dt} = g(\rho_p - \rho_f) V_p - \frac{1}{2} C_D A_p \rho_f v^2 \quad 13-3$$

در حالت پایدار $\frac{dv}{dt} = 0$ که در این صورت سرعت ته نشینی ذره به صورت رابطه‌ی ۱۴-۳ خواهد بود:

$$v = \sqrt{\frac{2g(\rho_p - \rho_f) V_p}{C_D A_p \rho_f}} \quad 14-3$$

چنانچه ذرات را به صورت کروی در نظر بگیریم $V_p = \frac{\pi d^3}{6}$ و $A_p = \frac{\pi d^2}{4}$ در این صورت رابطه‌ی کلی برای سرعت ته نشینی ذرات کروی (v_s) توسط رابطه‌ی ۱۵-۳ به دست می‌آید:

$$v_s = \sqrt{\frac{4g(\rho_p - \rho)d}{3C_D\rho}} \quad 15-3$$

ضریب درگ، تابع رژیم جریان در اطراف ذرات رسوب در حین ته نشینی است و به صورت زیر محاسبه می‌شود:

$$\begin{cases} C_D = \frac{24}{Re} & Re < 1 \\ C_D = \frac{24}{Re} + \frac{3}{\sqrt{Re}} + 0.34 & 1 < Re < 10^4 \\ C_D = 0.4 & Re > 10^4 \end{cases} \quad 16-3$$

$$Re = \frac{\rho v_s d}{\mu} \quad 17-3$$

با توجه به رابطه‌ی ۱۶-۳، رژیم جریان در اطراف ذرات در حال نشینی می‌تواند به سه صورت آرام ($Re < 1$)، گذرا یا بینابین ($1 < Re < 10^4$) و آشفته ($Re > 10^4$) باشد.

با توجه به روابط ۱۵-۳ و ۱۶-۳، سرعت ته نشینی ذرات (v_s) را در حالت جریان آرام، می‌توان طبق رابطه‌ی استوکس^۱ تقریب زد:

$$v_s = \frac{g(G-1)d^2}{18\nu} \quad d < 0.1mm \quad 18-3$$

در رابطه‌ی ۱۸-۳، v_s سرعت ته نشینی ذرات بر حسب G ، چگالی نسبی ذرات نسبت به سیال، g شتاب گرانش، d قطر ذرات و ν لزجت سینماتیکی سیال بر حسب m^2/s است. رابطه‌ی ۱۸-۳، برای ذرات با قطر کمتر از ۰/۱ میلی متر معتبر است که در آن نیروی لزج بیش‌تر از نیروی اینرسی است. در این حالت، فرایند ته نشینی، ته نشینی خط جریانی نامیده می‌شود.

¹ Stoke's formula

² Streamline settling

در رابطه‌ی ۳-۱۸، لزجت سینماتیکی سیال ثابت فرض شده است. این فرض در مواردی که اندازه‌ی گردادیان دما در استخر زیاد است، ممکن است منجر به خطا شود. رابطه‌ی ۳-۱۹، سرعت ته نشینی ذرات معلّق را با در نظر گرفتن تغییرات لزجت نسبت به دما، محاسبه می‌کند:

$$v_s = 418(G - 1)d \left(\frac{3T+70}{100} \right) \quad d < 0.1mm \quad ۱۹-۳$$

چنانچه اندازه‌ی ذرات بزرگتر از ۱ میلی متر باشد، فرایند ته نشینی از نوع ته نشینی جریان مغشوش یا آشفته خواهد بود. در این حالت، سرعت ته نشینی ذرات طبق رابطه‌ی ۳-۲۰ به دست خواهد آمد:

$$v_s = 1.8\sqrt{gd(G - 1)} \quad d > 1mm \quad ۲۰-۳$$

در استخرهای موجود در تصفیه خانه‌های آب و فاضلاب، ذرات بیش‌تر از نوع شن و ماسه هستند. اندازه‌ی ذرات شن و ماسه، بین ۱/۰ و ۱ میلی متر است بنابراین طبق توضیحات گفته شده در مورد این ذرات، استفاده از روابط ۳-۱۵ و ۳-۱۶ برای یافتن سرعت ته نشینی، مناسب تر است.

۳-۳-۲ ته نشینی لخته ای

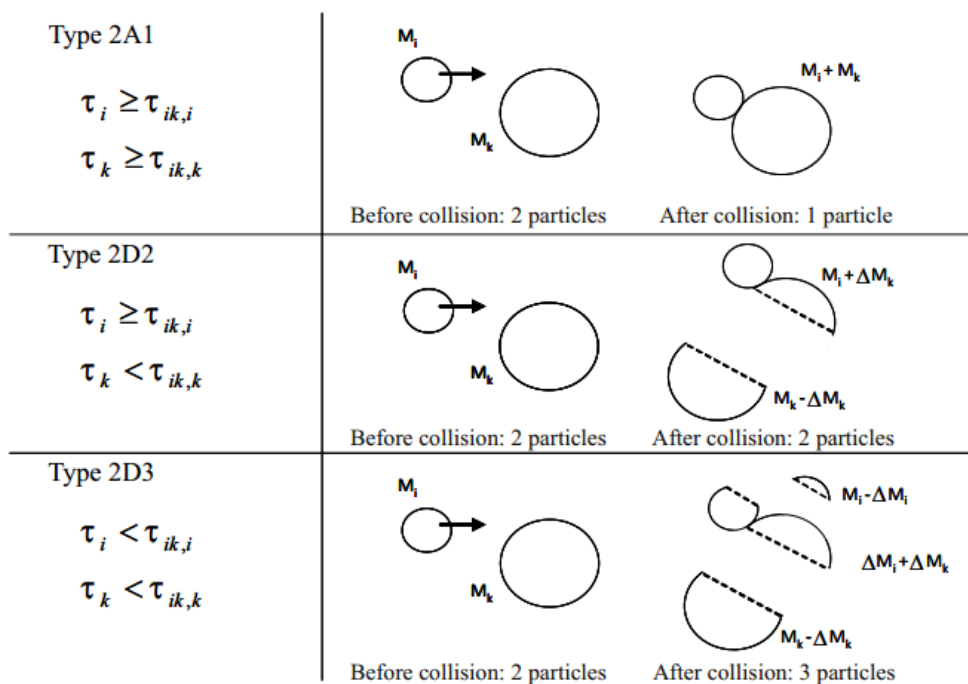
مدل سازی ته نشینی لخته ای بر پایه‌ی بازه‌ی اندازه‌ی ذرات استوار است. این بازه شامل اندازه‌ی کوچکترین ذرات تا بزرگترین آن‌ها که همان ذرات لخته شده است، می‌باشد و مشابه ته نشینی ذره ای، به چندین زیر بازه تقسیم می‌شود. هر زیر بازه با اندازه‌ی ذرات و سرعت ته نشینی آن‌ها، مشخص می‌شود. در ته نشینی لخته ای به علّت فرایند تجمع ذرات و یا جدا شدن آن‌ها از یکدیگر، امکان انتقال جرم بین زیر بازه‌های مختلف وجود دارد. به این صورت که با تجمع ذرات، غلظت جرمی زیر بازه‌ی ذرات درشت افزایش یافته و با جدا شدن آن‌ها از یکدیگر، بر غلظت جرمی زیر بازه‌ی ذرات ریز، افزوده می‌شود. در مدل سازی ته نشینی لخته ای، فرایندهای تجمع و جدا شدن ذرات، طبق تئوری برخورد ذرات ناشی از حرکت براونی^۱، ته نشینی و آشفستگی، در نظر گرفته می‌شود. تنش‌های ناشی از

¹ Aggregation

² Disaggregation

³ Brownian motion

آشفتگی جریان، حتی در مواقعی که ذرات با هم برخوردی ندارند، می‌تواند منجر به جدا شدن ذرات در لخته‌های موجود گردد. این پدیده زمانی اتفاق می‌افتد که اندازه‌ی این تنش‌ها از تنش تسلیم ذرات بیش‌تر باشد. برخورد ذرات با یکدیگر نیز منجر به ایجاد تنش‌هایی درون آن‌ها می‌شود. با توجه به اندازه‌ی این تنش‌ها نسبت به تنش تسلیم ذره، حالات مختلفی ایجاد می‌شود. چنانچه هر دو ذره به اندازه‌ی کافی محکم باشند که بتوانند تنش ناشی از برخورد را تحمل کنند یا به عبارت دیگر تنش تسلیم آن‌ها بزرگتر از تنش ناشی از برخورد باشد، دو ذره به یکدیگر متصل شده و ذره (لخته)ی بزرگتری را ایجاد می‌کنند. در حالتی که تنش برشی ناشی از برخورد، بزرگتر از تنش تسلیم یکی از ذره‌ها یا هر دوی آن‌ها باشد، ذرات (لخته‌ها) از یکدیگر جدا شده و واحدهای کوچکتری شکل خواهند گرفت. شکل ۲-۳، حالات ایجاد شده پس از برخورد دو ذره را نشان می‌دهد:



شکل ۲-۳ حالات گوناگون برای برخورد دو ذره با یکدیگر

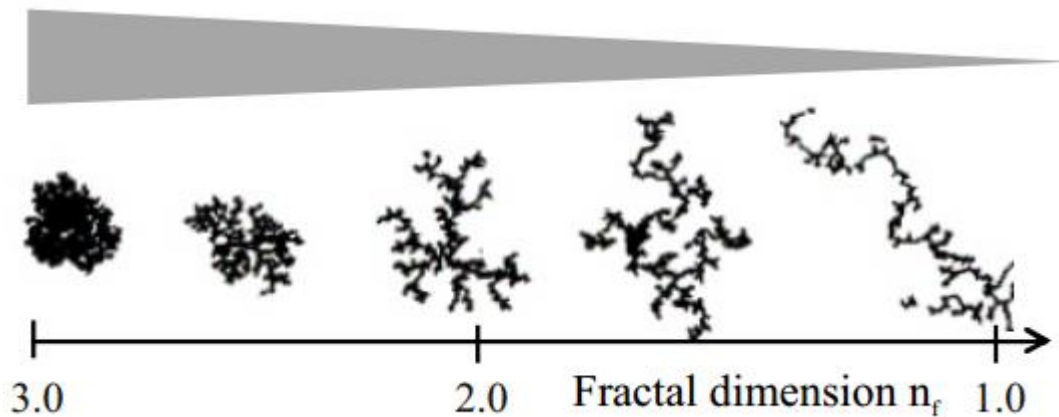
با توجه به شکل ۲-۳، در حالت 2A1، تنش تسلیم هر دو ذره از تنش برشی ناشی از برخورد بیش‌تر است. در این حالت، قبل از برخورد، دو ذره با جرم‌های M_i و M_k وجود دارد و بعد از برخورد، یک ذره (لخته)ی بزرگتر با جرم $M_i + M_k$ ایجاد می‌شود. در حالت 2D2، تنش تسلیم ذره i بزرگتر از تنش

برشی ناشی از برخورد و تنش تسلیم ذره‌ی k ، کوچکتر از تنش برخورد است. به همین دلیل ذره‌ی k به دو قسمت با جرم‌های $M_k - \Delta M_k$ و ΔM_k تقسیم می‌شود. ذره‌ی i نیز به یکی از این دو قسمت چسبیده و ذره‌ی دیگری به جرم $M_i + \Delta M_k$ تشکیل می‌دهد. در این حالت، در قبل از برخورد دو ذره وجود داشته و پس از برخورد نیز دو ذره اما با جرم‌های متفاوت ایجاد می‌شوند. در حالت 2D3، تنش تسلیم هر دو ذره کمتر از تنش برخورد است و در نتیجه هر دو ذره تجزیه شده و چهار ذره با جرم‌های ΔM_i ، $M_i - \Delta M_i$ ، ΔM_k و $M_k - \Delta M_k$ ایجاد می‌شوند. از چهار ذره‌ی ایجاد شده، دو تای آنها که نقطه‌ی برخورد بر روی آنها قرار دارد، به هم چسبیده و یک ذره با جرم $\Delta M_i + \Delta M_k$ تشکیل می‌دهند به طوری که در نهایت پس از برخورد، سه ذره ایجاد خواهند شد.

فرض متصل شدن ذرات در نقطه‌ی برخورد آنها وقتی معتبر است که ذرات به اندازه‌ی کافی کوچک باشند. زیرا در این حالت نیروی چسباننده‌ی بین ذرات زیاد است و منجر به ایجاد یک پیوند در نقطه‌ی برخورد می‌شود. در این حالت گفته می‌شود که بازده برخورد برابر با ۱ است. اندازه‌ی بازدهی برخورد به ویژگی‌های ذرات بستگی دارد و ممکن است در بعضی موارد کمتر از ۱ شود، اما در بیش‌تر مدل‌سازی‌ها به منظور ساده‌سازی، بازده برخورد برابر ۱ در نظر گرفته می‌شود.

فرایندهای لخته شدن و جدا شدن لخته‌ها از یکدیگر، نه تنها اندازه‌ی ذرات بلکه ساختار آنها را نیز تغییر می‌دهند. ساختار لخته‌ها، یک فاکتور کلیدی به شمار می‌آید زیرا تعیین‌کننده‌ی چگالی لخته، تنش تسلیم و تنش‌های ناشی از برخورد است. این پارامترها خود، تأثیر گذار بر سرعت ته‌نشینی و فرایند لخته شدن هستند.

ساختار لخته با عدد n_f ، تعیین می‌شود. چنانچه لخته مورد نظر کوچک و به هم فشرده باشد، عدد n_f نزدیک به عدد ۳ است. با افزایش اندازه‌ی لخته و نامنظم شدن شکل آن، عدد n_f مربوط به آن به سمت عدد ۱ میل می‌کند. شکل ۳-۳، مقادیر مختلف n_f را برای انواع لخته‌ها نشان می‌دهد:



شکل ۳-۳ مقادیر عدد n_f برای ساختارهای مختلف لخته‌ها

با توجه به شکل، ۳-۳، چنانچه ذرات در امتداد یک خط کنار هم قرار گرفته باشند، لخته‌ی مورد نظر یک بعدی بوده و عدد n_f نیز برابر با ۱ خواهد بود. چنانچه لخته دو بعدی باشد، عدد n_f برابر ۲ است و اگر ذرات درون لخته در سه جهت به صورت یکسان توزیع شده باشند، عدد n_f برابر ۳ خواهد بود به عبارت دیگر n_f بُعد لخته را نشان می‌دهد. هر چه n_f کوچکتر باشد، چگالی لخته، تنش تسلیم و تنش‌های ناشی از برخورد نیز کمتر خواهند بود [19]. تفاوت مدل سازی ته نشینی لخته‌ای با ته نشینی ذره‌ای، در نظر گرفتن تئوری فراکتالی^۱ در تعیین سرعت ته نشینی است. در ته نشینی ذره‌ای، ذرات به صورت کره‌های صلب ($n_f=3$)، در نظر گرفته می‌شوند.

در آن دسته از مدل سازی‌های عددی که بُعد فراکتالی (n_f)، در نظر گرفته می‌شود؛ معمولاً یک مقدار ثابت متوسط برای عدد n_f در نظر گرفته می‌شود. این مدل‌ها معمولاً اندازه‌ی متوسط n_f را برای کل بازه‌ی اندازه‌ی ذرات، برابر ۲، در نظر می‌گیرند [20,21].

متغیر در نظر گرفتن مقادیر n_f حجم محاسبات را افزایش می‌دهد. اما نتایج به دست آمده نشان می‌دهند که این کار، دقت نتایج شامل توزیع اندازه‌ی لخته‌ها و سرعت ته نشین شدن آن‌ها را بهبود می‌بخشد [21,22,23]. در این مدل‌ها با افزایش اندازه‌ی لخته‌ها، مقادیر n_f کاهش می‌یابد. مقادیر

¹ Fractal theory

n_f ذرات اولیه برابر ۳ در نظر گرفته می‌شود و با فرایند لخته شدن و افزایش اندازه‌ی لخته‌ها، مقادیر n_f تا حدود ۲ و یا مقادیر کمتر از ۲، کاهش می‌یابد. رابطه‌ی ۳-۲۱، رابطه‌ی به کار رفته در پژوهش خلیفه و هیل [21] را نشان می‌دهد:

$$n_f = \alpha \left(\frac{D_j}{D_g} \right)^\beta \quad 21-3$$

در رابطه‌ی ۳-۲۱، D_j ، اندازه‌ی لخته و D_g اندازه‌ی ذرات اولیه را نشان می‌دهد. مقدار α ثابت و برابر ۳ است. β نیز به صورت رابطه‌ی ۳-۲۲، تعریف می‌شود:

$$\beta = \frac{\log\left(\frac{n_{fc}}{3}\right)}{\log\left(\frac{D_{fc}}{D_g}\right)} \quad 22-3$$

که در آن n_{fc} و D_{fc} مقادیر مبنا برای بُعد فراکتالی و اندازه‌ی ذرات هستند. خلیفه و هیل [21]، این مقادیر را به صورت $n_{fc} = 2$ و $D_{fc} = 2000\mu m$ در نظر گرفتند. طبق رابطه‌ی ۳-۲۱، مقادیر β حتماً باید کوچکتر از صفر باشد. این امر مستلزم این است که در رابطه‌ی ۳-۲۲، $D_g < D_{fc}$. چگالی لخته‌ها، توسط رابطه‌ی ۳-۲۳، قابل محاسبه است:

$$\rho_j = \min \left\{ \rho_g, \rho_w + B_\rho \cdot \left(\frac{D_g}{D_j} \right)^{3-n_f} \right\} \quad 23-3$$

که در آن ρ_g چگالی ذرات اولیه، ρ_w چگالی سیال، D_g اندازه‌ی ذرات اولیه و n_f بُعد فراکتالی است. B_ρ نیز یک تابع چگالی تجربی و وابسته به جریان است که با توجه به چگالی سیال، چگالی ذرات و نوع جریان تعیین می‌شود. با در نظر گرفتن تعادل نیرویی بین نیروی بعد و نیروی فرایند وارد بر لخته‌ها، وینترورپ [24] سرعت ته نشینی لخته‌ها را در سیال ساکن، به صورت رابطه‌ی ۳-۲۴، در نظر گرفت:

$$v_{s,j} = \frac{\alpha}{\beta} \frac{D_j^2}{18\nu} g \frac{\Delta\rho_j}{\rho_w} \quad 24-3$$

در ته نشینی لخته ای، بازه‌ی تغییرات اندازه‌ی لخته‌ها به زیر بازه‌های مختلف تقسیم شده و هر زیر بازه، به طور جداگانه مورد بررسی قرار می‌گیرد. در روابط ۳-۲۱ تا ۳-۲۴، این زیر بازه‌ها با اندیس j مشخص شده‌اند. در اغلب مدل‌سازی‌ها، نحوه‌ی تعیین این زیر بازه‌ها به صورت لگاریتمی بوده و مطابق رابطه‌ی ۳-۲۵، است:

$$D_j = D_g^{1 + \frac{(j-1)}{(N-1)} \left(\frac{\log D_{max}}{\log D_g} - 1 \right)} \quad ۲۵-۳$$

در رابطه‌ی بالا، j شماره‌ی زیر بازه و N تعداد کل زیر بازه‌هاست. همچنین D_g بیانگر اندازه‌ی ذرات اولیه، D_{max} بیشینه‌ی اندازه‌ی لخته‌ها و D_j اندازه‌ی لخته‌ها در هر زیر بازه است.

۳-۳-۳ ته نشینی توده ای

چنانچه فرایند ته نشینی از نوع ته نشینی توده ای باشد، مدل‌سازی آن پیچیده تر از ته نشینی ذره ای خواهد بود. بیش‌تر مدل‌سازی‌های مربوط به ته نشینی توده ای بر اساس تئوری شار جامد^۱ بنا شده

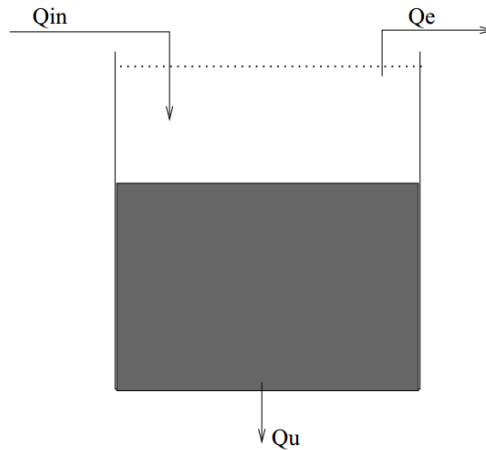
اند. در این تئوری، شار $\left(\frac{\text{جرم}}{\text{زمان} \times \text{سطح}} \right)$ کلی مواد جامد، طبق رابطه‌ی ۳-۲۶، محاسبه می‌شود:

$$J = Xv \quad ۲۶-۳$$

که در آن X ، انباشتگی مواد جامد (رسوب) و v سرعت ته نشینی ذرات است که خود وابسته به X است.

شکل ۳-۴، شکل شماتیک یک استخر ته نشینی به همراه فرایند برداشت رسوب را نشان می‌دهد:

¹ Solid flux theory



شکل ۳-۴ استخر ته نشینی به همراه فرایند برداشت رسوب از کف استخر

در شکل ۳-۴، Q_{in} ، Q_e و Q_u ، به ترتیب دبی ورودی به استخر، دبی خروجی از آن و دبی حجمی رسوبات خارج شده از کف استخر است. از طرفی شار کلی مواد جامد برابر است با:

$$J_t = J_g + J_u \quad ۳-۲۷$$

که در آن J_g ، شار مواد جامد مربوط به ته نشینی بر اثر گرانش و J_u شار مربوط به برداشت رسوب از کف استخر است. با توجه به شکل ۳-۴:

$$J_u = v_u X = \frac{Q_u}{A} X \quad ۳-۲۸$$

که در آن v_u سرعت ایجاد شده ناشی از فرایند برداشت رسوب در کف استخر و A مساحت کف استخر است. طبق تئوری شار جامد:

$$J_g = v_g(X)X \quad ۳-۲۹$$

با توجه به رابطه ۳-۲۹، در تئوری شار جامد، سرعت ته نشین شدن ذرات (v_g)، تنها تابع انباشتگی جرمی آن‌ها در نظر گرفته شده است. با ترکیب روابط ۳-۲۷ تا ۳-۲۹، شار کلی مواد جامد مطابق رابطه ۳-۳۰، به دست می آید:

$$J_t = \left(v_g(X) + \frac{Q_u}{A} \right) X \quad ۳-۳۰$$

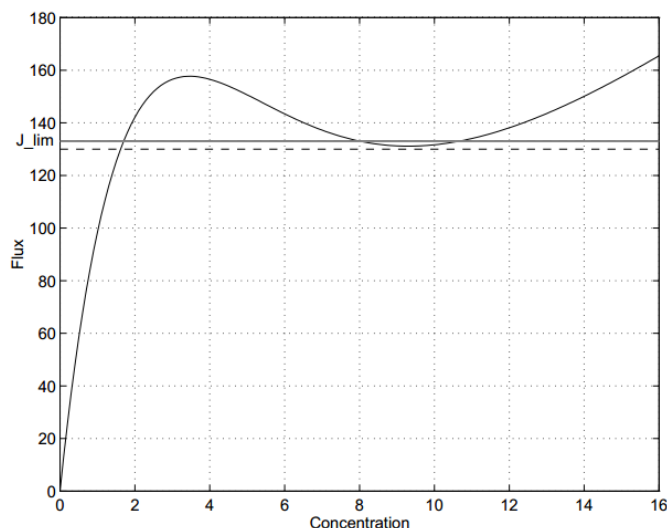
تابع $v_g(X)$ ، در رابطه‌ی ۳-۳۰، از جمله مواردی است که باید تعیین شود. روابط تجربی زیادی برای این منظور پیشنهاد شده اند که از پر کاربرد ترین آن‌ها می‌توان به رابطه‌ی وسلیندز^۱ اشاره کرد. این رابطه به صورت رابطه‌ی ۳-۳۱ نوشته می‌شود:

$$v_g(X) = v_0 e^{-nX} \quad 31-3$$

v_0 بیشینه‌ی سرعت ته نشینی است که در قسمت‌های فوقانی استخر رخ می‌دهد و n نیز یک پارامتر است که میزان کاهش سرعت ته نشینی ذرات را با توجه به افزایش انباشتگی جرمی آن‌ها تعیین می‌کند. در عمل این پارامترها به صورت تجربی و با انجام چندین آزمایش بر روی استخر، تعیین می‌شوند. با جایگذاری رابطه‌ی ۳-۳۱، در رابطه‌ی ۳-۳۰، این رابطه به صورت رابطه‌ی ۳-۳۲، در می‌آید:

$$J_t = \left(v_0 e^{-nX} + \frac{Q_u}{A} \right) X \quad 32-3$$

با توجه به رابطه‌ی ۳-۳۲، نمودار تغییرات شار کلی جامد بر حسب انباشتگی جرمی، به صورت شکل ۳-۵، خواهد بود:



شکل ۳-۵ نمودار شار کلی جامد بر حسب انباشتگی جرمی مواد جامد

¹ Veslinds formula

با توجه به شکل ۳-۵، نمودار شار کلی دارای یک کمینه‌ی نسبی است که در آن اندازه‌ی شار برابر J_{lim} است. J_{lim} به صورت یک شاخص برای تعیین کارآمد بودن استخرهای ته نشینی با ته نشینی توده‌ای، مورد استفاده قرار می‌گیرد. چنانچه شار جامد ورودی به استخر، بیش‌تر از J_{lim} باشد، ضخامت لایه‌ی رسوب کف استخر با گذشت زمان افزایش یافته و منجر به خروج ذرات رسوب از استخر به همراه جریان خروجی می‌شود. در حالت کلی برای یافتن مقدار J_{lim} کفیسست دو شرط زیر برقرار شود:

$$\frac{d(J_t(X))}{dX} = 0 \quad -1$$

$$\frac{d^2(J_t(X))}{dX^2} > 0 \quad -2$$

برای انجام این محاسبات می‌توان از روش‌های عددی و یا از روش‌های گرافیکی بهره جست. پارامتر J_{lim} می‌تواند در طراحی مساحت ورودی استخرها مورد استفاده قرار گیرد. شار جامد ورودی را می‌توان به صورت رابطه‌ی ۳-۳۳، نوشت:

$$J_{in} = \frac{Q_{in}}{A} X_{in} \quad 33-3$$

که در آن X_{in} بیانگر انباشتگی جرمی رسوبات در جریان ورودی به استخر است. از آنجا که شار جامد ورودی باید کمتر از J_{lim} باشد، خواهیم داشت $J_{in} < J_{lim}$ که در این صورت، نابرابری زیر برای مساحت ورودی استخر، حاصل می‌شود:

$$A > \frac{Q_{in}}{J_{lim}} X_{in} \quad 34-3$$

لازم به ذکر است، در رابطه‌ی ۳-۸، برای هر قسمت از بازه‌ی اندازه‌ی قطر ذرات، یک مقدار متوسط در نظر گرفته شده و v_s بر اساس اندازه‌ی قطر متوسط بازه، تعیین می‌شود.

شرایط مرزی معادله‌ی ۳-۸ را می‌توان در سه قسمت زیر خلاصه کرد:

۱- هیچ گونه شار رسوبات معلق در دیواره‌های جانبی وجود ندارد یعنی:

$$\frac{\partial C_i}{\partial x} = 0 \quad \text{در دیوارهای جانبی (عمودی)} \quad ۳۵-۳$$

۲- تمام ذرات معلق که به کف استخر می رسند در آن جا باقی می مانند یعنی:

$$\frac{\partial C_i}{\partial y} = 0 \quad \text{در کف استخر} \quad ۳۶-۳$$

۳- هیچ گونه انتقال خالص ذرات معلق در سطح استخر وجود ندارد یعنی:

$$\frac{v_t}{\sigma_c} \frac{\partial C_i}{\partial y} + v_{s_i} C_i = 0 \quad \text{در سطح استخر} \quad ۳۷-۳$$

به منظور مدل سازی استخر در شرایط ناپایا، معادله‌ی تعادل جرم باید حل شود. این کار با اعمال قانون بقای جرم (معادله‌ی پیوستگی)، انجام می‌شود. طبق این قانون، افزایش جرم در واحد زمان، برابر تفاضل شار ورودی و خروجی است و به صورت معادله‌ی مشتق جزئی ۳-۳۸، نوشته می‌شود:

$$\frac{\partial X}{\partial t} = - \frac{\partial J}{\partial z} \quad ۳۸-۳$$

که در آن z ، مؤلفه‌ی طولی در جهت ارتفاع استخر است. پرکاربردترین روش برای حل معادله‌ی ۳-۳۸، تقسیم استخر ته نشینی به ۱۰ تا ۱۰۰ قسمت (بسته به میزان دقت مورد نیاز)، در جهت z و حل آن به روش عددی است.

۴-۳ عملکرد استخرهای ته نشینی

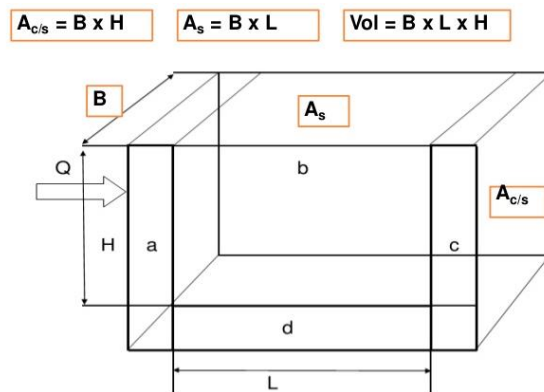
یکی از مشخصه‌های استخرهای ته نشینی، بار سطحی^۱ است که به صورت رابطه‌ی ۳-۳۹، تعریف می‌شود:

$$v_o = \frac{Q_o}{A_s} \quad ۳۹-۳$$

در رابطه‌ی ۳-۳۹، Q_o دبی ورودی به استخر ته نشینی و A_s ، مساحت ناحیه‌ی ته نشینی است. چنانچه سرعت ته نشینی بیش‌تر از نرخ بار سطحی باشد، تمام ذرات در حین عبور از استخر، در آن ته نشین

¹ Overflow rate

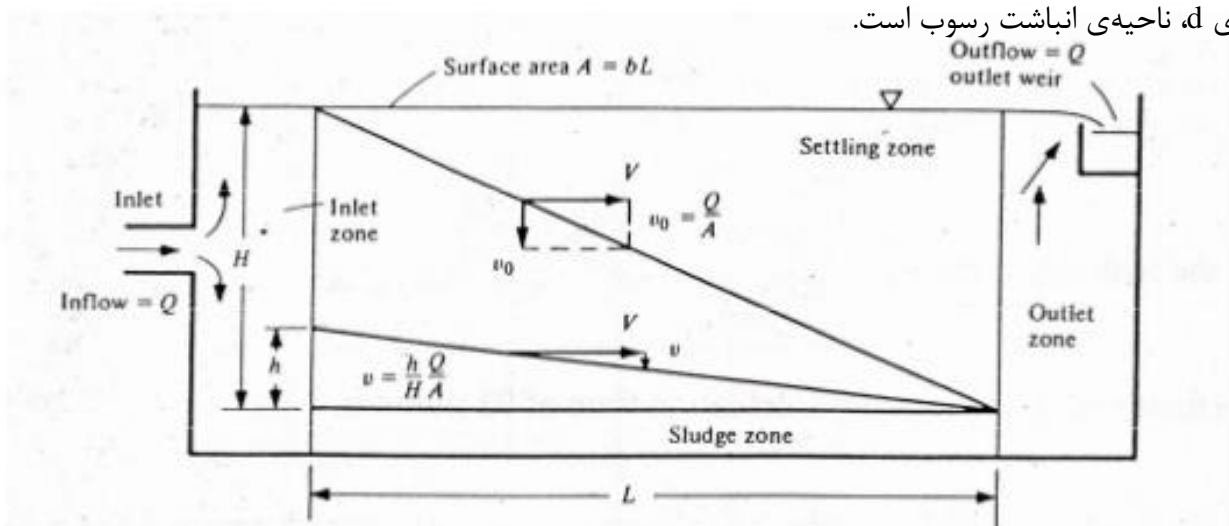
می‌شوند. چنانچه سرعت ته‌نشینی کمتر از نرخ بار سطحی باشد، تنها قسمتی از رسوبات ته‌نشین می‌شوند و مابقی آن از استخر خارج می‌شود. بنابراین طراحی استخرها باید به گونه‌ای باشد که $v_s > v_0$. از نظر تئوری، ارتفاع استخر، تأثیری بر نرخ بار سطحی (کمینه‌ی سرعت لازم برای ته‌نشینی ذرات) ندارد اما طبق نتایج تجربی، عمق استخر باید بیش‌تر از ۲ تا ۳ متر باشد.



شکل ۳-۶ ناحیه‌های گوناگون در یک استخر ته‌نشینی

ناحیه‌ی a و c، به ترتیب ناحیه‌ی ورودی و خروجی استخر است. ناحیه‌ی b، ناحیه‌ی ته‌نشینی و ناحیه

ی d، ناحیه‌ی انباشت رسوب است.



شکل ۳-۷ نمایش مؤلفه‌های سرعت در یک استخر ته‌نشینی مستطیلی ایده آل

با توجه به شکل ۳-۷، هر چه ارتفاع ذرات رسوب نسبت به کف استخر کمتر باشد، به ازای سرعت‌های بیشتر بار سطحی هم امکان ته نشین شدن ذرات وجود دارد. بردار سرعت ذرات هنگام عبور از استخر، دارای دو مؤلفه‌ی افقی و عمودی است. با توجه به شکل ۳-۷، سرعت ته نشینی لازم برای ته نشینی هر ذره، با افزایش ارتفاع ذره از کف استخر، افزایش می‌یابد به طوری که:

$$v_s \geq \frac{h}{H} v_o \quad 40-3$$

در مواردی که $v_s < v_o$ باشد، درصد ذرات رسوب که در استخر باقی می‌مانند به صورت زیر نوشته می‌شود:

$$Pe = \frac{v_s}{v_o} \times 100 \quad 41-3$$

باید توجه داشت که نتایج به دست آمده در روابط تئوری با نتایج تجربی تفاوت دارند. به عنوان مثال چنانچه نتایج تئوری درصد ذرات ته نشین شده را یک مقدار خاص، پیش بینی کنند، نتایج واقعی حدود ۶۰ درصد آن مقدار خواهند بود. روابط تجربی گوناگونی برای در نظر گرفتن اثرات ناشی از غیر ایده آل بودن استخرها ارائه شده اند تا نتایج تئوری و نتایج واقعی را تا حد امکان به یکدیگر نزدیک کنند.

با توجه به شکل ۳-۷، سرعت افقی جریان در استخر طبق رابطه‌ی ۳-۴۲، به دست می‌آید:

$$v = \frac{Q}{bH} \quad 42-3$$

به طوری که، Q دبی حجمی جریان در استخر و b و H به ترتیب عرض و ارتفاع استخر است. با توجه به روابط ۳-۳۹ و ۳-۴۲ و هم چنین $A_s = bL$ ، خواهیم داشت:

$$\frac{v}{v_o} = \frac{L}{H} \quad 43-3$$

با توجه به رابطه‌ی ۳-۴۳، نسبت نرخ سرریز به سرعت جریان در استخر تابع مشخصات هندسی استخر است. بدیهی است هر چه نسبت طول به ارتفاع استخر بیش تر باشد، نرخ سرریز کمتر بوده و کارایی

استخر بیش تر خواهد بود. ارتفاع استخر نیز نباید از مقدار مشخصی کمتر باشد زیرا در این صورت منجر به تداخل جریان درون استخر با ناحیه‌ی رسوب و خروج رسوبات ته نشین شده از استخر می گردد.

۳-۵ مدل‌سازی فرایند ته نشینی در نرم افزار FLOW 3D

در پژوهش پیش رو، به منظور شبیه سازی ته نشین شدن ذرات در یک استخر ته نشینی فاضلاب از نرم افزار FLOW 3D استفاده شده است. در منابع علمی تصفیه آب و فاضلاب معمولاً استخرهای ته نشینی اولیه فاضلاب با سه پارامتر اصلی بار سطحی، متوسط زمان ماند هیدرولیکی و بار سرریز و نیز پارامترهای فرعی نسبت طول به عرض و نسبت طول به عمق طراحی می‌شوند. اینکه این معیارهای طراحی چقدر با واقعیت تجربی و اصول دینامیک سیالات محاسباتی انطباق دارد، از جمله چالش‌هایی است که در این تحقیق به بررسی آن‌ها با مدل‌سازی استخر با نرم افزار FLOW 3D پرداخته می‌شود. در این نرم افزار مدل‌سازی‌های گوناگونی در دسترس است که باید با توجه به ماهیت مسئله‌ی مورد بررسی، انتخاب شوند. مدل‌سازی مورد استفاده به منظور شبیه سازی ته نشین شدن ذرات، مدل sediment scour است. این مدل به پیش بینی جابجایی، فرسایش^۱ و ته نشینی رسوبات مانند شن و ماسه و ... شناور در محیط سیال، می پردازد. سیال مورد بررسی می‌تواند آب و یا هر سیال دیگر با ویژگی‌های مشخص باشد. این مدل برای همه‌ی انواع جریان‌ها قابل استفاده است اما محیطی که ذرات رسوب در آن شناور هستند بایستی شامل تنها یک سیال باشد. ذرات رسوب به صورت کروی در نظر گرفته شده و سرعت حرکت آن‌ها نیز کم فرض می‌شود به گونه ای که در اطراف هر ذره، اثرات لزجت بر اثرات اینرسی غالب باشد. در این مدل ضریب ته نشینی^۲ به صورت زیر محاسبه می‌شود:

$$D_f = \frac{SCRDIA^2.RHOF}{18\mu} \quad ۴۴-۳$$

¹ erosion

² Settling coefficient-

در رابطه‌ی ۴۴-۳، *SCRDIA* متوسط قطر ذره و *RHOF* چگالی سیال است. مؤلفه‌ی بالا برنده‌ی رسوبات^۱ طبق یک مدل تجربی بر پایه‌ی مدل‌های انتقال رسوب، تعیین می‌شود. در این مدل، رسوبات در کف استخر به صورت یک واحد متراکم شده در نظر گرفته می‌شوند که تحت شرایط خاص می‌توانند از کف استخر جدا شده و به سمت بالا، حرکت کنند. سرعت بالا رفتن رسوبات در مرز بین سیال و لایه‌ی رسوب کف استخر، طبق رابطه‌ی ۴۵-۳، به دست می‌آید:

$$v_l = SCARLP \sqrt{\frac{\tau - \tau_c}{\bar{\rho}}} \quad 45-3$$

که در آن τ تنش برشی در مرز بین سیال و لایه‌ی رسوب و $\bar{\rho}$ چگالی سیال است. *SCARLP* نیز یک پارامتر تجربی مربوط به نرخ سایش رسوبات است. مقدار آن بر اساس داده‌های آزمایشگاهی برای شن و ماسه، برابر ۱ است. τ_c بیانگر تنش برشی بحرانی است. چنانچه تنش برشی بیش‌تر از تنش برشی بحرانی شود، پدیده‌ی سایش رسوب اتفاق می‌افتد. در این حالت نیروهایی که باعث بالا رفتن رسوبات می‌شوند بر نیروهای گرانش و هم‌چنین نیروهای بین ذرات، غلبه کرده و منجر به جدا شدن رسوبات از لایه‌ی کف استخر می‌شوند. چنانچه تنش برشی از تنش برشی بحرانی کمتر باشد، ذرات رسوب با توجه به سرعت ته نشینی، ته نشین می‌شوند. تنش برشی بحرانی، بر اساس عدد شیلدز^۲ بحرانی تعیین می‌شود:

$$\tau_c = SCRCRT \cdot SCRDIA \cdot g \cdot (SCRRHO - RHOF) \quad 46-3$$

در رابطه‌ی ۴۶-۳، *SCRCRT*، عدد شیلدز بحرانی و *SCRRHO* چگالی رسوب است. عدد شیلدز یک عدد بدون بعد است که به صورت رابطه‌ی ۴۷-۳ تعریف می‌شود:

$$\tau^* = \frac{\tau}{(\rho_s - \rho)gD} \quad 47-3$$

¹ Lift component of scour

² Shields number

چنانچه نسبت حجمی رسوبات از یک مقدار مشخص (*SCRFCR*) بیش تر شود، رسوبات به صورت فشرده^۱ در نظر گرفته شده و چگالی فشردهگی برابر $SCRFCR \times SCRRHO$ خواهد بود. در نواحی که انباشتگی رسوبات به گونه ای باشد که چگالی آن‌ها بزرگتر یا مساوی $SCRFCR \times SCRRHO$ شود، جریان سیال وجود نخواهد داشت و رسوبات به صورت یک جسم جامد، رفتار می کنند. در نرم افزار FLOW 3D، پیشینه‌ی مقدار چگالی فشردهگی به عنوان ورودی برنامه، توسط کاربر، تعیین می‌شود. مدل sediment scour، یک پارامتر دیگر به نام *SCRFCO* در نظر می گیرد. چنانچه درصد حجمی رسوبات بیش‌تر از *SCRFCO* و کمتر از *SCRFCR* باشد، مدل درگ موجود در برنامه فعال می‌شود. چنانچه درصد حجمی رسوبات کم تر از *SCRFCO* باشد، لزجت توسط رابطه‌ی ۳-۴۸، محاسبه می‌شود:

$$\mu = \mu_0 \left(1 - \frac{\text{solid fraction}}{SCRFCR}\right)^{-1.55} \quad 48-3$$

که در آن μ_0 لزجت سیال و μ لزجت اصلاح شده‌ی سیال به دلیل وجود رسوبات، در آن است. در این حالت با این که مدل درگ، در محاسبات وارد نمی‌شود، اما اثر رسوبات با افزایش دادن لزجت سیال، در نظر گرفته می‌شود.

یکی از معادلات نرخ انتقال رسوب در کف استخر، معادله‌ی مایر-پیتر و مولر^۳ است. در این معادله، فرم بدون بعد شده دبی حجمی رسوب بر واحد عرض استخر، به صورت رابطه‌ی ۳-۴۹، محاسبه می گردد:

$$q_s^* = \alpha_s (\tau^* - \tau_c^*)^{1.5} \quad 49-3$$

در رابطه‌ی ۳-۴۹، α_s یک عدد ثابت بوده و توسط کاربر تعیین می‌شود. مقدار آن توسط خود برنامه برابر ۸، قرار داده شده است. مقادیر α_s می‌توانند طی یک فرایند دینامیکی طی حل مسئله نیز تعیین شوند که مقادیر آن را به صورت رابطه‌ی ۳-۵۰، می‌توان تقریب زد:

¹ packed

² Packing density=packing fraction

³ Mayer-peter & Muller equation

$$\alpha_s = 1.6 \ln(\tau^*) + 9.8 \quad 50-3$$

τ^* عدد شیلدز و τ_c^* عدد شیلدز بحرانی است. عدد شیلدز توسط رابطه‌ی ۳-۴۷ تعیین می‌شود و مقادیر عدد شیلدز بحرانی نیز توسط کاربر تعیین می‌گردد. با محاسبه‌ی مقدار q_s^* طبق رابطه‌ی ۳-۴۹، دبی حجمی رسوبات بر واحد عرض استخر توسط رابطه‌ی ۳-۵۱، تعیین می‌گردد:

$$q_s = q_s^* D \sqrt{\frac{\rho_s - \rho}{\rho} g D} = q_s^* Re_p \nu \quad 51-3$$

منظور از Re_p عدد رینولدز بر اساس قطر ذرات و سرعت ته نشینی آنها و ν لزجت سینماتیکی سیال است.

معادله دیگر نرخ انتقال رسوب در کف استخر، معادله‌ی نیلسن^۱ است. در این معادله فرم بدون بعد شده دبی حجمی رسوب بر واحد عرض استخر، به صورت رابطه‌ی ۳-۵۲، بیان می‌شود:

$$q_s^* = 12 \tau^*{}^{0.5} (\tau^* - \tau_c^*) \quad 52-3$$

مدل sediment scour، معادله‌ی موسوم به معادله‌ی ریچاردسون-زاکي^۲ را برای محاسبه‌ی سرعت ته نشین شدن ذرات در نظر می‌گیرد. طبق این معادله، سرعت ته نشینی ذرات با افزایش غلظت رسوبات، کاهش می‌یابد. این معادله به صورت رابطه‌ی ۳-۵۳ نوشته می‌شود [25]:

$$\frac{v_s}{v_t} = (1 - c) \beta n \quad 53-3$$

در رابطه‌ی بالا، v_s سرعت ته نشین شدن ذرات با در نظر گرفتن غلظت ذرات، v_t سرعت ته نشینی در نواحی فوقانی استخر (که در آنها غلظت ذرات ناچیز است) و c غلظت حجمی رسوبات است. n نیز وابسته به عدد رینولدز و v_t بوده و مقدار آن برای یک ذره‌ی خاص، ثابت است. رابطه‌ی ۳-۵۴ برای محاسبه‌ی n استفاده می‌شود:

¹ Nielsen equation

² Richardson-Zaki

$$n = \frac{\log \frac{v_f}{v_t}}{\log(1-c_{max})} \quad 54-3$$

طبق قانون دارسی!

$$v_f = ki \quad 55-3$$

در رابطه‌ی ۵۵-۳، k ، نفوذ پذیری آ بوده و طبق رابطه‌ی ۵۶-۳، محاسبه می‌شود [26]:

$$k = 0.001 \left(\frac{gd^2}{v} \right) \quad 56-3$$

همچنین i نیز به صورت رابطه‌ی ۵۷-۳، بیان می‌گردد:

$$i = (s - 1)c_{max} \quad 57-3$$

که در آن s چگالی نسبی ذرات رسوب است. با افزایش اندازه‌ی ذرات و هم چگالی آن‌ها، مقدار n کاهش می‌یابد به طوری که رابطه‌ی ۵۵-۳، دقیق نخواهد بود. در این حالات از معادله‌ی فرکیمر^۳ استفاده می‌شود [26,27]:

$$v_f = \frac{i}{\left(\frac{v}{gk'} + \frac{0.55v_f}{\sqrt{gk'}} \right)} \quad 58-3$$

در معادله فرکیمر، k' ، نفوذ پذیری ذاتی بوده و طبق رابطه‌ی ۵۹-۳، به دست می‌آید:

$$k' = \frac{kv}{g} \quad 59-3$$

رابطه‌ی ۵۸-۳، برای ذرات با قطر بیش‌تر از ۰/۵ میلی متر استفاده می‌شود و برای ذرات با قطر کمتر از ۰/۵ میلی متر، رابطه‌ی ۵۵-۳، مورد استفاده قرار می‌گیرد. وان ریجن [28]، مقدار $n = 4$ را برای ذرات

¹ Darcy law

² permeability

³ Forcheimer

با قطرهای بین ۰/۰۵ تا ۰/۵ میلی متر پیشنهاد داد که ممکن است منجر به بروز خطا شود. جدول

۱-۳، ویژگی‌های چند نمونه از ذرات را نشان می‌دهد:

جدول ۱-۳ ویژگی‌های چند نمونه از ذرات

ذره	چگالی نسبی	میان‌ه‌ی قطر ذرات (d_{50}) (mm)	نفوذ پذیری (k) (m/s)	v_t (m/s)	v_f (m/s)	$\frac{v_t}{v_f}$
آنتراسیت ^۱	۱/۳۴	۱/۳۲	۰/۰۱۱	۰/۰۵۵	۰/۰۲۱	۰/۳۸
شن ساحل ^۲	۲/۶۵	۰/۲۲ تا ۰/۳۲	۰/۰۰۰۴۶ تا ۰/۰۰۰۹۸	۰/۰۲۳ تا ۰/۰۴	۰/۰۰۰۴۵ تا ۰/۰۰۰۹۵	۰/۰۲ تا ۰/۰۲۴
شن درشت ^۳	۲/۶۵	۲/۴۲	۰/۰۵۷	۰/۱۸۸	۰/۰۱۷	۰/۰۹

در رابطه‌ی ۳-۵۳، β یک ضریب بوده و در مدل sediment scour به عنوان ورودی، توسط کاربر تعیین می‌شود.

یکی دیگر از پارامترهای ورودی در مدل sediment scour، نسبت زبری بستر استخر به میان‌ه‌ی اندازه‌ی قطر ذرات (d_{50}) است که باید توسط کاربر تعیین شود.

از جمله مدل‌های دیگر که به صورت همزمان با مدل sediment scour، در تحلیل فرایند ته نشینی

ذرات در نرم افزار FLOW 3D، مورد بررسی قرار می‌گیرند، عبارتند از:

1 Anthracite
2 Beach sand
3 gravel
4 median

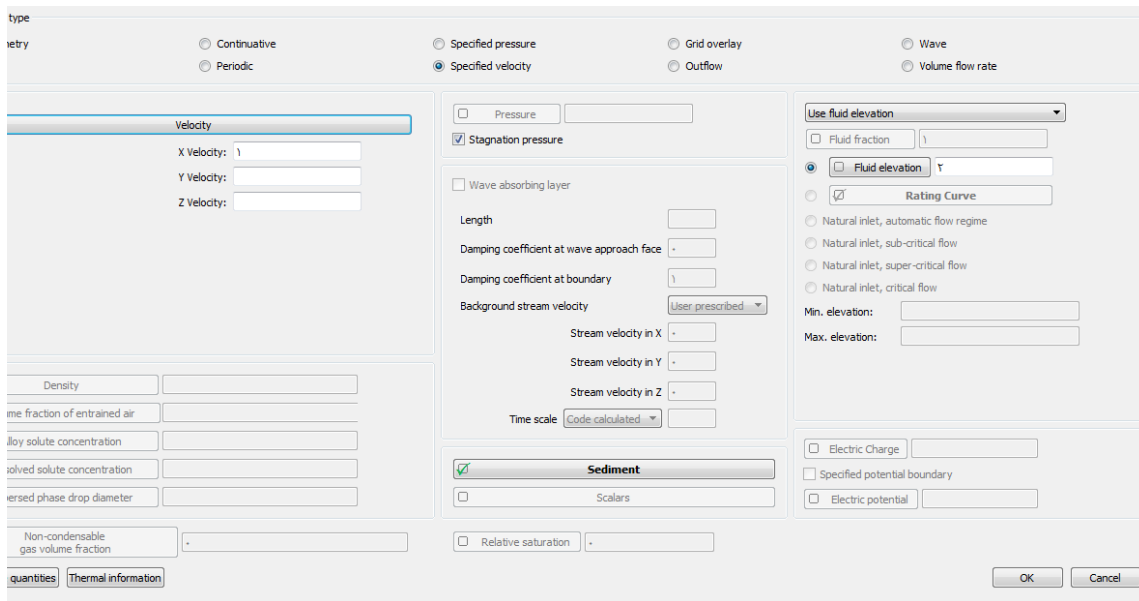
- Gravity and Non inertial frame: در این قسمت می‌توان یکی از دو حالت Gravity یا Non inertial frame را انتخاب نمود. مورد اول در زمانی استفاده می‌شود که شتاب گرانش ثابت باشد که در پژوهش پیش رو نیز به همین صورت است. چنانچه دستگاه مختصات دارای سرعت و شتاب زاویه ای باشد و یا تحت ارتعاش و نوسان قرار گیرد، Non inertial frame انتخاب شده و سرعت و شتاب های مورد نظر توسط کاربر تعیین می‌گردد.
- Density evaluation: در این قسمت می‌توان چگالی را ثابت و یا تابعی از دما و کمیت های اسکالر تعیین کرد.
- Viscosity and Turbulence: این قسمت مربوط به مدل سازی جریان سیال است. در این قسمت می‌توان جریان را به صورت لزج یا غیر لزج در نظر گرفت. چنانچه گزینه ی viscous flow، فعال باشد، جریان لزج و در غیر این صورت غیر لزج در نظر گرفته می‌شود. در پژوهش حاضر، جریان به صورت لزج، در نظر گرفته شده است. گزینه ی thixotropic viscosity، به منظور تعیین نیوتونی یا غیر نیوتونی بودن سیال است. چنانچه این گزینه، فعال باشد، سیال به صورت غیر نیوتونی و در غیر این صورت به شکل نیوتونی در نظر گرفته می‌شود. در این قسمت هم‌چنین رژیم جریان تعیین می‌شود. در پژوهش حاضر، جریان سیال به صورت آشفته در نظر گرفته شده و مدل آشفتگی مورد بررسی، مدل $k - \epsilon$ است. در این قسمت، بیشینه‌ی طول اختلاط آشفتگی^۱ را می‌توان به صورت ثابت در نظر گرفت و یا طی یک فرایند دینامیکی در طی حل مسئله، تعیین کرد. در پژوهش حاضر، روش دوم برای تعیین بیشینه‌ی طول اختلاط آشفتگی، در نظر گرفته شده است. شرط مرزی بر روی دیواره نیز به صورت No slip or Partial slip در نظر گرفته شده است. این که کدام یک از شروط No slip و یا Partial slip مورد بررسی قرار می‌گیرد، توسط کاربر در قسمت شرط مرزی دیواره، مشخص می‌گردد.

¹ Maximum turbulent mixing length

۳-۵-۱ شرایط مرزی

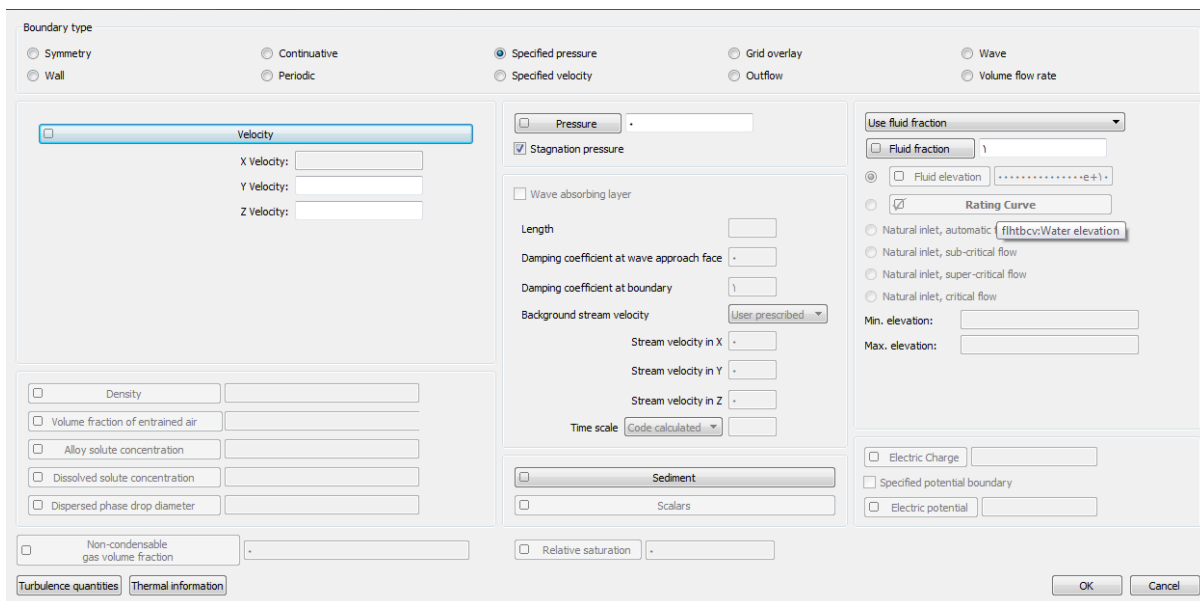
شرایط مرزی مورد استفاده در پژوهش پیش رو عبارتند از:

- ۱- شرط مرزی سرعت ثابت در ورودی: در این شرط مرزی مؤلفه‌های سرعت به عنوان ورودی مسئله، تعیین می‌گردد. همچنین ورودی‌های مربوط به غلظت ذرات موجود در جریان ورودی، به صورت تابعی از زمان، تعیین می‌گردد.



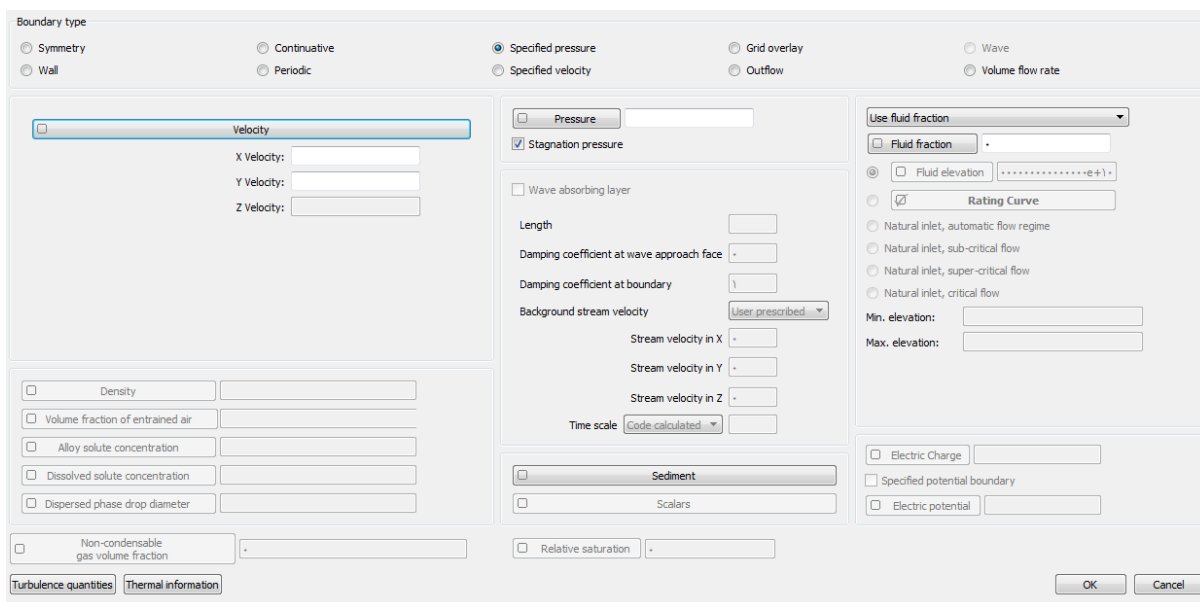
شکل ۳-۸ تنظیمات نرم افزار برای شرط مرزی سرعت ثابت در ورودی استخر

- ۲- شرط مرزی فشار ثابت در خروجی جریان: در این شرط مرزی فشار در مقطع خروجی جریان، تعیین می‌شود که معمولاً برابر با فشار جو است.



شکل ۳-۹ تنظیمات نرم افزار برای شرط مرزی فشار ثابت در خروجی استخر

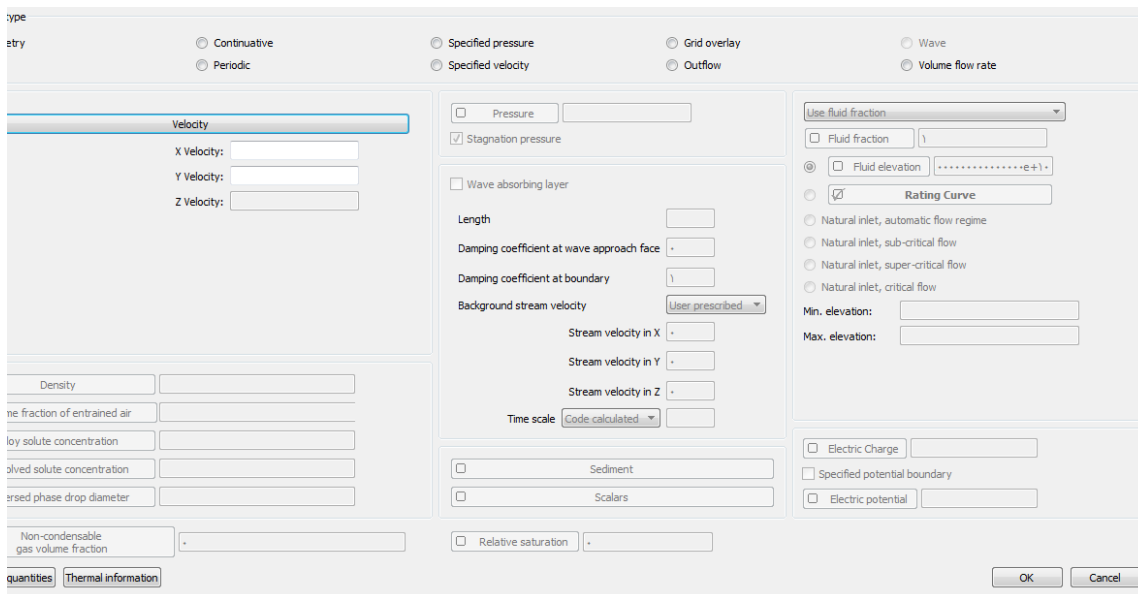
۳- شرط مرزی فشار ثابت در سطح استخر: در این قسمت نیز فشار در سطح استخر که برابر با فشار جو است تعیین می گردد. همچنین نسبت سیال برابر ۰ در نظر گرفته می شود به این معنا که در صورت وقوع *back flow*، سیال مورد بررسی، از این سطح وارد استخر نمی شود.



شکل ۳-۱۰ تنظیمات نرم افزار برای شرط مرزی فشار ثابت در سطح استخر

¹ Fluid fraction

۴- شرط مرزی دیواره، برای دیواره‌ها و کف استخر: در دیواره‌ی مورد بررسی، شرط مرزی عدم لغزش می‌تواند برقرار باشد یا نباشد. در صورت برقرار بودن شرط عدم لغزش، سرعت‌های موازی با دیواره باید برابر صفر در نظر گرفته شوند. از آن‌جا که دیواره، اجازه‌ی حرکت سیال در مسیر عمود بر خود را نمی‌دهد، این مؤلفه‌ی سرعت با توجه به جهت قرار گیری دیواره، غیر فعال خواهد بود.



شکل ۳-۱۱ تنظیمات نرم افزار برای شرط مرزی دیواره

۳-۵-۲ شرایط اولیه

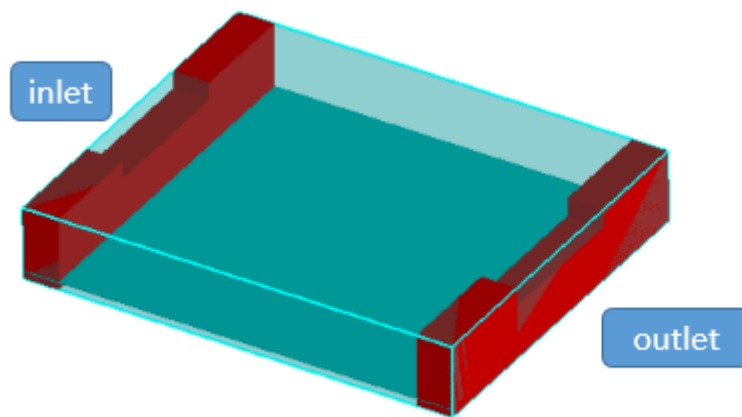
در مسئله‌ی پیش رو، شرایط اولیه عبارتند از:

- مقادیر سرعت اولیه در استخر: از آن‌جا که در زمان اولیه، سیال درون استخر، ساکن فرض می‌شود، تمام مؤلفه‌های سرعت در زمان اولیه برابر صفر در نظر گرفته می‌شوند.
- مقادیر اولیه، برای غلظت ذرات: در این قسمت می‌توان، مقادیر اولیه‌ی غلظت ذرات درون استخر را تعیین نمود. چنان‌چه در حالت اولیه، فرض شود که استخر فاقد ذرات رسوب است، مقادیر غلظت در این قسمت باید برابر صفر در نظر گرفته شود.

- ارتفاع سیال در استخر: چنانچه فرض شود، استخر در ابتدا خالی است، این مقدار باید برابر صفر، قرار داده شود. در غیر این صورت ارتفاع اولیه‌ی سیال در این قسمت مشخص می‌گردد.

۳-۵-۳ هندسه‌ی استخر ته نشینی مورد بررسی

شکل ۳-۱۲، هندسه‌ی مورد بررسی در پژوهش پیش رو را نشان می‌دهد.



شکل ۳-۱۲ هندسه‌ی استخر مورد بررسی در پژوهش پیش رو

سیال از قسمت inlet، با سرعت و غلظت مشخص رسوبات درون آن، وارد استخر می‌شود. با ورود به استخر، سرعت آن کاسته شده و رسوبات فرصت بیشتری برای ته نشین شدن پیدا می‌کنند. با گذشت زمان و افزایش ارتفاع سیال درون استخر، سیال از قسمت outlet از استخر خارج می‌شود. مدت زمان انجام شبیه سازی باید با توجه به ابعاد استخر و دبی ورودی سیال، تعیین شود. این زمان باید به گونه ای باشد که اولاً استخر کاملاً پر شده و سیال از خروجی استخر خارج گردد و ثانیاً به اندازه‌ی کافی طولانی باشد تا ذرات فرصت ته نشین شدن را بیابند.

در پژوهش پیش رو، طول، عرض و ارتفاع استخر به ترتیب برابر ۱۰، ۱۰ و ۲ متر در نظر گرفته شده است. به منظور جلوگیری از تماس جریان سیال با لایه‌های رسوب، ورودی و خروجی سیال در بالای

استخر، در نظر گرفته شده اند. مقطع‌های ورودی و خروجی سیال، به صورت مستطیلی با عرض ۴ متر و ارتفاع ۰/۵ متر در نظر گرفته شده اند. سیال مورد نظر (فاضلاب)، با درصد جامدات معلق و سرعت مشخص، از مقطع ورودی وارد شده و به داخل استخر ریخته می‌شود. ارتفاع اولیه سیال در استخر می‌تواند بین ۰ تا ۱/۵ متر باشد. در پژوهش حاضر به تحلیل و بررسی هر کدام از عوامل مؤثر بر میزان ته نشین شدن ذرات در استخر، پرداخته خواهد شد. این عوامل شامل ابعاد استخر، ارتفاع سیال اولیه درون آن، ارتفاع مقاطع ورودی و خروجی، نسبت به کف استخر، غلظت اولیه ذرات در سیال درون استخر و ... است. در ادامه، استخرهایی با لایه‌ی رسوب انباشته شده در کف آن‌ها نیز مورد بررسی قرار می‌گیرند. در این استخرها، در زمان اولیه، یک لایه‌ی رسوب با ضخامت مشخص، در کف استخر در نظر گرفته می‌شود. این لایه به صورت لایه‌ی جامد بوده و جریان سیال در آن وارد نمی‌شود اما عبور جریان از روی این لایه، منجر به جدا شدن ذرات رسوب از آن و افزایش غلظت ذرات در سیال می‌شود. در نهایت، نتایج به دست آمده در هر کدام از حالات با یکدیگر، مقایسه و اثر هر کدام از عوامل ذکر شده بر سرعت و میزان ته نشینی ذرات تعیین می‌گردد.

۳-۵-۴ سیال مورد بررسی

سیال مورد بررسی در پژوهش پیش رو، فاضلاب است. فاضلاب را می‌توان مخلوطی از آب و ذرات دیگر شامل، ذرات لجن، شن و ماسه و سایر ذرات در نظر گرفت. چگالی فاضلاب‌های شهری معمولاً در حدود ۱۴۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب است. فاضلاب یک سیال غیر نیوتونی با خاصیت thixotropic است. به این معنا که با افزایش نرخ کرنش، لزجت آن کاهش می‌یابد. در پژوهش پیش رو فاضلاب را به صورت مخلوطی از سیال زمینه با چگالی ۱۱۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب و ذرات لجن و گل و لای در نظر می‌گیریم. جدول ۳-۲، ویژگی‌های فاضلاب در نظر گرفته شده را نشان می‌دهد:

¹ sludge

جدول ۲-۳ ویژگی‌های فاضلاب در نظر گرفته شده در پژوهش پیش رو

قطر ذرات (mm)	لزجت در حال سکون ($Kg/m.s^3$)	چگالی (Kg/m^3)
-	۰/۰۰۲۵	۱۱۰۰
۰/۱	-	۱۶۵۰
۰/۵	-	۲۶۵۰

لزجت سیال زمینه در حالت سکون، برابر 0.0025 Kg/m.s^3 در نظر گرفته شده است. در نواحی که سرعت جریان زیاد است، لزجت سیال کمتر خواهد بود. غلظت ذرات لجن و همچنین ذرات گل و لای، با توجه به نوع فاضلاب متفاوت است. بنابراین در پژوهش پیش رو، غلظت‌های مختلفی برای هر کدام ذرات گفته شده، در نظر گرفته و اثر آن بر نتایج به دست آمده شامل مدت زمان ته نشینی، کانتور انباشتگی جرمی ذرات درون استخر و غلظت ذرات در جریان خروجی، تعیین خواهد شد.

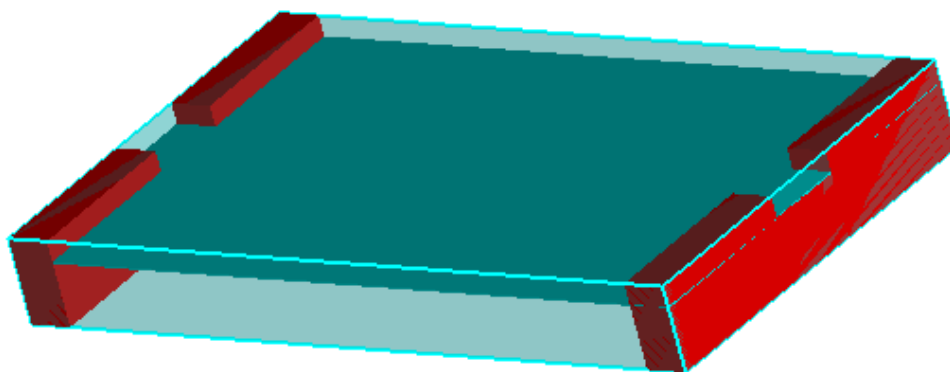
فصل چهارم : تجزیه و تحلیل نتایج

۴-۱ مقدمه

در این فصل به ارائه‌ی نتایج حاصل از شبیه‌سازی فرایند ته‌نشینی جامدات معلّق در استخرهای ته‌نشینی مختلف پرداخته می‌شود. پارامترهای تأثیرگذار بر کارایی استخرهای ته‌نشینی شامل ابعاد استخر، نسبت چگالی ذرات معلّق به چگالی سیال زمینه، سرعت جریان ورودی به استخر، هندسه‌ی ورودی و خروجی استخر و مکان آن‌هاست. اثر هر کدام از این پارامترها بر عملکرد استخرهای ته‌نشینی مورد بررسی قرار خواهد گرفت و در نهایت استخر با عملکرد بهینه معرفی می‌شود.

۴-۲ بررسی نسبت چگالی ذرات معلّق به چگالی سیال زمینه

در این قسمت به بررسی اثر نسبت چگالی ذرات معلّق به چگالی سیال زمینه، بر میزان ته‌نشینی در یک استخر ته‌نشینی، پرداخته می‌شود. سیال زمینه، فاضلاب در نظر گرفته شده است. ذرات معلّق نیز به صورت جداگانه درون سیال زمینه (فاضلاب) شناورند. هندسه‌ی استخر مورد بررسی در این قسمت به صورت شکل ۴-۱ است:



شکل ۴-۱ شکل شماتیک استخر مورد بررسی

استخر نشان داده شده در شکل ۴-۱، دارای طول ۱۵ متر، عرض ۱۰ متر و ارتفاع ۲ متر است. ارتفاع اولیه‌ی سیال درون استخر برابر $1/5$ متر در نظر گرفته شده است. مجرای سمت چپ، ورودی جریان به استخر و مجرای سمت راست، خروجی استخر است. فاضلاب با غلظت ذرات جامد معلّق مشخص، از

قسمت ورودی وارد استخر می‌شود و پس از عبور از استخر، از قسمت خروجی خارج می‌گردد. استخر مورد بررسی باید به گونه‌ای طراحی گردد که حداکثر مقدار مواد معلق درون آن ته نشین گردد و این ذرات معلق، حتی الامکان وارد خروجی جریان نشوند. جدول ۴-۱، ورودی‌های برنامه در این قسمت را نشان می‌دهد:

جدول ۴-۱ ورودی‌های برنامه

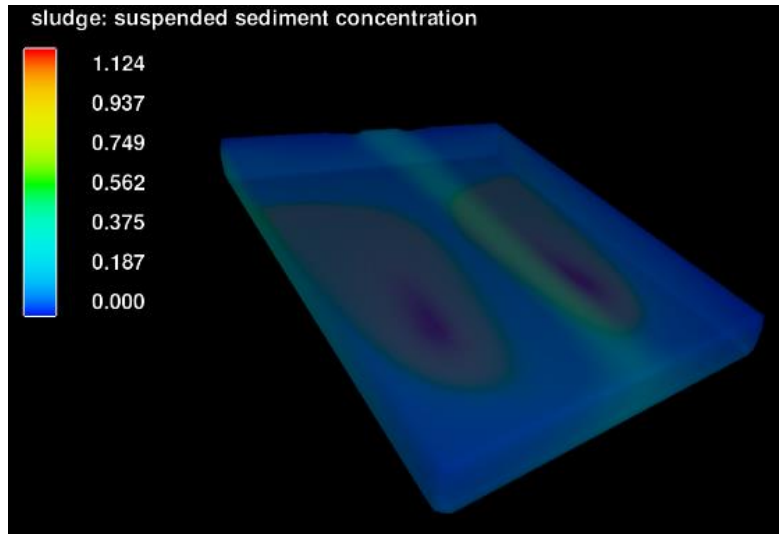
طول استخر	۱۵ متر
عرض استخر	۱۰ متر
ارتفاع استخر	۲ متر
ارتفاع اولیه سیال درون استخر	۱/۵ متر
عمق آزاد (Free board)	۰/۵ متر
سرعت سیال در ورودی	۰/۱ متر بر ثانیه
دبی ورودی	۰/۱ متر مکعب بر ثانیه
نرخ بار سطحی	۵۷/۶ متر بر روز
غلظت ذرات معلق در ورودی	۰/۱ گرم بر لیتر
قطر اولیه ذرات معلق	۰/۵ میلی متر
چگالی ذرات معلق	۱۸۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب
نوع سیال	غیر نیوتونی

ادامه جدول ۱-۴

لزوجت در حال سکون	۰/۰۲۵ پاسکال ثانیه
توان کاهش لزجت بر حسب نرخ کرنش	۰/۸
چگالی سیال	۱۱۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب
مدل توربولانس	کا-اِپسیلون
مدت زمان شبیه سازی	۱۰۰۰۰ ثانیه

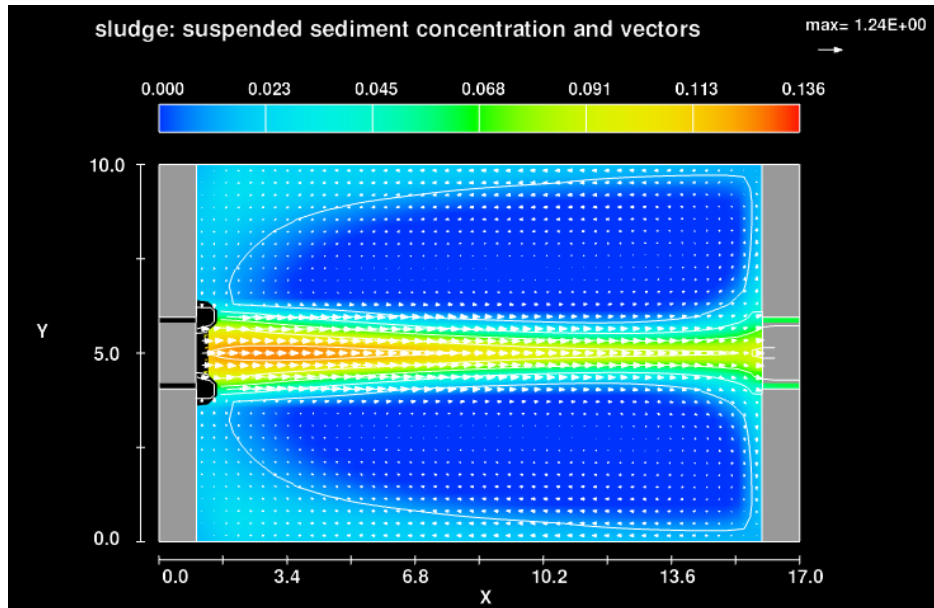
مساحت سطح مقطع جریان ورودی به استخر برابر ۱ متر مربع است. با توجه به سرعت جریان ورودی که برابر ۰/۱ متر بر ثانیه در نظر گرفته شده، دبی جریان ورودی به استخر برابر ۰/۱ متر مکعب بر ثانیه خواهد بود. با تقسیم دبی ورودی به استخر، بر مساحت آن (در این جا ۱۵۰ متر مربع)، نرخ بار سطحی استخر برابر ۰/۰۰۰۶۶۷ متر بر ثانیه یا ۵۷/۶ متر بر روز خواهد بود.

هندسه‌ی نشان داده شده در شکل ۱-۴، به همراه ورودی های جدول ۱-۴، در نرم افزار FLOW3D، مورد بررسی قرار گرفته است. پس از اجرای مدل، کانتور غلظت ذرات معلّق در استخر، مطابق شکل ۱-۴-۲، محاسبه می شود:



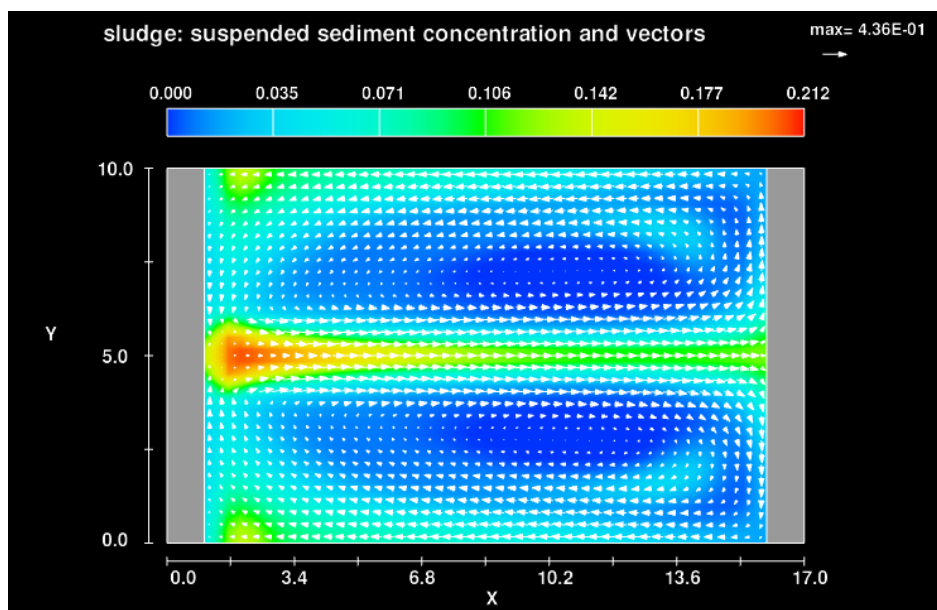
شکل ۲-۴ کانتور سه بعدی غلظت مواد معلق در استخر در زمان $t = 10000s$. (چگالی ذرات معلق: ۱۸۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب)

با توجه به شکل ۲-۴، پس از گذشت ۱۰۰۰۰ ثانیه، بیشینه‌ی غلظت مواد معلق در استخر برابر ۱/۱۲۴ گرم بر لیتر است. این در حالی است که غلظت این مواد در ورودی استخر برابر ۰/۱ گرم بر لیتر، در نظر گرفته شده است. با گذشت زمان و ورود مواد معلق به استخر، این مواد در استخر ته نشین شده و به مرور بر غلظت آن‌ها افزوده می‌گردد. شکل‌های ۳-۴ تا ۵-۴، کانتور دو بعدی (x-y) غلظت مواد معلق را در ارتفاع‌های مختلف نشان می‌دهد:



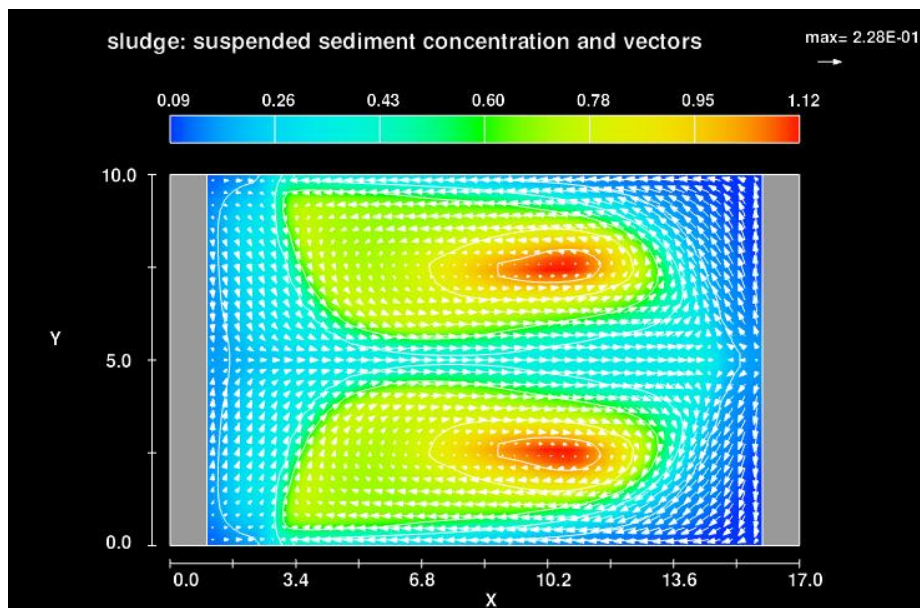
شکل ۳-۴ کانتور دو بعدی (x-y) غلظت ذرات معلق به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۱/۵ متری از کف استخر (Z=۱/۵) در زمان $t=10000s$. (چگالی ذرات معلق: ۱۸۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب)

با توجه به شکل ۳-۴، غلظت مواد معلق در ارتفاع ۱/۵ متری از کف استخر، بین ۰ تا ۰/۱۳۶ گرم بر لیتر است. با حرکت جریان سیال از سمت چپ شکل به سمت راست آن، از غلظت مواد معلق کاسته می گردد به طوری که در خروجی استخر، حداکثر غلظت ذرات معلق حدود ۰/۰۹ گرم بر لیتر است.



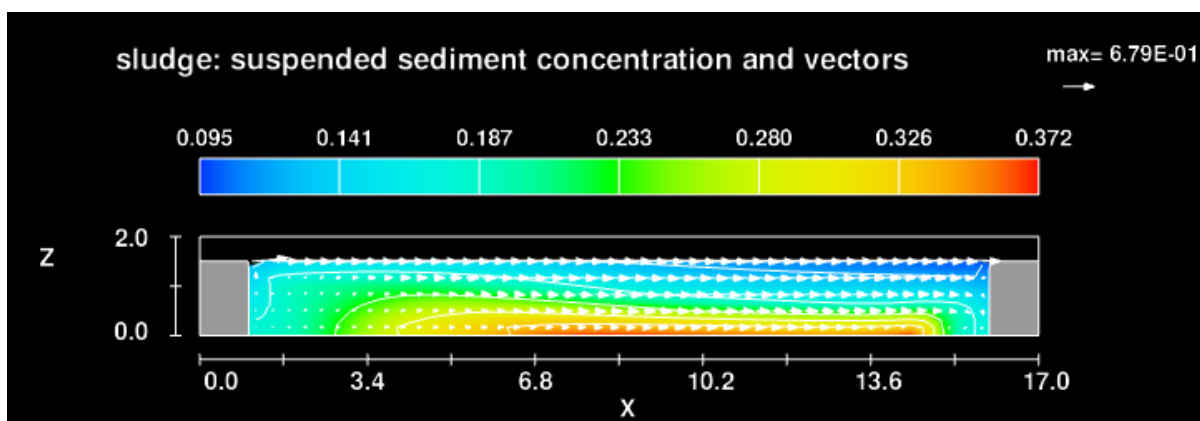
شکل ۴-۴ کانطور دو بعدی (x-y) غلظت ذرات معلق به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۱/۱۷ متری از کف استخر (Z=۱/۱۷) در زمان $t=۱۰۰۰۰$ s. (چگالی ذرات معلق: ۱۸۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب)

با توجه به شکل ۴-۴، مقادیر غلظت ذرات معلق در ارتفاع ۱/۱۷ متری کف استخر، بین ۰ تا ۰/۲۱۲ است. علت افزایش غلظت مواد معلق در این ارتفاع نسبت به ارتفاع ۱/۵ متر، تجمع بیش تر ذرات معلق در ارتفاع های پایین تر استخر است. به طوری که هر چه به کف استخر نزدیک شویم، غلظت مواد معلق افزایش می یابد. به طور کلی یک استخر ته نشینی باید به گونه ای باشد که غلظت مواد معلق در آن، با نزدیک شدن به کف استخر، افزایش یابد. در غیر این صورت ته نشینی به درستی در استخر، اتفاق نیفتاده و استخر کارایی نخواهد داشت.



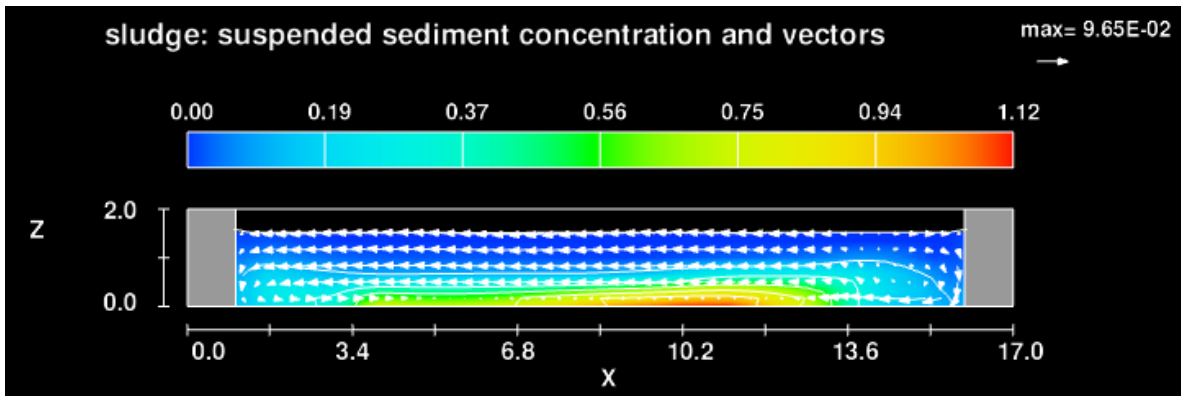
شکل ۴-۵ کانتور دو بعدی (x-y) غلظت ذرات معلق به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۰/۱۷ متری از کف استخر (Z=۰/۱۷) در زمان t=۱۰۰۰۰s. (چگالی ذرات معلق: ۱۸۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب)

شکل ۴-۵، کانتور غلظت ذرات معلق را در ارتفاع ۱۷ سانتی متری از کف استخر، نشان می دهد. مقادیر غلظت در این ارتفاع بین ۰/۰۹ تا ۱/۱۲ است. نواحی قرمز رنگ محل انباشته شدن ذرات معلق را نشان می دهد. به منظور نمایش بهتر مقادیر غلظت در استخر، کانتور دو بعدی (x-z) غلظت ذرات معلق در میانه‌ی استخر (y=۵) رسم شده است.

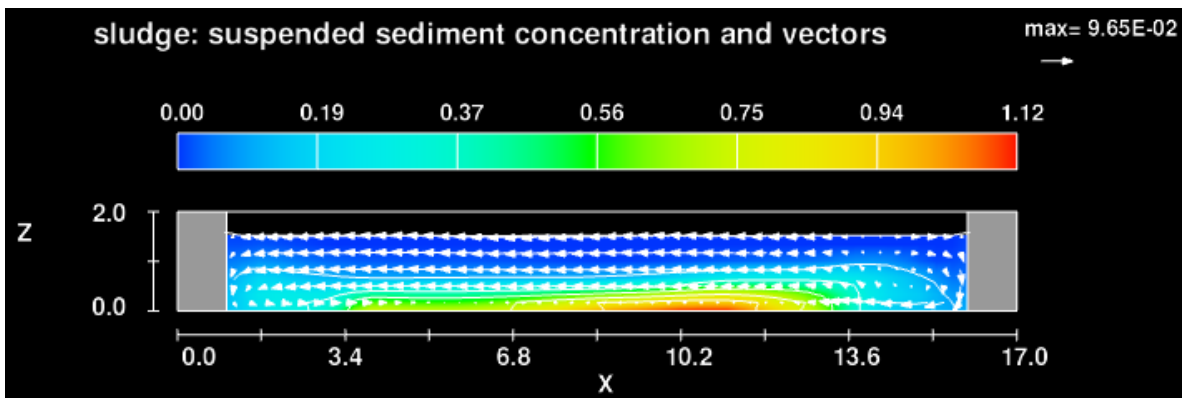


شکل ۴-۶ کانتور دو بعدی (x-z) غلظت ذرات معلق به همراه بردارهای سرعت سیال، در میانه‌ی استخر (y=۵) در زمان t=۱۰۰۰۰s. (چگالی ذرات معلق: ۱۸۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب)

با توجه به شکل ۴-۶، غلظت ذرات معلق در نواحی کف استخر بیش‌تر از سطح آن است. طبق کانتور نشان داده در شکل ۴-۵، مقادیر بیشینه‌ی غلظت، در کف استخر و در مقادیر y برابر $۲/۴۲$ و $۷/۵$ ایجاد می‌شود. شکل‌های ۴-۷ و ۴-۸، کانتور غلظت ذرات معلق را در $y=۲/۴۲$ و $y=۷/۵$ نشان می‌دهد:



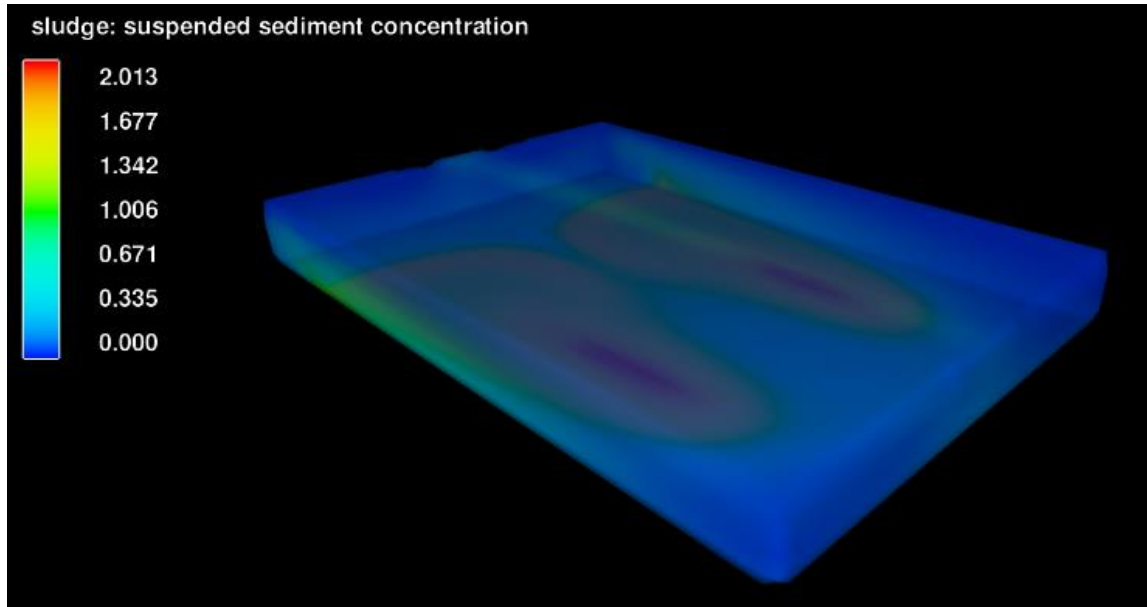
شکل ۴-۷ کانتور دو بعدی ($x-z$) غلظت ذرات معلق به همراه بردارهای سرعت سیال، در میانه‌ی استخر ($y=۲/۴۲$) در زمان $t=۱۰۰۰۰$ s. (چگالی ذرات معلق: ۱۸۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب)



شکل ۴-۸ کانتور دو بعدی ($x-z$) غلظت ذرات معلق به همراه بردارهای سرعت سیال، در میانه‌ی استخر ($y=۷/۵۸$) در زمان $t=۱۰۰۰۰$ s. (چگالی ذرات معلق: ۱۸۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب)

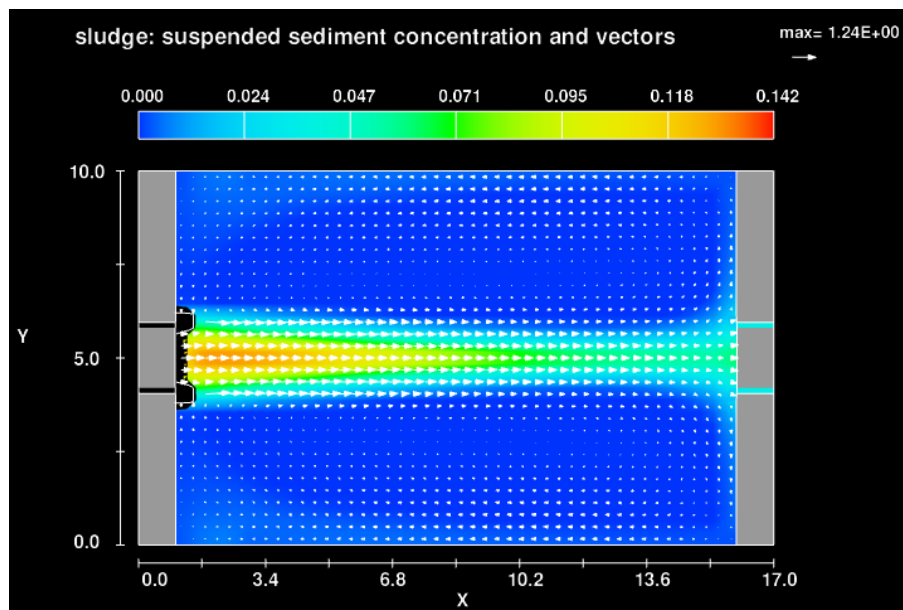
کانتورهای نشان داده شده در شکل‌های ۴-۷ و ۴-۸، مشابه یکدیگر هستند که این امر تقارن نتایج به دست آمده را در جهت y نشان می‌دهد. علت این امر تقارن هندسه‌ی استخر و شرایط مرزی و اولیه‌ی حاکم بر آن، در مسئله‌ی مورد بررسی است. به منظور بررسی اثر نسبت چگالی ذرات معلق به چگالی

سیال زمینه، چگالی این ذرات را از ۱۸۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب به ۲۷۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب افزایش می دهیم. کانتور ذرات معلق در این حالت مطابق شکل ۹-۴ است:



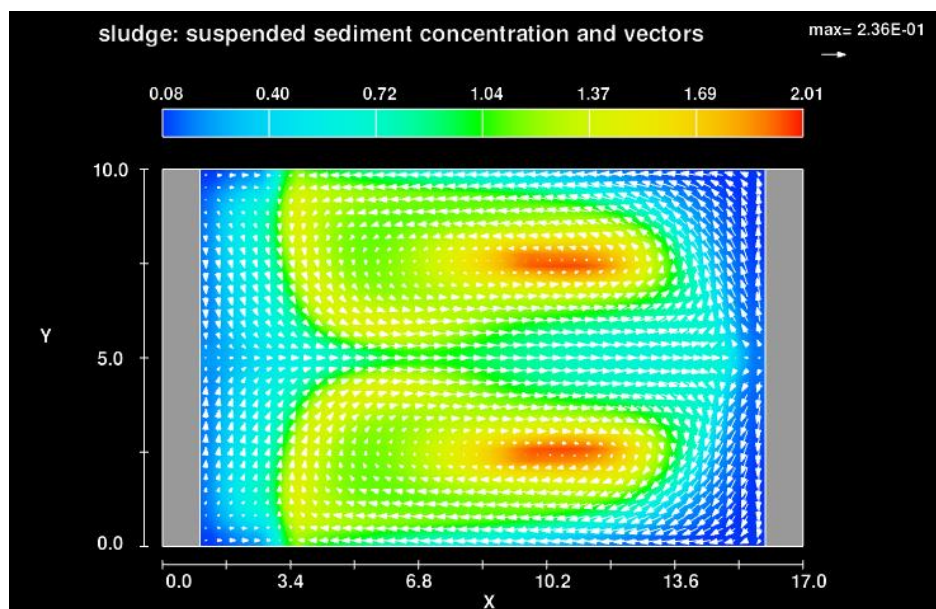
شکل ۹-۴ کانتور سه بعدی غلظت مواد معلق در استخر در زمان $t = 10000s$. (چگالی ذرات معلق: ۲۷۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب)

با توجه به شکل ۹-۴، بیشینه‌ی غلظت مواد معلق در این حالت برابر $2/013$ گرم بر لیتر است. با مقایسه‌ی بیشینه‌ی غلظت مواد معلق در شکل‌های ۲-۴ و ۹-۴، نتیجه می‌شود که برای استخر مورد بررسی، چنان‌چه چگالی ذرات معلق از ۱۸۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب به ۲۷۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب، افزایش یابد؛ بیشینه‌ی غلظت نیز از مقدار $1/124$ گرم بر لیتر به $2/013$ گرم بر لیتر افزایش می‌یابد که به معنی افزایش میزان ته‌نشینی جامدات معلق درون استخر است.



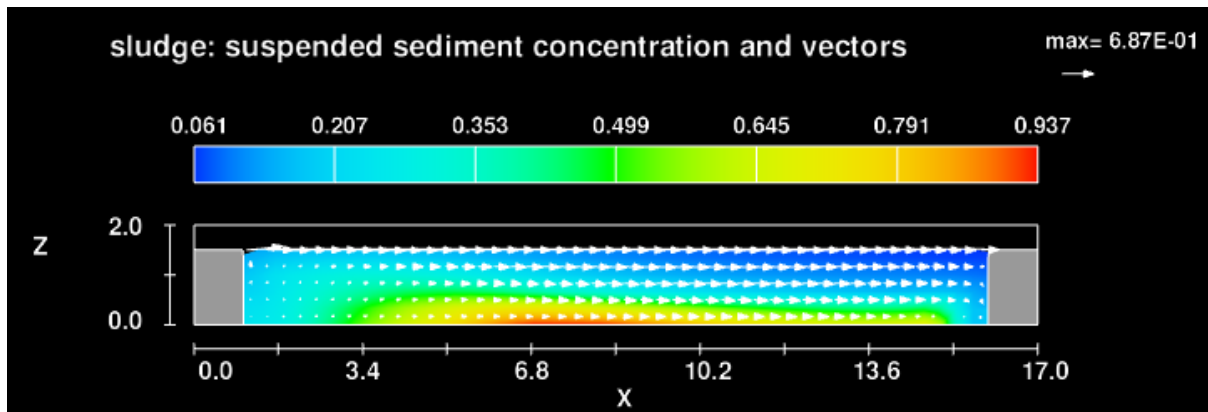
شکل ۴-۱۰ کانتور دو بعدی $(x-y)$ غلظت ذرات معلق به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع $1/5$ متری از کف استخر $(Z=1/5)$ در زمان $t=10000s$. (چگالی ذرات معلق: 2700 کیلوگرم بر متر مکعب)

کانتور غلظت ذرات معلق در شکل ۴-۱۰، بیان می‌دارد که بیشینه‌ی غلظت ذرات معلق در خروجی استخر حدود $0/06$ گرم بر لیتر است.



شکل ۴-۱۱ کانتور دو بعدی $(x-y)$ غلظت ذرات معلق به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع $0/17$ متری از کف استخر $(Z=0/17)$ در زمان $t=10000s$. (چگالی ذرات معلق: 2700 کیلوگرم بر متر مکعب)

با توجه به شکل‌های ۴-۵ و ۴-۱۱، موقعیت نسبی محل انباشته شدن ذرات معلق در کف استخر در هر دو حالت، تقریباً مشابه یکدیگرند با این تفاوت که در حالتی که چگالی ذرات معلق برابر ۲۷۰۰ است غلظت به دست آمده در کف استخر، بیش‌تر از زمانی است که چگالی ذرات برابر ۱۸۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب است.



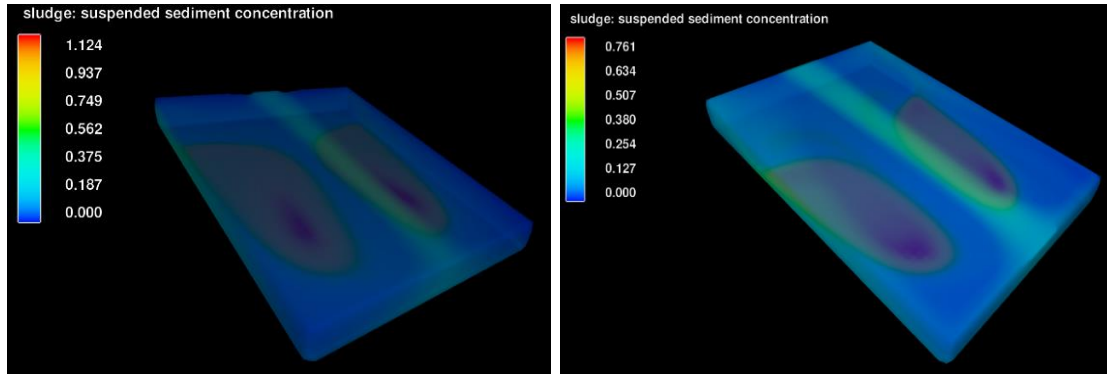
شکل ۴-۱۲ کانطور دو بعدی ($x-z$) غلظت ذرات معلق به همراه بردارهای سرعت سیال، در میانه‌ی استخر ($y=5$) در زمان $t=10000s$. (چگالی ذرات معلق: ۲۷۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب)

با توجه به شکل ۴-۱۲، با فاصله گرفتن از ورودی استخر، غلظت ذرات معلق کاهش می‌یابد. همچنین غلظت مواد معلق، با نزدیک شدن به کف استخر افزایش می‌یابد که این مسئله نشان دهنده‌ی کارآمدی استخر در ته نشین کردن ذرات معلق است.

۴-۳ بررسی اثر سرعت افقی جریان، بر راندمان حذف ذرات

یکی از پارامترهای تأثیر گذار بر ته نشینی ذرات معلق درون استخر، سرعت افقی جریان در استخر است. به طور کلی هر چه اندازه‌ی این سرعت بیش‌تر باشد، ذرات معلق فرصت کمتری برای ته نشینی خواهند داشت و عملکرد استخر کاهش خواهد یافت. در این قسمت به مقایسه‌ی کانطورهای غلظت به ازای سرعت‌های مختلف افقی جریان پرداخته خواهد شد و مقادیر بیشینه و کمینه‌ی غلظت در هر حالت ارائه خواهد گردید. سرعت افقی جریان بر میزان دبی ورودی به استخر و در نتیجه بر نرخ بار سطحی،

تأثیرگذار است. بنابراین بررسی اثر سرعت افقی جریان ورودی، به تعبیری بررسی اثر بار سطحی نیز خواهد بود.



ب

الف

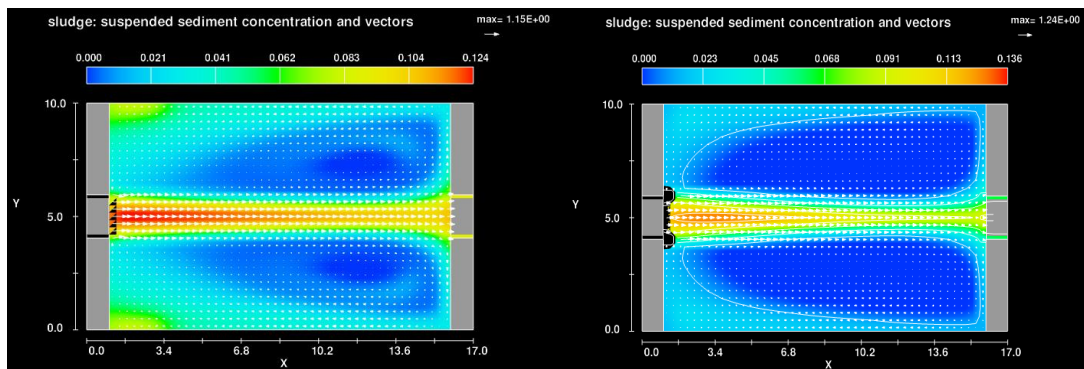
شکل ۴-۱۳ کانتور سه بعدی غلظت مواد معلق در استخر در زمان $t = 10000s$. (چگالی ذرات معلق: ۱۸۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب). الف) سرعت جریان ورودی به استخر: ۰/۲ متر بر ثانیه ب) سرعت جریان ورودی به استخر: ۰/۱ متر بر ثانیه

با توجه به شکل ۴-۱۳، در حالتی که سرعت افقی جریان ورودی استخر برابر ۰/۲ متر بر ثانیه است، بیشینه‌ی غلظت ذرات معلق برابر ۰/۷۶۱ گرم بر لیتر است در حالی که این عدد برای حالتی که سرعت جریان ورودی، ۰/۱ متر بر ثانیه است برابر ۱/۱۲۴ گرم بر لیتر است. اگرچه مقدار ذرات معلق وارد شده به استخر در شکل ۴-۱۳-الف بیشتر از ۴-۱۳-ب است، اما به علت این که فرایند ته نشینی در این حالت، به علت سرعت بیشتر جریان ورودی، کمتر است، بیشینه‌ی غلظت به دست آمده در استخر، در این حالت کمتر از شکل ۴-۱۳-ب است. به عبارت دیگر اگر چه افزایش سرعت جریان ورودی به معنای ورود ذرات معلق بیشتر به استخر است اما این مسئله لزوماً به معنای بیش‌تر بودن غلظت ذرات معلق نخواهد بود.

جرم مواد معلق ورودی به استخر طبق رابطه‌ی ۴-۱، قابل محاسبه است:

$$m_s = Qs(\Delta t) \quad 4-1$$

که در آن Q ، دبی جریان ورودی به استخر، s غلظت ذرات معلق در ورودی و Δt مدت زمان شبیه سازی است. با توجه به رابطه‌ی ۴-۱ و همچنین مقادیر ورودی برنامه نوشته شده در جدول ۴-۱، جرم کل ذرات معلق وارد شده به استخر به ازای سرعت های ورودی ۰/۱ و ۰/۲ متر بر ثانیه در مدت زمان ۱۰۰۰۰ ثانیه به ترتیب برابر ۱۰۰ و ۲۰۰ کیلوگرم است. لازم به ذکر است که در حالتی که سرعت جریان ورودی برابر ۰/۲ متر بر ثانیه باشد، نرخ بار سطحی برابر ۱۱۵/۲ متر بر روز و چنانچه سرعت جریان ورودی برابر ۰/۳ متر بر ثانیه باشد، برابر با ۱۷۲/۸ متر بر روز است.



ب

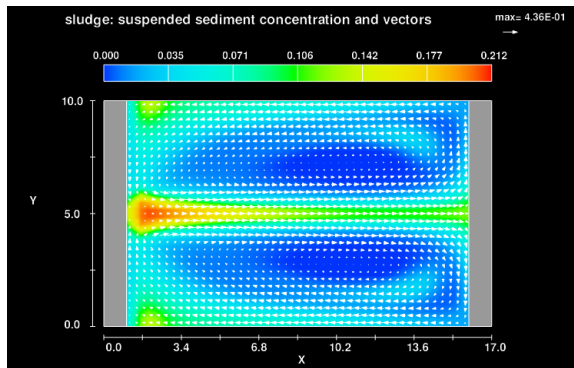
الف

شکل ۴-۱۴ کانطور دو بعدی ($x-y$) غلظت ذرات معلق به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۱/۵ متری از کف استخر ($Z=1/5$) در زمان $t=10000s$. (چگالی ذرات معلق: ۱۸۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب).

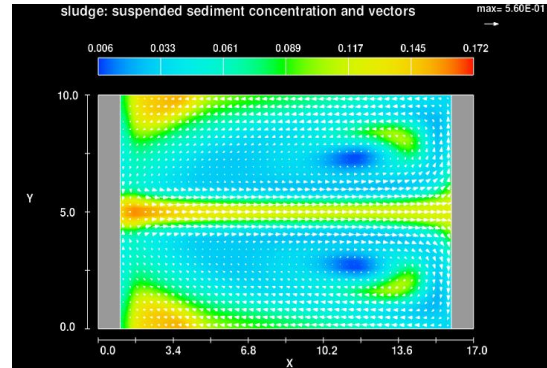
الف) سرعت جریان ورودی به استخر: ۰/۲ متر بر ثانیه (ب) سرعت جریان ورودی به استخر: ۰/۱ متر بر ثانیه

با توجه به شکل ۴-۱۴، مساحت نواحی آبی رنگ (نواحی با غلظت کم) در تصویر سمت چپ، بیش تر از تصویر سمت راست است. این بدین معناست که هر چه سرعت ورودی جریان به استخر کمتر باشد، غلظت ذرات معلق در سطح استخر، کمتر خواهد بود. زیرا در این صورت، ذرات فرصت بیشتری برای ته نشین شدن دارند و به سمت کف استخر حرکت می کنند. در تصویر سمت راست شکل ۴-۱۴، یک ناحیه با غلظت بالا (نواحی قرمز و نارنجی رنگ)، در ورودی استخر ایجاد شده که تا خروجی استخر ادامه دارد. این ناحیه در تصویر سمت چپ، به طور قابل توجهی کوچکتر است. همچنین غلظت ذرات معلق

در خروجی استخر در تصویر سمت چپ کمتر از تصویر سمت راست است که نشان دهنده‌ی نقش کاهش سرعت جریان ورودی به استخر در کارایی آن می باشد.



ب



الف

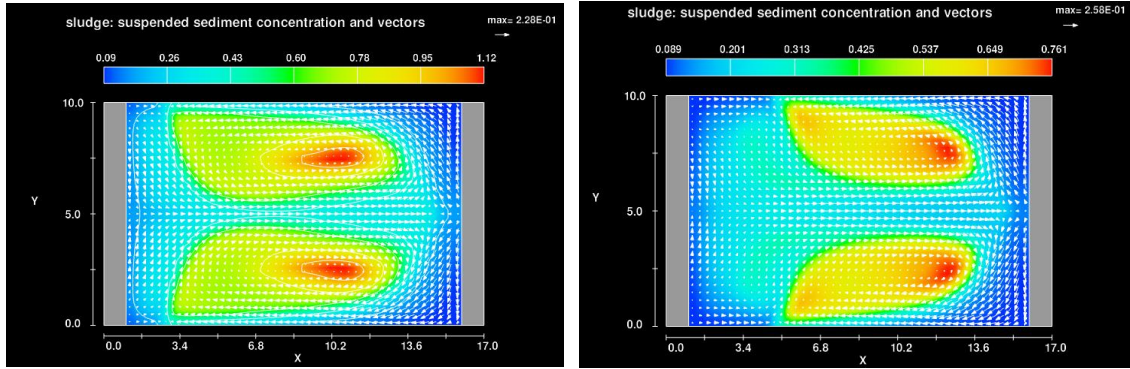
شکل ۴-۱۵ کانتور دو بعدی $(x-y)$ غلظت ذرات معلق به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۱/۱۷ متری از کف استخر $(z=1/17)$ در زمان $t=10000s$. (چگالی ذرات معلق: ۱۸۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب)

الف) سرعت جریان ورودی به استخر: ۰/۲ متر بر ثانیه ب) سرعت جریان ورودی به استخر: ۰/۱ متر بر ثانیه

شکل ۴-۱۵، بیان می دارد که غلظت ذرات معلق در ارتفاع ۱/۱۷ متری کف استخر، در زمانی که سرعت جریان ورودی به استخر برابر ۰/۲ متر بر ثانیه است بیش تر از حالتی است که این سرعت برابر ۰/۱ متر بر ثانیه است. در شکل ۴-۱۵، مشابه شکل ۴-۱۴، غلظت ذرات معلق در ورودی استخر نسبتاً زیاد است و با حرکت به سمت خروجی، از این غلظت کاسته می شود. در هر دو شکل میزان کاهش غلظت ذرات معلق در جهت x در میانه‌ی استخر $(y=5)$ ، با کاهش سرعت جریان ورودی به استخر، افزایش می یابد.

شکل ۴-۱۶، کانتور غلظت ذرات معلق را در ارتفاع ۰/۱۷ متری از کف استخر نشان می دهد. طبق این شکل، غلظت ذرات در نزدیکی کف استخر، به طور قابل ملاحظه ای بیش تر از سطح آن است. همچنین چنان که انتظار می رود، تجمع ذرات معلق در زمانی که سرعت جریان در ورودی، ۰/۱ متر بر ثانیه است بیش تر از حالتی است که این سرعت، برابر ۰/۲ متر بر ثانیه است. در شکل ۴-۱۶-الف، محل انباشته شدن ذرات معلق در فاصله‌ی دورتری از ورودی استخر قرار دارد که علت آن سرعت بیش تر این ذرات در هنگام ورود به استخر است. به طور کلی می توان نتیجه گرفت که هرچه سرعت جریان ورودی به

استخر بیش‌تر باشد، ذرات معلق در فواصل دورتری نسبت به ورودی استخر، ته‌نشین می‌شوند و چنان‌چه سرعت از حد مشخصی بیش‌تر شود، بیش‌تر ذرات به همراه جریانِ پر سرعت، وارد خروجی استخر می‌شوند.



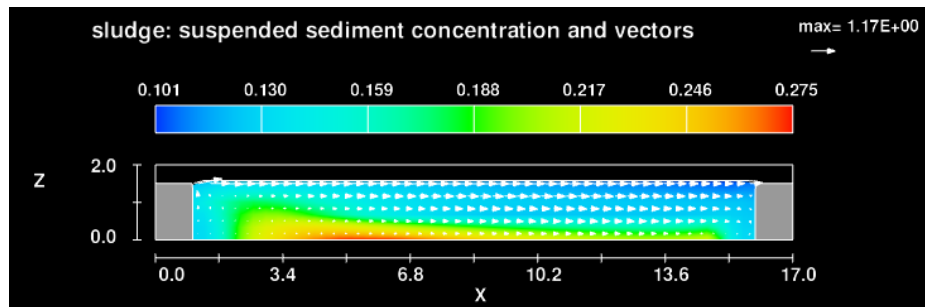
ب

الف

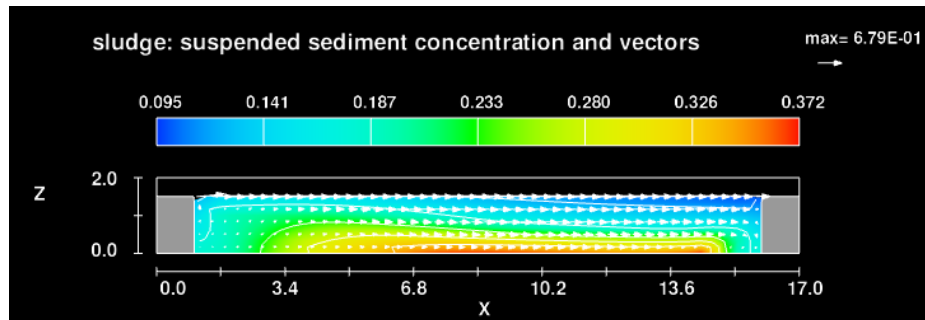
شکل ۴-۱۶ کانور دو بعدی (x-y) غلظت ذرات معلق به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۰/۱۷ متری از کف

استخر (Z=۰/۱۷) در زمان $t = 10000$ s. (چگالی ذرات معلق: ۱۸۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب)

الف) سرعت جریان ورودی به استخر: ۰/۲ متر بر ثانیه ب) سرعت جریان ورودی به استخر: ۰/۱ متر بر ثانیه



الف



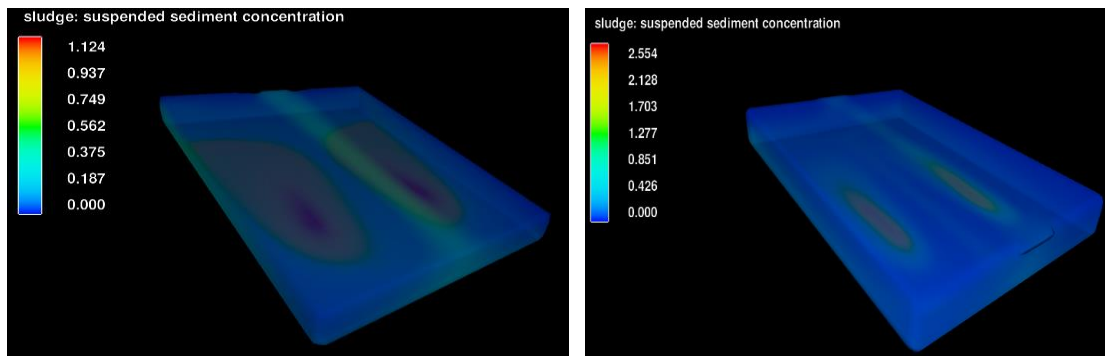
ب

شکل ۴-۱۷ کانتور دو بعدی (x-z) غلظت ذرات معلق به همراه بردارهای سرعت سیال، در میانه‌ی استخر (y=5) در

زمان $t = 10000s$. (چگالی ذرات معلق: ۱۸۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب)

الف) سرعت جریان ورودی به استخر: ۰/۲ متر بر ثانیه (ب) سرعت جریان ورودی به استخر: ۰/۱ متر بر ثانیه

با توجه به شکل ۴-۱۷، ضخامت لایه‌ی ته نشین شده در کف استخر با سرعت جریان ورودی به استخر، رابطه‌ی عکس دارد. لازم به ذکر است که ضخامت بیش‌تر لایه‌ی ته نشین شده در کف استخر، به معنای کارایی بهتر استخر خواهد بود. در ادامه، به ارائه‌ی نتایج به دست آمده به ازای سرعت جریان ورودی برابر ۰/۳ متر بر ثانیه، پرداخته شده و با نتایج مربوط به سرعت ورودی ۰/۱ متر بر ثانیه مقایسه خواهد شد. لازم به ذکر است که با افزایش سرعت سیال، آشفتگی جریان افزایش می‌یابد و شبکه‌ی محاسباتی ریزتری مورد نیاز است. برای این منظور تعداد شبکه محاسباتی به ازای سرعت ورودی ۰/۳ متر بر ثانیه، ۱۵۰۰۰ در نظر گرفته شده است. این در حالی است که برای سرعت‌های ورودی ۰/۱ و ۰/۲ متر بر ثانیه، تعداد نقاط شبکه‌ی محاسباتی برابر ۱۰۰۰۰ در نظر گرفته شد.



ب

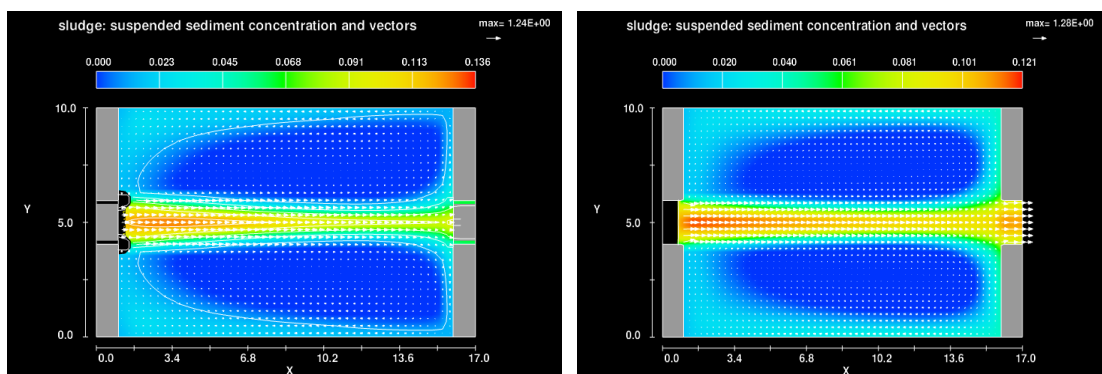
الف

شکل ۴-۱۸ کانتور سه بعدی غلظت مواد معلق در استخر در زمان $t = 10000s$. (چگالی ذرات معلق: ۱۸۰۰ کیلوگرم

بر متر مکعب). الف) سرعت جریان ورودی به استخر: ۰/۳ متر بر ثانیه (ب) سرعت جریان ورودی به استخر: ۰/۱

متر بر ثانیه

با توجه به شکل ۴-۱۸، بیشینه‌ی غلظت ذرات معلق در حالتی که سرعت جریان ورودی برابر $0/3$ متر بر ثانیه باشد، برابر $2/554$ گرم بر لیتر است در حالی که این عدد برای حالتی که سرعت جریان ورودی به استخر برابر $0/2$ و $0/1$ متر بر ثانیه باشد، به ترتیب برابر $0/761$ و $1/124$ گرم بر لیتر به دست آمد. بنابراین در حالت کلی نمی‌توان گفت که افزایش سرعت جریان ورودی به استخر موجب افزایش بیشینه‌ی غلظت ذرات معلق خواهد شد. زیرا اگر چه افزایش سرعت جریان ورودی، مقدار ذرات ورودی به استخر را افزایش می‌دهد اما در عین حال مانع ته نشین شدن ذرات می‌شود.



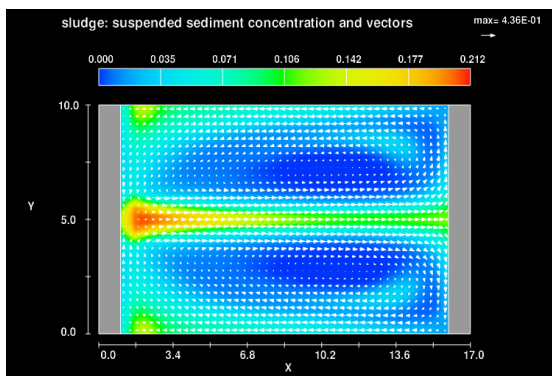
ب

الف

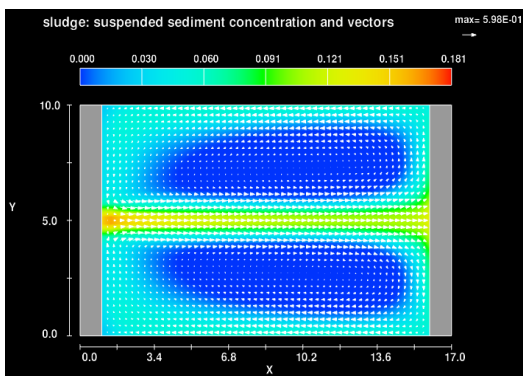
شکل ۴-۱۹ کانتور دو بعدی ($x-y$) غلظت ذرات معلق به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع $1/5$ متری از کف استخر ($Z=1/5$) در زمان $t=1000s$. (چگالی ذرات معلق: 1800 کیلوگرم بر متر مکعب).

الف) سرعت جریان ورودی به استخر: $0/3$ متر بر ثانیه ب) سرعت جریان ورودی به استخر: $0/1$ متر بر ثانیه

شکل ۴-۱۹، به وضوح تأثیر منفی افزایش سرعت جریان ورودی به استخر را بر عملکرد آن، نشان می‌دهد. در شکل ۴-۱۹-الف، به وضوح مقادیر زیاد غلظت مواد معلق در خروجی استخر، مشاهده می‌شود به طوری که در ناحیه‌ی نسبتاً بزرگی در مرکز مجرای خروجی، غلظت ذرات معلق تا مقدار $0/1$ گرم بر لیتر می‌رسد. این در حالی است که در شکل ۴-۱۹-ب، غلظت ذرات معلق در خروجی استخر، برابر $0/06$ گرم بر لیتر بوده و تنها در ناحیه‌ی کوچکی از آن به مقدار $0/08$ گرم بر لیتر می‌رسد.



ب



الف

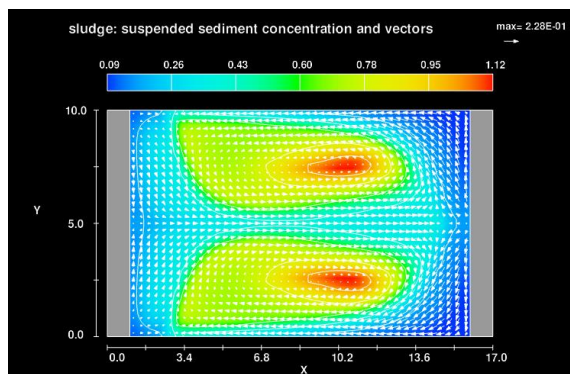
شکل ۴-۲۰ دو کانتور دو بعدی (x-y) غلظت ذرات معلق به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۱/۱۷ متری از کف

استخر (Z=۱/۱۷) در زمان t=۱۰۰۰۰s. (چگالی ذرات معلق: ۱۸۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب)

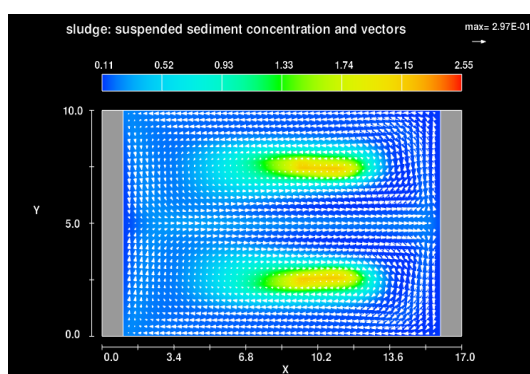
الف) سرعت جریان ورودی به استخر: ۰/۳ متر بر ثانیه (ب) سرعت جریان ورودی به استخر: ۰/۱ متر بر ثانیه

همان طور که گفته شد، افزایش سرعت جریان ورودی به استخر، فرایند ته نشینی را با مشکل مواجه می کند که در نتیجهی آن غلظت ذرات معلق در ارتفاعهای پایین تر نسبت به کف استخر، کاهش می

یابد.



ب



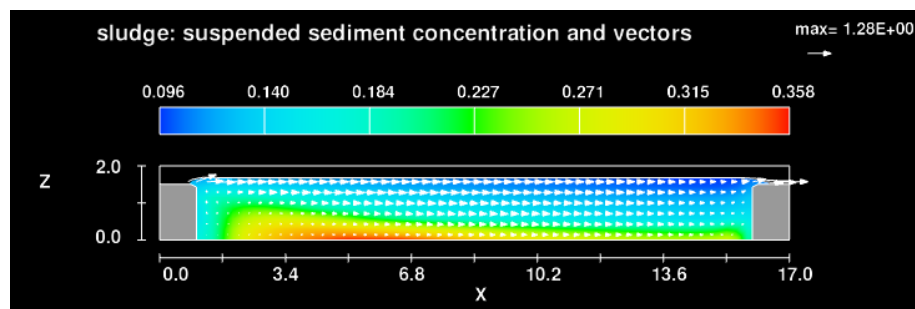
الف

شکل ۴-۲۱ دو کانتور دو بعدی (x-y) غلظت ذرات معلق به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۰/۱۷ متری از کف

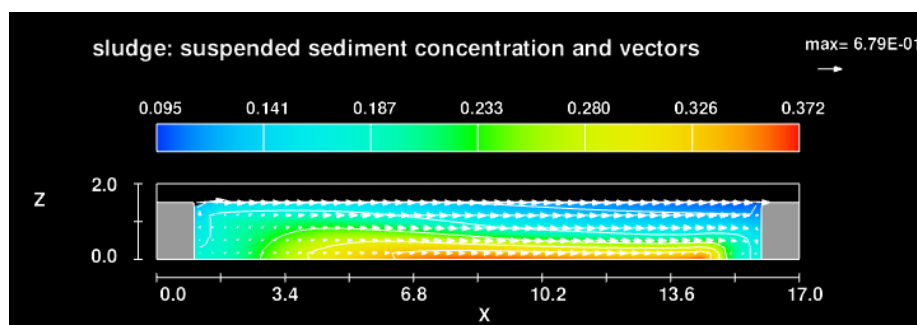
استخر (Z=۰/۱۷) در زمان t=۱۰۰۰۰s. (چگالی ذرات معلق: ۱۸۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب)

الف) سرعت جریان ورودی به استخر: ۰/۳ متر بر ثانیه (ب) سرعت جریان ورودی به استخر: ۰/۱ متر بر ثانیه

با توجه به شکل ۴-۲۱-، غلظت ذرات معلق در کف استخر در حالتی که سرعت جریان ورودی برابر ۰/۳ متر بر ثانیه است بیش تر از زمانی است که این سرعت برابر ۰/۱ متر بر ثانیه است علت این امر این است که اگرچه فرایند ته نشینی در زمانی که سرعت جریان ورودی برابر ۰/۱ متر بر ثانیه است، بهتر انجام می گردد اما مقدار بیش تر ذرات وارد شده به استخر در زمانی که سرعت جریان ورودی برابر ۰/۳ متر بر ثانیه است؛ منجر به افزایش غلظت ذرات معلق در این حالت می گردد. گفتنی است که در شکل ۴-۲۱- الف، جرم ذرات معلق ورودی به استخر در مدت زمان ۱۰۰۰۰ ثانیه، برابر ۳۰۰ کیلوگرم و در شکل ۴-۲۱- ب، برابر ۱۰۰ کیلوگرم می باشد.



الف



ب

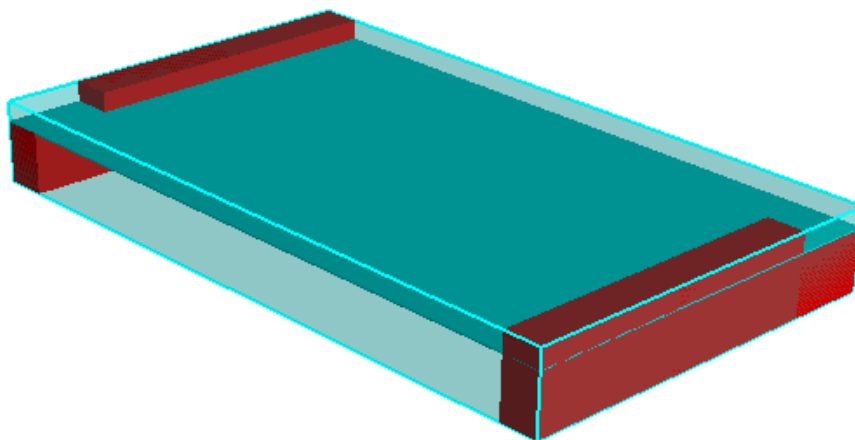
شکل ۴-۲۲ کانور دو بعدی ($x-z$) غلظت ذرات معلق به همراه بردارهای سرعت سیال، در میانه‌ی استخر ($y=5$) در

زمان $t=10000s$. (چگالی ذرات معلق: ۱۸۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب)

الف) سرعت جریان ورودی به استخر: ۰/۳ متر بر ثانیه ب) سرعت جریان ورودی به استخر: ۰/۱ متر بر ثانیه

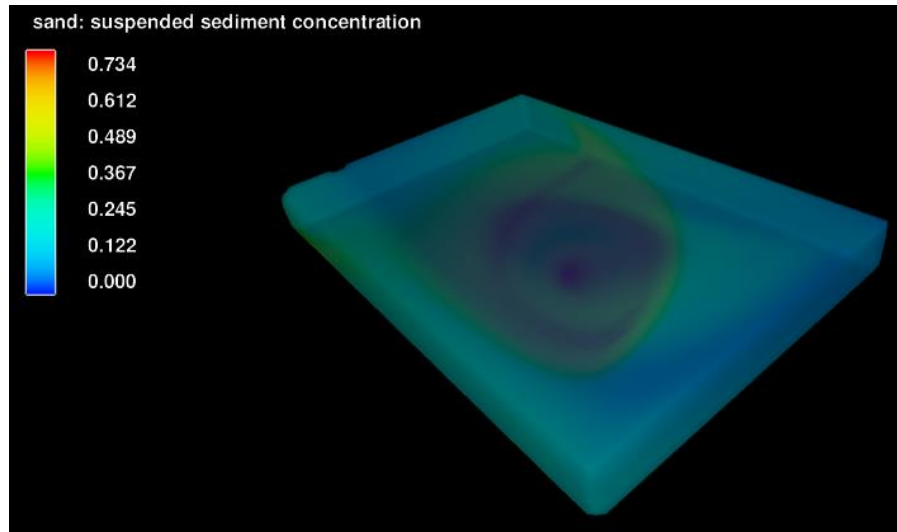
۴-۴ بررسی اثر نحوه ورود و خروج جریان بر راندمان حذف

در قسمت های ۱-۴ و ۲-۴، مکان ورودی و خروجی استخر در مقابل یکدیگر و در وسط استخر، در نظر گرفته شده است. در این قسمت، ورودی و خروجی استخر، در گوشه‌ها و به صورت قطری در نظر گرفته می‌شوند. شکل ۲۳-۴، شکل شماتیک استخر را در این حالت نشان می‌دهد:



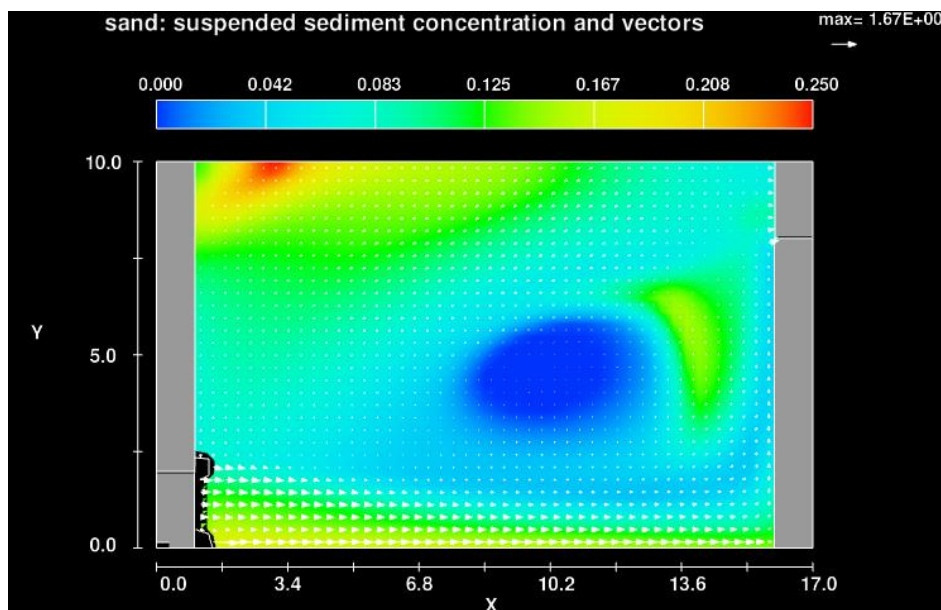
شکل ۲۳-۴ شکل شماتیک استخر مورد بررسی (در حالتی که ورودی و خروجی استخر در گوشه های استخر و به صورت قطری، قرار گرفته اند)

در این حالت تمام ورودی های برنامه، مشابه جدول ۱-۴، است. کانتور غلظت ذرات معلق به دست آمده در زمان $t=10000$ s، در شکل ۲۴-۴ نشان داده شده است:



شکل ۴-۲۴ کانتور سه بعدی غلظت مواد معلق در استخر در زمان $t = 10000s$. (چگالی ذرات معلق: ۱۸۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب)

با توجه به شکل ۴-۲۴، بیشینه‌ی غلظت ذرات معلق در این حالت برابر 0.734 گرم بر لیتر است. در این حالت به علت موقعیت کانال‌های ورودی و خروجی، جریان فاضلاب درون استخر، دچار چرخش شده و به ذرات معلق، فرصت بیشتری را به منظور ته نشینی می‌دهد. با مقایسه‌ی شکل‌های ۴-۲ و ۴-۲۴، می‌توان نتیجه گرفت که در این حالت، بیشینه‌ی غلظت ذرات معلق در کف استخر و در مرکز آن ($y=5$) خواهد بود. این در حالی است که در قسمت ۴-۱ که ورودی و خروجی استخر در مرکز آن قرار داشتند، بیشینه‌ی غلظت‌ها در کف استخر و در $y=2/5$ و $y=7/5$ ایجاد می‌شود.

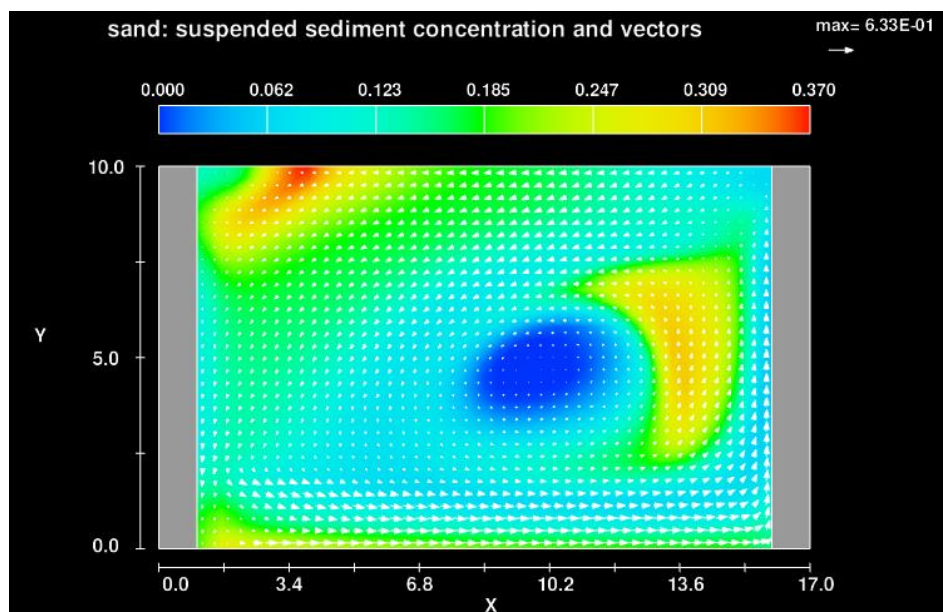


شکل ۴-۲۵ کانطور دو بعدی (x-y) غلظت ذرات معلق به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۱/۵ متری از کف استخر (Z=۱/۵) در زمان $t = 10000$ s. (چگالی ذرات معلق: ۱۸۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب)

با توجه به شکل ۴-۲۵، جریان فاضلاب با غلظت ۰/۱ گرم بر لیتر، از گوشه ی پایین و سمت چپ، وارد استخر می‌شود. اندازه‌ی بردار سرعت در سمت ورودی جریان نسبتاً بزرگ است اما پس از بر خورد جریان با انتهای استخر، سرعت آن کاسته شده و به سمت بالا، تغییر جهت می‌دهد. این تغییر جهت و هم چنین تغییر جهتهایی که در جریان، در اثر برخورد آن با دیواره‌ی استخر، ایجاد می‌شود، منجر به گردش جریان فاضلاب درون استخر و افزایش فرصت ته نشینی ذرات معلق می‌گردد.

غلظت ذرات معلق در خروجی استخر تقریباً ثابت و برابر ۰/۰۶ گرم بر لیتر است. با توجه به دبی خروجی از استخر که برابر ۱۰۰ لیتر بر ثانیه است، دبی جرمی ذرات معلق خروجی از استخر برابر ۶ گرم بر ثانیه خواهد بود. این در حالی است که با توجه به دبی ورودی و غلظت ذرات معلق در ورودی، دبی جرمی ذرات معلق وارد شده به استخر برابر ۱۰ گرم بر ثانیه است. طبق ارقام گفته شده در هر ثانیه، ۴ گرم از ذرات معلق، درون استخر ته نشین می‌شوند که در این صورت، بازدهی استخر در این حالت، برابر ۴۰ درصد خواهد بود.

در ناحیه آبی رنگ ایجاد در مرکز استخر، غلظت ذرات معلق به طور محسوسی کمتر از سایر نقاط در این ارتفاع (ارتفاع ۱/۵ متری از کف استخر) است. علت این امر این است که جریان فاضلاب در ابتدا به این ناحیه وارد نمی‌شود و آن را دور می‌زند. همزمان با طی این مسیر، ذرات معلق به تدریج ته نشین شده و هنگامی که پس از گردش دور استخر، وارد این ناحیه (ناحیه‌ی آبی رنگ شکل ۴-۲۵) می‌شوند؛ ذرات معلق به عمق‌های پایین تر منتقل شده‌اند. شکل ۴-۲۶ کانتور دو بعدی ذرات معلق را در ارتفاع ۱/۱۷ متری از کف استخر، نشان می‌دهد:

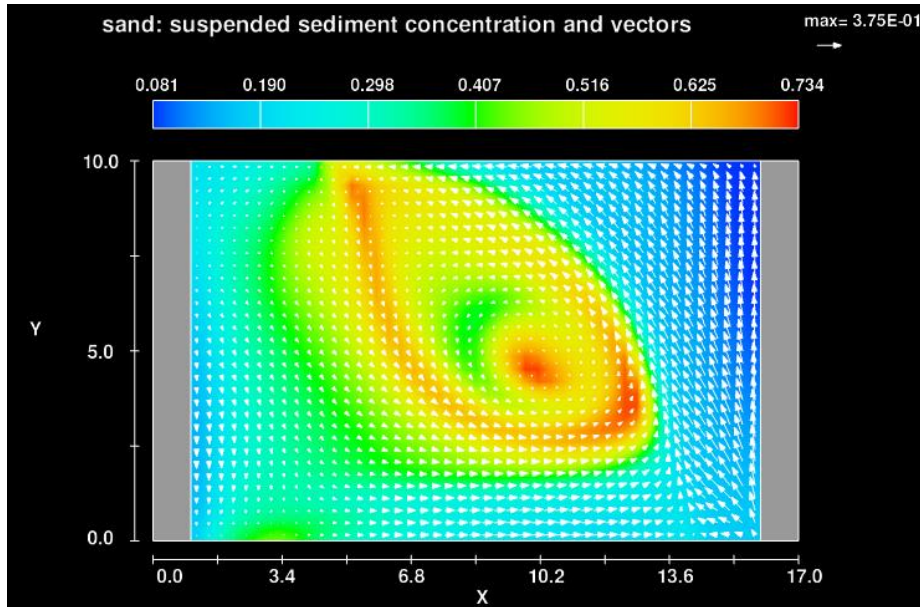


شکل ۴-۲۶ کانتور دو بعدی (x - y) غلظت ذرات معلق به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۱/۱۷ متری از کف

استخر ($Z=1/17$) در زمان $t=10000$ s. (چگالی ذرات معلق: ۱۸۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب)

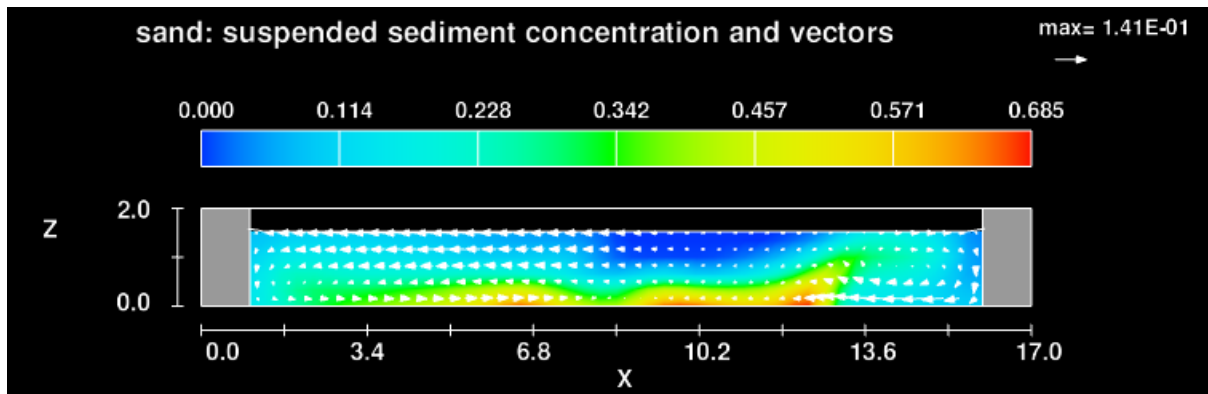
با توجه به شکل ۴-۲۶، بیشینه‌ی غلظت ذرات معلق در ارتفاع ۱/۱۷ متری از کف استخر، برابر ۰/۳۷ گرم بر لیتر است که از بیشینه‌ی غلظت در ارتفاع ۱/۵ متری، حدود ۰/۱۲ گرم بر لیتر بیش‌تر است. با مقایسه‌ی شکل‌های ۴-۲۵ و ۴-۲۶، با نزدیک شدن به کف استخر، غلظت متوسط ذرات معلق افزایش می‌یابد. در مرکز ناحیه‌ی آبی رنگ موجود در شکل ۴-۲۶، سرعت جریان فاضلاب تقریباً برابر صفر بوده و سیال در این ناحیه در حالت سکون قرار دارد. ساکن شدن سیال در این نقطه، فرصت ته نشینی ذرات

را افزایش می دهد به طوری که در زمان ۱۰۰۰۰ ثانیه، تقریباً تمام ذرات موجود در این ناحیه به ارتفاعهای پایین تر رفته و غلظت نیز در حدود صفر است.



شکل ۴-۲۷ کانطور دو بعدی (x-y) غلظت ذرات معلق به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۰/۱۷ متری از کف استخر (Z=۰/۱۷) در زمان $t=10000s$. (چگالی ذرات معلق: ۱۸۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب)

شکل ۴-۲۷، کانطور غلظت ذرات معلق درون استخر را در ارتفاع ۰/۱۷ متری کف استخر نشان می دهد. بیشینه غلظت ذرات معلق در این ارتفاع برابر ۰/۷۳۴ گرم بر لیتر بوده که برابر با بیشینه غلظت ذرات معلق در کل استخر است. کمینه غلظت نیز بر خلاف ارتفاعهای ۱/۵ و ۱/۱۷ متری، صفر نبوده و برابر ۰/۰۸۱ گرم بر لیتر است. نکته قابل توجه در شکل ۴-۲۷، این است که بیشینه غلظت در کف استخر دقیقاً در محلی ایجاد شده است که در ارتفاعهای بالاتر، محل کمینه غلظت است. (نواحی آبی رنگ در شکل های ۴-۲۵ و ۴-۲۶).

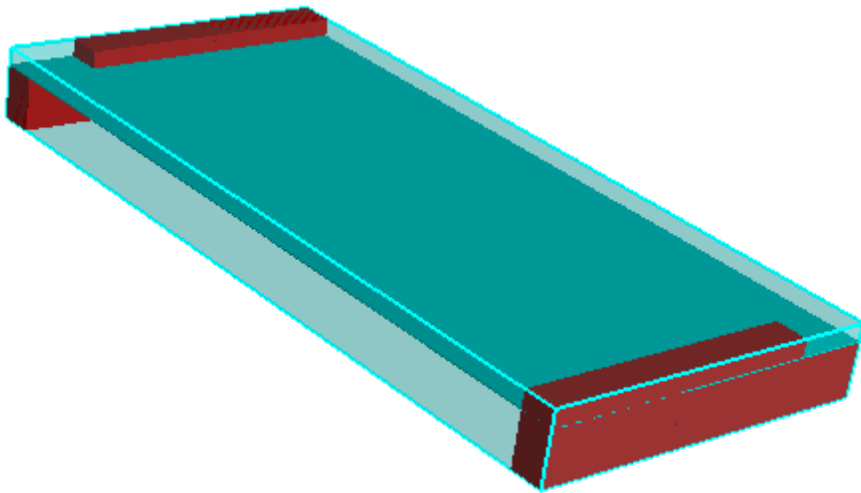


شکل ۴-۲۸ کانتور دو بعدی غلظت ذرات معلق به همراه بردارهای سرعت سیال، در میانه‌ی استخر ($y=5$) در زمان $t=10000s$. (چگالی ذرات معلق: 1800 کیلوگرم بر متر مکعب)

شکل ۴-۲۸، کانتور دو بعدی غلظت ذرات معلق را در میانه‌ی استخر ($y=5$) نشان می‌دهد. بیشینه‌ی غلظت در کف استخر در بازه $10 < x < 12$ ایجاد می‌شود. همان طور که گفته شد، با توجه به نتایج به دست آمده در این قسمت، هر چه غلظت ذرات معلق در یک ناحیه‌ی مشخص در کف استخر بیش‌تر از سایر نواحی باشد، غلظت این مواد در همان ناحیه، در ارتفاع‌های بالاتر، کمتر از سایر نواحی خواهد بود و شکل ۴-۲۸ نیز تأیید کننده‌ی این موضوع است. برای مثال با توجه به این شکل، غلظت ذرات معلق در $x=12$ و $z=0$ برابر 0.685 گرم بر لیتر و در $x=12$ و $z=1/5$ تقریباً برابر صفر است.

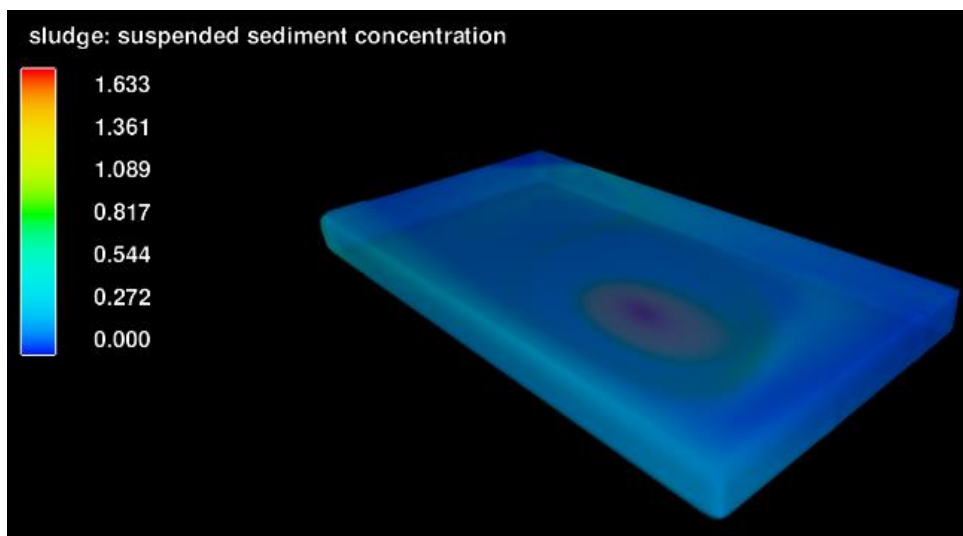
۴-۵ بررسی اثر طول استخر بر کارایی آن

به منظور بررسی اثر افزایش طول استخر بر فرایند ته نشینی، طول استخر مورد بررسی را به 20 متر رسانده و نتایج را بررسی می‌کنیم. لازم به ذکر است که با افزایش طول استخر، مساحت آن افزایش یافته و نرخ بار سطحی نیز کاهش می‌یابد. شکل ۴-۲۹، شکل شماتیک استخر را در این حالت نشان می‌دهد:



شکل ۴-۲۹ شکل شماتیک استخر مورد بررسی

ورودی‌های برنامه در این قسمت مشابه جدول ۴-۱ بوده و تنها تفاوت در طول استخر می باشد. اندازه‌ی نرخ بارسطوحی در این حالت برابر $43/2$ متر بر روز است.

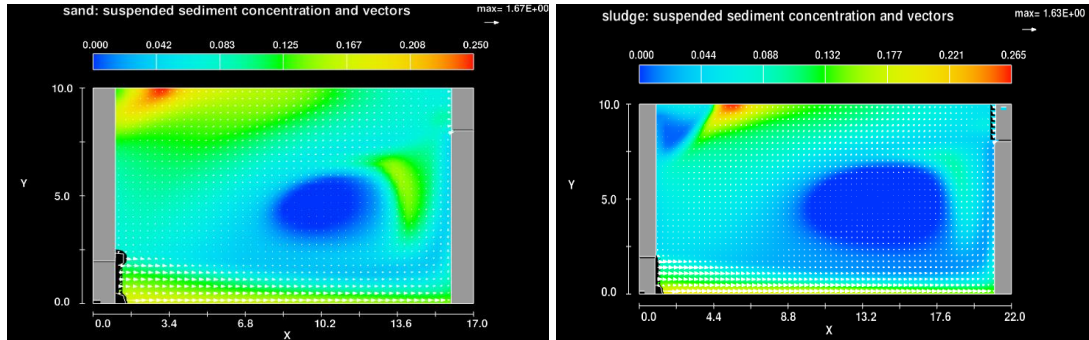


شکل ۴-۳۰ کانتور سه بعدی غلظت مواد معلق در استخر با طول ۲۰ متر در زمان $t = 10000s$. (چگالی ذرات معلق:

۱۸۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب)

بیشینه‌ی غلظت ذرات معلق در شکل ۴-۳۰، برابر $1/633$ گرم بر لیتر است که به طور قابل توجهی از بیشینه‌ی غلظت به دست آمده در شکل ۴-۲۴ (استخر با طول ۱۵ متر)، بیش‌تر است. این مورد مشخص

می نماید که افزودن طول استخر و دور کردن ورودی و خروجی استخر از یکدیگر، نقش به سزایی در کارایی استخر، خواهد داشت.



ب

الف

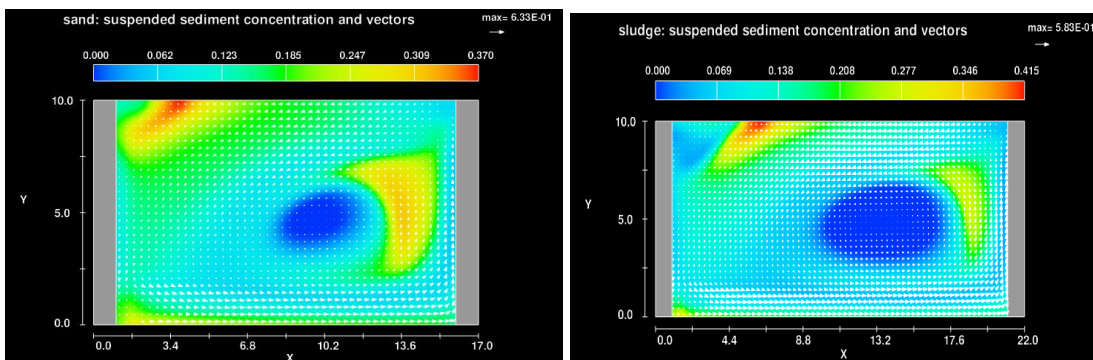
شکل ۴-۳۱ کانطور دو بعدی (x-y) غلظت ذرات معلق به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۱/۵ متری از کف

استخر (Z=۱/۵) در زمان $t = 10000s$. (چگالی ذرات معلق: ۱۸۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب)

ب: طول استخر برابر ۱۵ متر

الف: طول استخر برابر ۲۰ متر

شکل ۴-۳۱، مقادیر غلظت ذرات معلق در دو استخر با طول ۱۵ و ۲۰ متر، در ارتفاع ۱/۵ متری از کف استخر، نشان می دهد. در استخر با طول ۲۰ متر، مساحت ناحیه با غلظت کم (نواحی آبی رنگ)، بیش تر است. در شکل ۴-۳۱-الف، مقادیر غلظت در خروجی استخر برابر ۰/۰۴۵ گرم بر لیتر و در شکل ۴-۳۱-ب برابر ۰/۰۶ گرم بر لیتر است. کمتر بودن غلظت ذرات در خروجی، به معنای بیش تر بودن کارایی استخر در حالت الف (طول استخر برابر ۲۰ متر) است. بنابراین می توان نتیجه گرفت، که افزایش طول استخر منجر به بهبود کارایی آن خواهد شد.



ب

الف

شکل ۴-۳۲ کانطور دو بعدی (x-y) غلظت ذرات معلق به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۱/۱۷ متری از کف

استخر (Z=۱/۱۷) در زمان $t=10000s$. (چگالی ذرات معلق: ۱۸۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب)

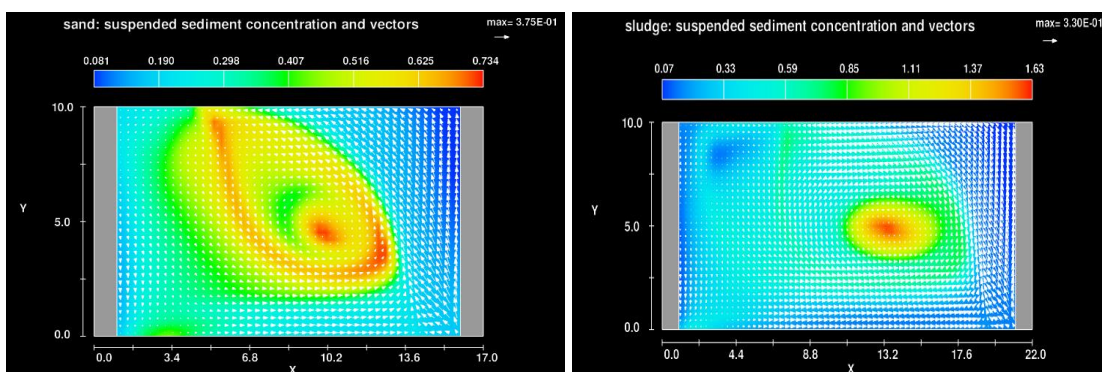
ب: طول استخر برابر ۱۵ متر

الف: طول استخر برابر ۲۰ متر

با توجه به شکل ۴-۳۲، در ارتفاع‌های پایین‌تر نسبت به کف استخر، غلظت ذرات معلق افزایش می‌یابد.

در هر دو مورد نشان داده شده در شکل‌های ۴-۳۱ و ۴-۳۲، مساحت ناحیه‌ی آبی رنگ با نزدیک شدن

به کف استخر، کاهش می‌یابد.



ب

الف

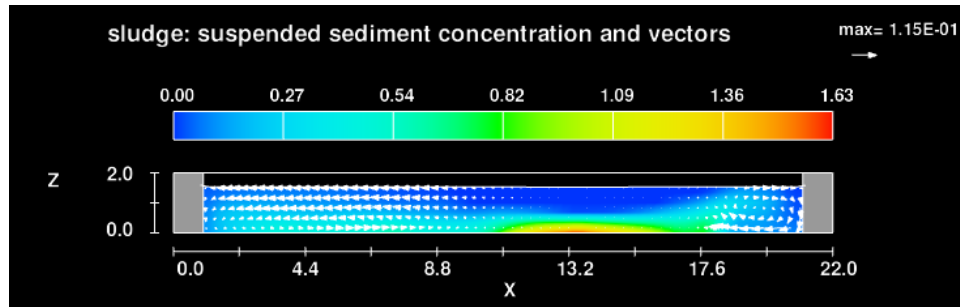
شکل ۴-۳۳ کانطور دو بعدی (x-y) غلظت ذرات معلق به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۰/۱۷ متری از کف

استخر (Z=۰/۱۷) در زمان $t=10000s$. (چگالی ذرات معلق: ۱۸۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب)

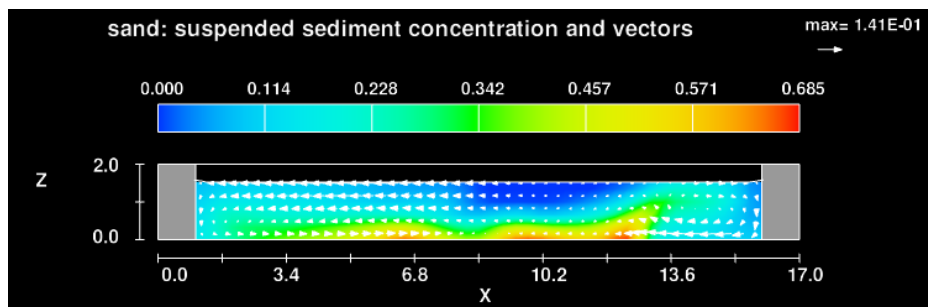
ب: طول استخر برابر ۱۵ متر

الف: طول استخر برابر ۲۰ متر

با توجه به شکل ۴-۳۳، بیشینه‌ی غلظت ذرات معلق در ارتفاع ۰/۱۷ متری از کف استخر، در شکل ۴-۳۳-الف برابر ۱/۶۳ و در شکل ۴-۳۳-ب برابر ۰/۷۳۴ گرم بر لیتر است. با توجه به مساحت نواحی با غلظت زیاد، واضح است که میزان ذرات انباشته شده در کف استخر الف، بیش‌تر است.



الف



ب

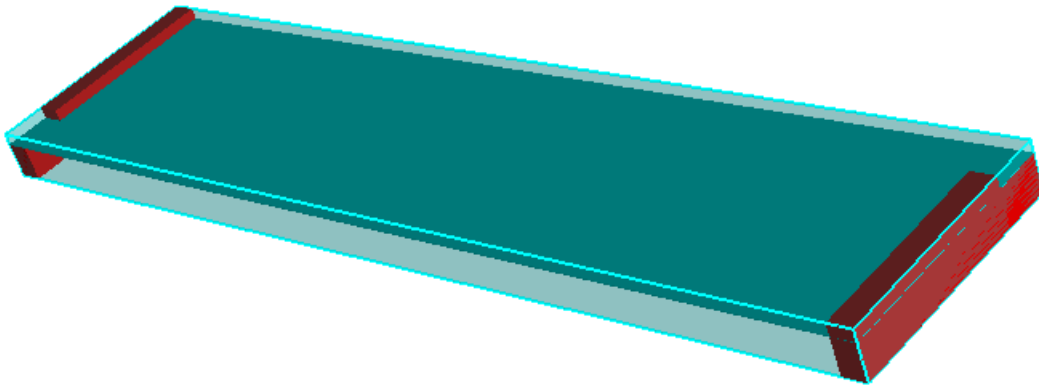
شکل ۴-۳۴ دو کانتور دو بعدی ($x-z$) غلظت ذرات معلق به همراه بردارهای سرعت سیال، در میانه‌ی استخر ($y=5$) در

زمان $t = 10000$ s، (چگالی ذرات معلق: ۱۸۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب)

الف: طول استخر برابر ۲۰ متر ب: طول استخر برابر ۱۵ متر

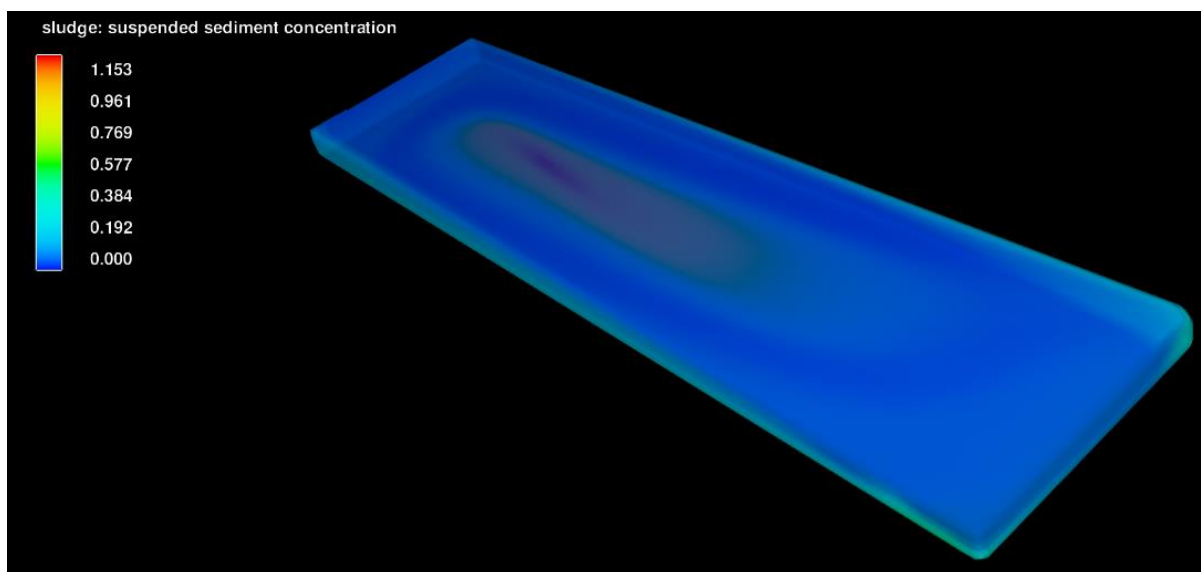
با توجه به شکل ۴-۳۴-الف، غلظت سیال در سطح استخر و در بازه‌ی $11 < x < 17$ بسیار کم و در حدود صفر است. جریان ورودی به استخر در این ناحیه وارد نمی‌شود و این ناحیه را دور می‌زند. به همین دلیل سرعت و غلظت ذرات معلق در این ناحیه، بسیار کم است.

در ادامه، به منظور بررسی استخرهای نسبتاً طویل، طول استخر را به ۴۰ متر رسانده و نتایج را استخراج می‌نماییم. در این قسمت با توجه به بزرگتر شدن دامنه‌ی محاسباتی، به منظور جلوگیری از کاهش دقت، بایستی تعداد نقاط شبکه‌ی محاسباتی افزایش یابد. تعداد نقاط شبکه‌ی محاسباتی به ازای طول‌های ۱۵، ۲۰ و ۴۰ متر، به ترتیب برابر ۱۰۰۰۰، ۱۵۰۰۰ و ۲۵۰۰۰ در نظر گرفته شد.

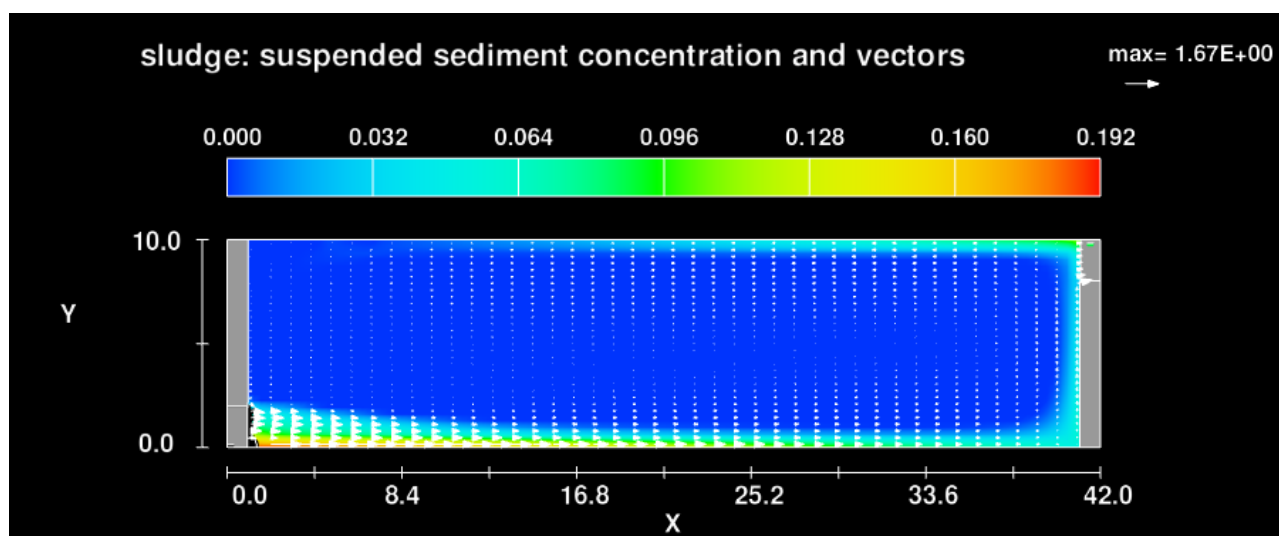


شکل ۴-۳۵ شکل شماتیک استخر مورد بررسی

طول استخر نشان داده شده در شکل ۴-۳۵، برابر ۴۰ متر، عرض آن ۱۰ متر و ارتفاع آن برابر ۲ متر است. عمق اولیه‌ی سیال درون استخر نیز برابر ۱/۵ متر است. ورودی‌های برنامه مطابق جدول ۴-۱ بوده و تنها تفاوت در طول استخر می‌باشد. در این حالت مساحت سطح استخر برابر ۴۰۰ متر مربع می‌شود و با توجه به دبی ورودی استخر که برابر ۰/۱ متر مکعب بر ثانیه است، نرخ بار سطحی برابر ۲۱/۶ متر بر روز خواهد بود.



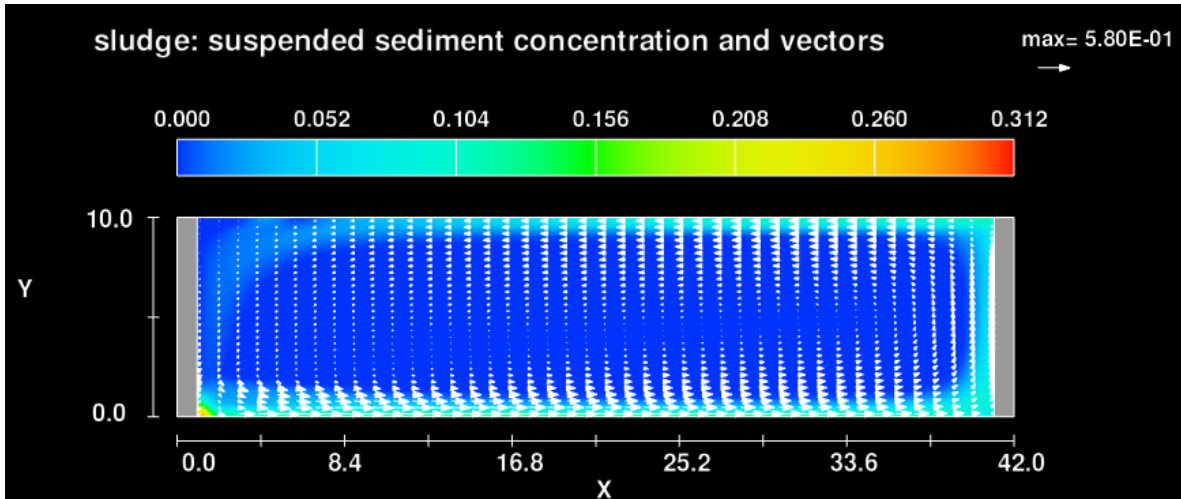
شکل ۴-۳۶ کانطور سه بعدی غلظت مواد معلق در استخر با طول ۴۰ متر در زمان $t = 10000$ S. (چگالی ذرات معلق: ۱۸۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب)



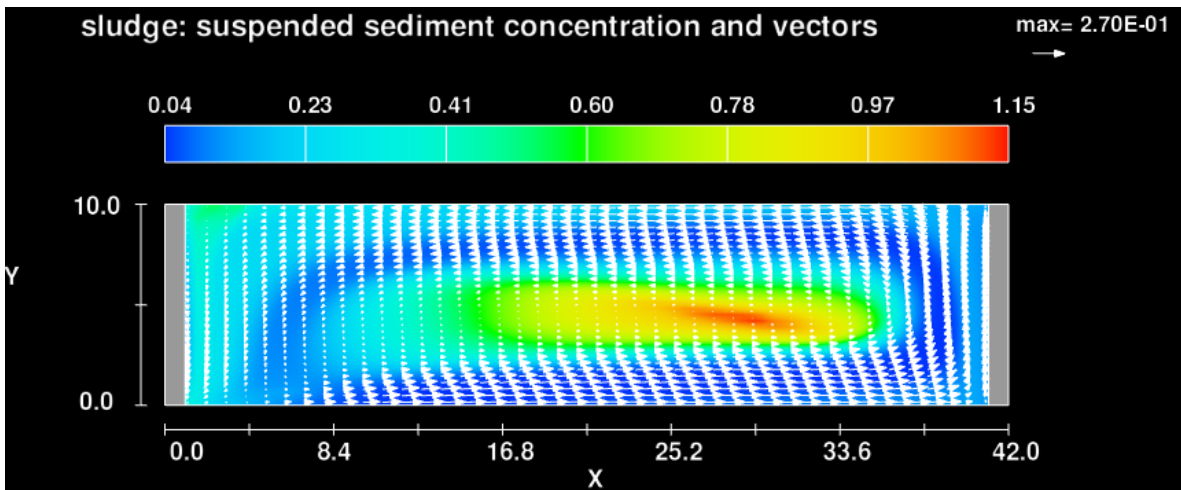
شکل ۴-۳۷ کانطور دو بعدی $(x-y)$ غلظت ذرات معلق به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۱/۵ متری از کف استخر $(z=1/5)$ در زمان $t = 10000$ S. (چگالی ذرات معلق: ۱۸۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب)

با توجه به شکل ۴-۳۷، بیشینه‌ی غلظت ذرات معلق در ارتفاع ۱/۵ متری کف استخر، برابر 0.192 گرم بر لیتر است. غلظت ذرات در ارتفاع گفته شده، در ناحیه‌ی میانه‌ی استخر بسیار کم است (کمتر از 0.15 گرم بر لیتر). علت این امر آن است که به علت وسعت زیاد استخر، جریان ورودی و ذرات معلق آن وارد

نواحی میانی استخر نمی‌شوند و انباشتگی ذرات معلق بیش‌تر در نواحی اطراف دیواره ی استخر، دیده می‌شود. غلظت ذرات معلق در خروجی استخر بین ۰/۰۳ تا ۰/۰۷ گرم بر لیتر متغیر است. با این توضیح که گستردگی نواحی با غلظت ۰/۰۳ گرم بر لیتر بیش‌تر است.

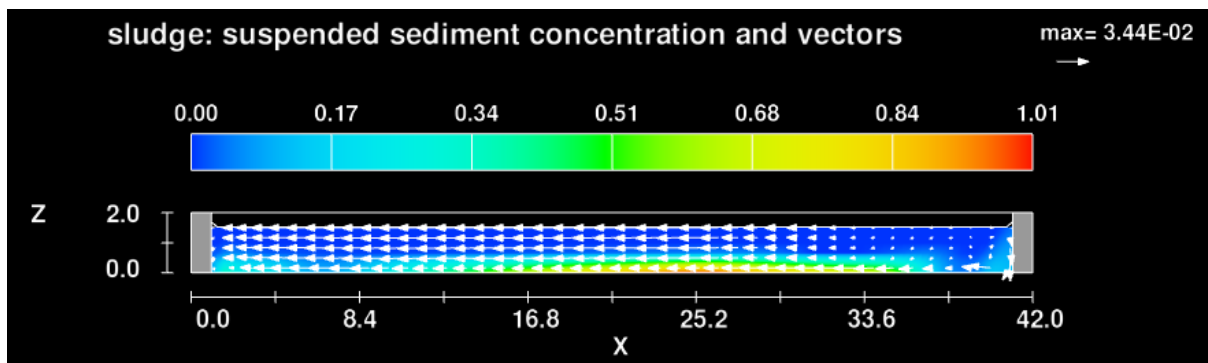


شکل ۴-۳۸ کانتور دو بعدی ($x-y$) غلظت ذرات معلق به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۱/۱۷ متری از کف استخر ($Z=1/17$) در زمان $t=10000s$. (چگالی ذرات معلق: ۱۸۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب)



شکل ۴-۳۹ کانتور دو بعدی ($x-y$) غلظت ذرات معلق به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۰/۱۷ متری از کف استخر ($Z=0/17$) در زمان $t=10000s$. (چگالی ذرات معلق: ۱۸۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب)

با توجه به شکل ۴-۳۹، بیشینه‌ی اندازه‌ی بردار سرعت در ارتفاع ۰/۱۷ متری کف استخر، برابر ۰/۲۷ متر بر ثانیه است. به طور کلی در نواحی نزدیک به کف استخر، اندازه‌ی بردارهای سرعت با میزان انباشتگی ذرات معلق، رابطه‌ی عکس دارد. به گونه‌ای که بیش‌ترین انباشتگی ذرات در کف استخر، در مکانی اتفاق می‌افتد که اندازه‌ی بردار سرعت سیال، کمینه باشد. با توجه به شکل ۴-۳۹، بیشینه‌ی غلظت ذرات معلق، برابر با ۱/۱۵ گرم بر لیتر است.



شکل ۴-۴۰ کانتور دو بعدی ($x-z$) غلظت ذرات معلق به همراه بردارهای سرعت سیال، در میانه‌ی استخر ($y=5$) در

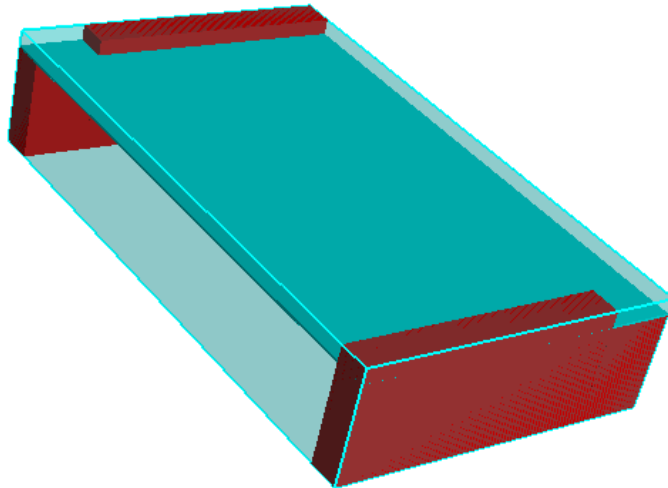
زمان $t=10000s$. (چگالی ذرات معلق: ۱۸۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب)

با توجه به شکل ۴-۴۰، غلظت ذرات معلق در نقاط فوقانی استخر، بسیار کم است. این به این معنی است که ذرات به علت مساحت زیاد استخر و همچنین فاصله‌ی زیاد ورودی و خروجی از یکدیگر، فرصت کافی برای ته نشین شدن را داشته‌اند. به عنوان مثال، چنانچه نواحی با غلظت زیاد تا ارتفاع‌های بالا، کشیده شوند، در طراحی استخر باید تجدید نظر نمود. مقایسه‌ی کانورهای نشان داده در شکل‌های ۴-۳۴ و ۴-۴۰، به خوبی نشان می‌دهد که افزایش طول استخر، تأثیر قابل توجهی بر کارایی استخر دارد.

۴-۶ بررسی اثر عمق استخر بر کارایی آن

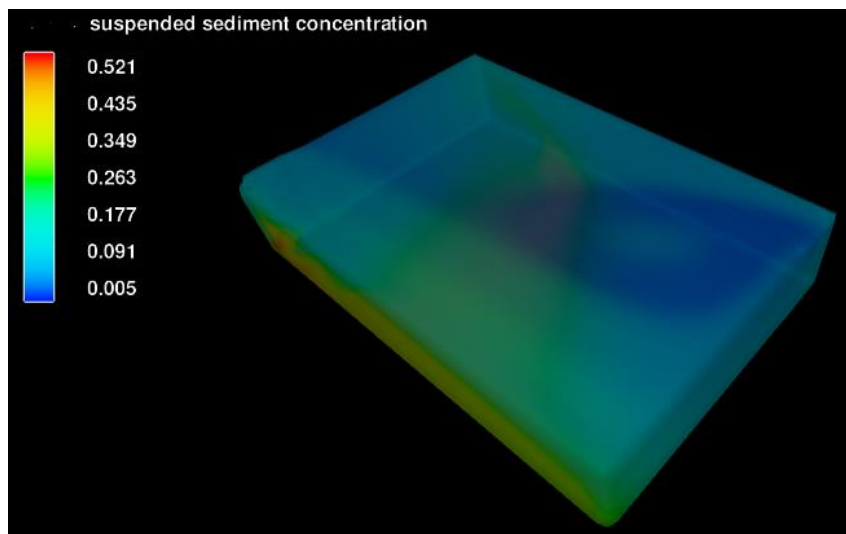
عمق استخر، یکی از پارامترهای تأثیر گذار بر کارایی آن می‌باشد. به طور کلی هر چه عمق استخر کمتر باشد، فاصله‌ی بین نواحی انباشتگی ذرات (کف استخر) با سطح استخر کاهش می‌یابد و منجر به افزایش غلظت ذرات در سطح استخر و هم چنین خروجی آن خواهد شد. در این قسمت به بررسی استخر در

نظر گرفته شده در قسمت ۳-۴ با عمق متفاوت پرداخته می‌شود. در قسمت ۳-۴، عمق اولیه‌ی فاضلاب درون استخر برابر ۱/۵ متر در نظر گرفته شد و در این جا با افزایش این عمق، به ۳ متر، به ارائه‌ی نتایج پرداخته می‌شود. شکل ۴-۴۱، شکل شماتیک استخر مورد بررسی را نشان می‌دهد:



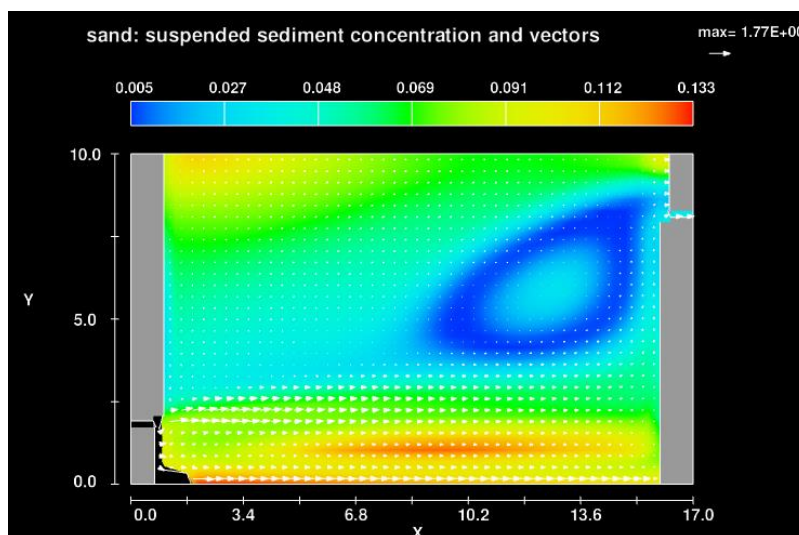
شکل ۴-۴۱ شکل شماتیک هندسه‌ی مورد بررسی

طول استخر نشان داده شده در شکل ۴-۴۱، برابر ۱۵ متر، عرض آن ۱۰ متر و ارتفاع آن برابر ۳/۵ متر در نظر گرفته شده است. عمق اولیه‌ی سیال در استخر برابر ۳ متر است و ورودی و خروجی استخر در گوشه‌ی آن قرار دارند.



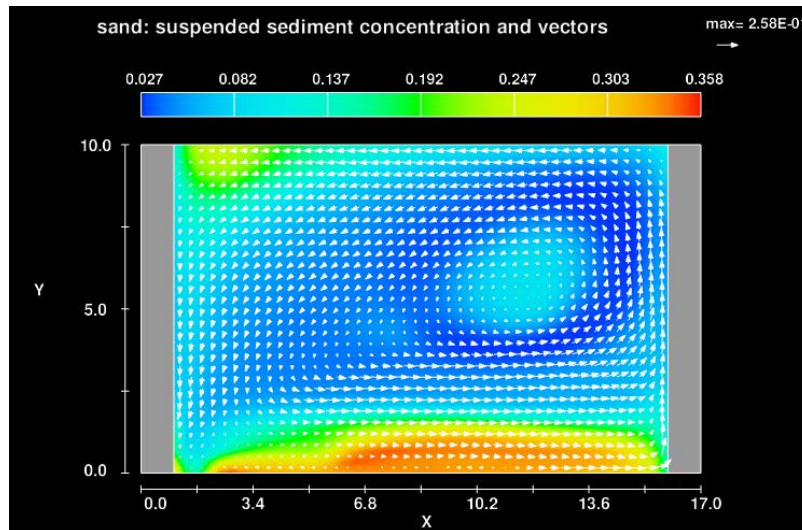
شکل ۴-۴ کانتور سه بعدی غلظت مواد معلق در استخر با عمق اولیه ۳ متر در زمان $t = 10000s$. (چگالی ذرات معلق: ۱۸۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب)

با توجه به شکل ۴-۴، بیش تر ذرات معلق در اطراف دیواره‌ی جانبی مجاور ورودی استخر، ته نشین می‌شوند. در این حالت مساحت ناحیه‌ی انباشتگی ذرات در کف استخر نسبتاً زیاد و بیشینه‌ی غلظت ذرات معلق برابر $0/521$ گرم بر لیتر است.



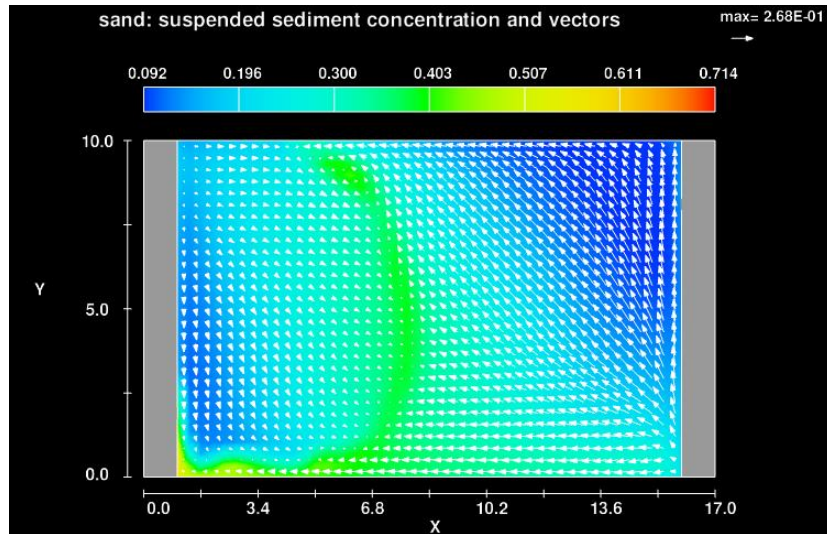
شکل ۴-۴ کانتور دو بعدی $(x-y)$ غلظت ذرات معلق به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۳ متری از کف استخر ($Z=3$) در زمان $t = 10000s$. (چگالی ذرات معلق: ۱۸۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب)

شکل ۴-۴۳، کانتور دو بعدی غلظت ذرات معلق را در ارتفاع ۳ متری از کف استخر نشان می دهد. با توجه به شکل ۴-۴۳، غلظت ذرات معلق در خروجی استخر، به صورت یکنواخت نیست. مقادیر غلظت در خروجی از ۰/۰۱ تا ۰/۰۹ گرم بر لیتر متغیر است.



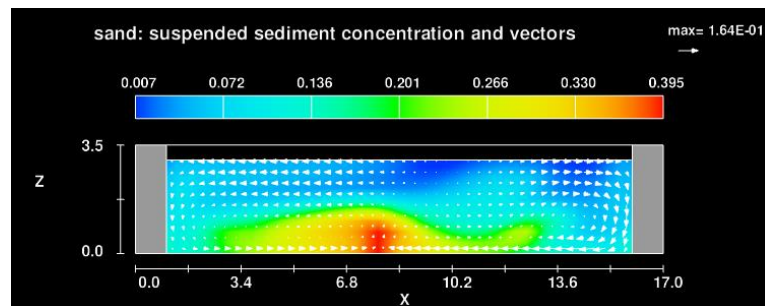
شکل ۴-۴۴ کانتور دو بعدی $(x-y)$ غلظت ذرات معلق به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۱/۹۳ متری از کف استخر ($Z=1/93$) در زمان $t=10000s$. (چگالی ذرات معلق: ۱۸۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب)

شکل ۴-۴۴، کانتور غلظت ذرات معلق را در ارتفاع ۱/۹۳ متری از کف استخر نشان می دهد. بیشینه‌ی غلظت ذرات معلق در این ارتفاع برابر ۰/۳۵ گرم بر لیتر است. با توجه به گستردگی نواحی قرمز رنگ موجود در اطراف دیواره‌ی جانبی استخر ($y=0$)، به نظر می رسد که بیش تر ذرات معلق در این ناحیه ته نشین می شوند.



شکل ۴-۴۵ کانطور دو بعدی (x-y) غلظت ذرات معلّق به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۰/۱۸ متری از کف استخر (Z=۰/۱۸) در زمان $t = 10000$ s. (چگالی ذرات معلّق: ۱۸۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب)

شکل ۴-۴۵، کانطور غلظت ذرات معلّق را در $Z=0/18$ ، نشان می دهد. در این حالت، مقادیر غلظت نسبت به سایر حالت‌های مشابه، یکنواخت تر است به طوری که مقدار غلظت در بخش اعظم کف استخر برابر با ۰/۳ گرم بر لیتر است. بنابراین به نظر می رسد، افزایش عمق استخر منجر به یکنواخت شدن نواحی انباشتگی ذرات در کف استخر می گردد.

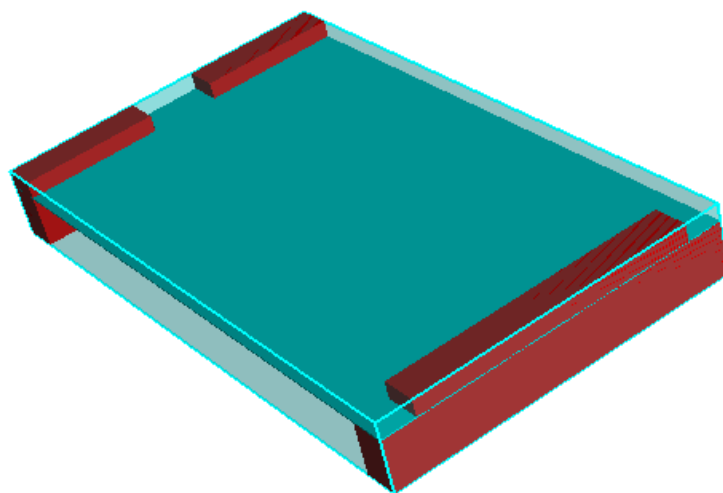


شکل ۴-۴۶ کانطور دو بعدی (x-z) غلظت ذرات معلّق به همراه بردارهای سرعت سیال، در میانه‌ی استخر ($y=5$) در زمان $t = 10000$ s. (چگالی ذرات معلّق: ۱۸۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب)

۷-۴ بررسی استخر در حالتی که یک ورودی و دو خروجی بر

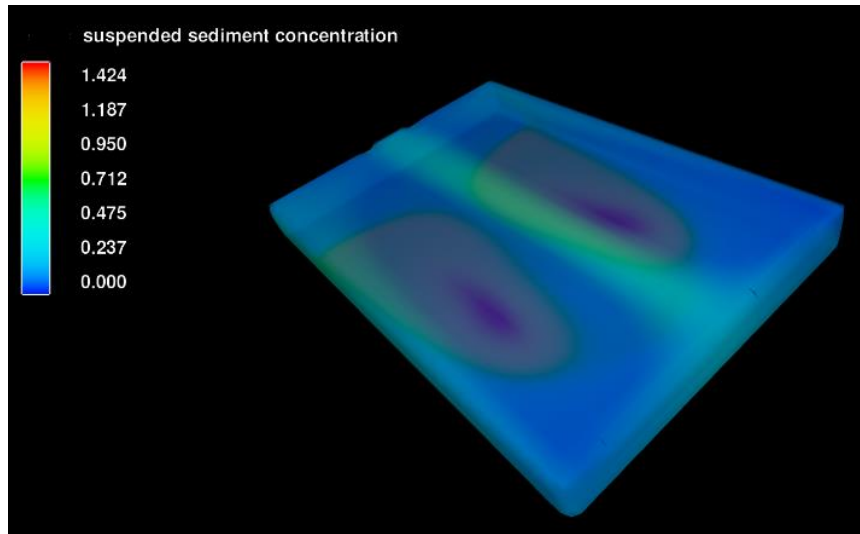
روی دو ضلع روبرو قرار دارند

در این حالت مطابق شکل ۴-۴۷، یک استخر با یک ورودی و دو خروجی در نظر گرفته شده است. ورودی‌های برنامه در این قسمت، مطابق جدول ۴-۱ است.



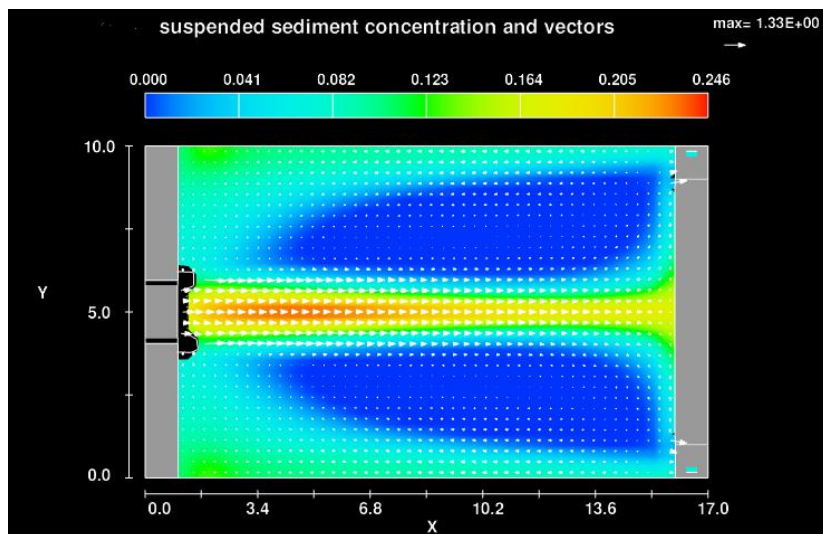
شکل ۴-۴۷ شماتیک استخر مورد بررسی

سطح مقطع ورودی جریان در میانه‌ی عرض استخر قرار دارد و مساحت آن برابر ۱ متر مربع در نظر گرفته شده است. دو مقطع خروجی نیز در دو گوشه‌ی استخر قرار داشته و مساحت هر کدام برابر ۰/۵ متر مربع است.



شکل ۴-۴ کانتور سه بعدی غلظت مواد معلق در استخر در زمان $t = 10000s$. (چگالی ذرات معلق: 1800 کیلوگرم بر متر مکعب)

مطابق شکل ۴-۴، بیشینه‌ی غلظت ذرات معلق در استخر برابر $1/424$ گرم بر لیتر به دست آمده است. با توجه به شکل ۴-۲، بیشینه‌ی غلظت ذرات معلق در زمانی که خروجی استخر در میانه‌ی آن قرار دارد، برابر $1/124$ گرم بر لیتر، محاسبه شد. علت این امر آن است که در شکل ۴-۲، درصد بیشتری از ذرات ورودی به استخر به صورت مستقیم از خروجی خارج می‌شوند و با توجه به خروج این مواد از استخر، بیشینه‌ی غلظت مواد معلق پس از گذشت مدت زمان مشخص (در این جا 10000 ثانیه)، کمتر خواهد بود. در شکل ۴-۴، ذرات معلق ورودی پس از عبور از استخر، به دیواره‌ی انتهای آن بر خورد می‌کنند و از سرعت آن‌ها کاسته می‌شود و همین امر فرصت این ذرات را برای ته نشین شدن افزایش داده و در نتیجه بیشینه‌ی غلظت ذرات درون استخر نیز بیش‌تر خواهد شد.



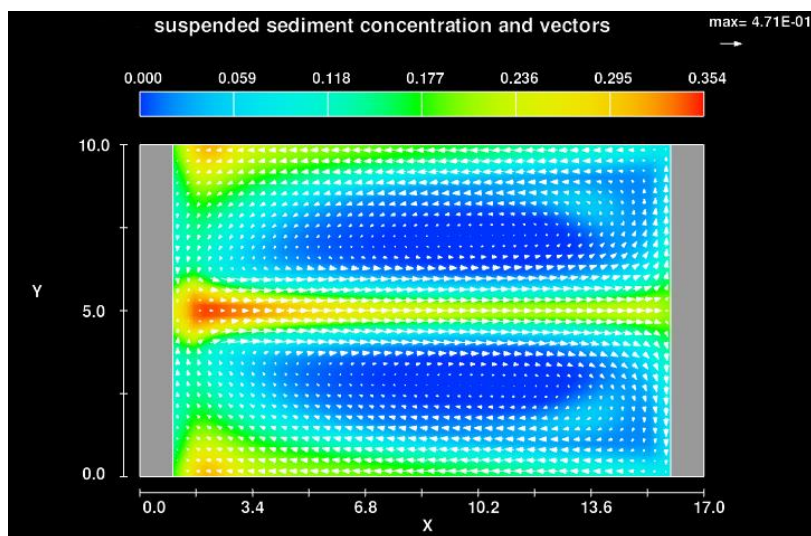
شکل ۴-۴۹ کانطور دو بعدی $(x-y)$ غلظت ذرات معلق به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع $1/5$ متری از کف

استخر $(Z=1/5)$ در زمان $t=10000s$. (چگالی ذرات معلق: 1800 کیلوگرم بر متر مکعب)

با توجه به شکل ۴-۴۹، غلظت ذرات معلق در دو خروجی استخر، تقریباً برابر $0/04$ گرم بر لیتر است.

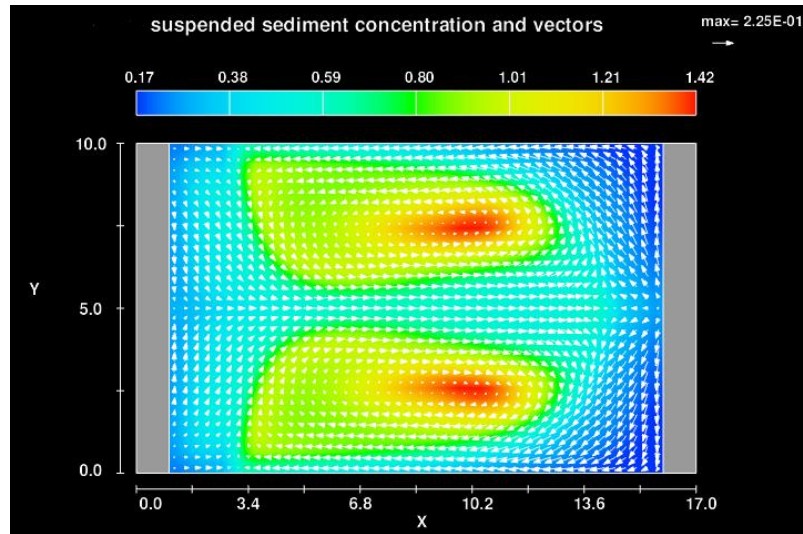
با توجه به مقدار غلظت ذرات در ورودی استخر که برابر $0/1$ گرم بر لیتر است، بازدهی استخر در حدود

60 درصد خواهد بود.

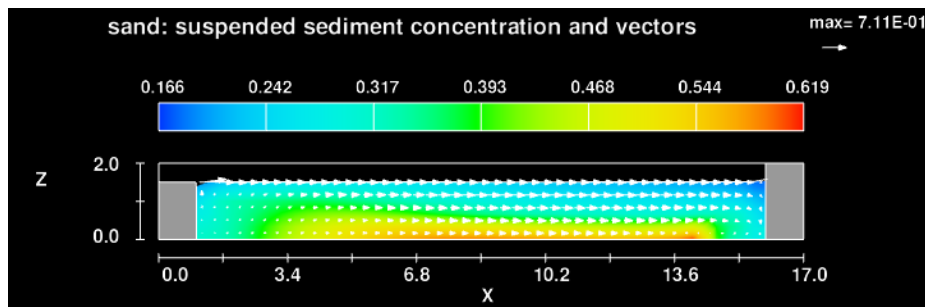


شکل ۴-۵۰ کانطور دو بعدی $(x-y)$ غلظت ذرات معلق به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع $1/17$ متری از کف

استخر $(Z=1/17)$ در زمان $t=10000s$. (چگالی ذرات معلق: 1800 کیلوگرم بر متر مکعب)



شکل ۴-۵۱ کانطور دو بعدی $(x-y)$ غلظت ذرات معلّق به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع $0/17$ متری از کف استخر ($Z=0/17$) در زمان $t=10000s$. (چگالی ذرات معلّق: 1800 کیلوگرم بر متر مکعب)



شکل ۴-۵۲ کانطور دو بعدی $(x-z)$ غلظت ذرات معلّق به همراه بردارهای سرعت سیال، در میانه‌ی استخر ($y=5$) در زمان $t=10000s$. (چگالی ذرات معلّق: 1800 کیلوگرم بر متر مکعب)

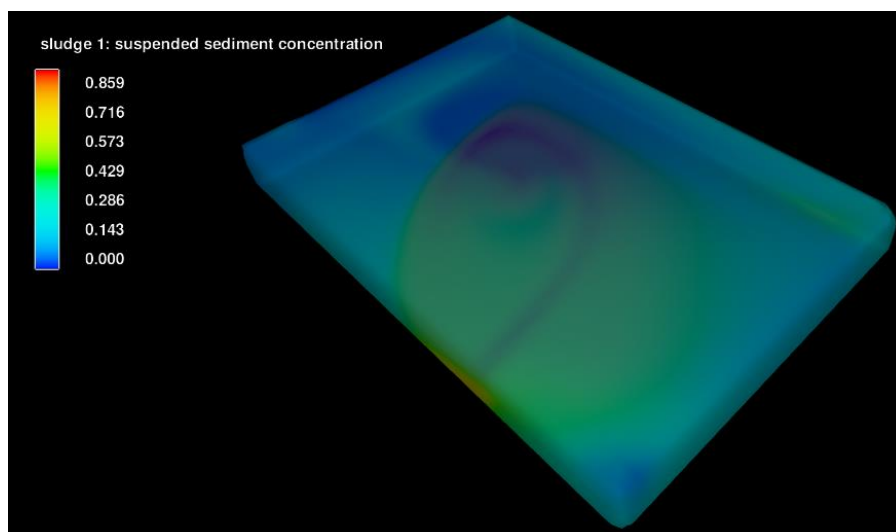
۴-۸ بررسی ته نشینی با دو نوع ذره ی معلّق

در این قسمت، به بررسی ته نشینی دو نوع ذره با مشخصات فیزیکی گوناگون، پرداخته می‌شود. سیال زمینه، در این قسمت، مشابه قسمت های قبل در نظر گرفته شده است. جدول ۴-۲، مشخصات دو نوع ذره ی معلّق موجود در فاضلاب را نشان می‌دهد:

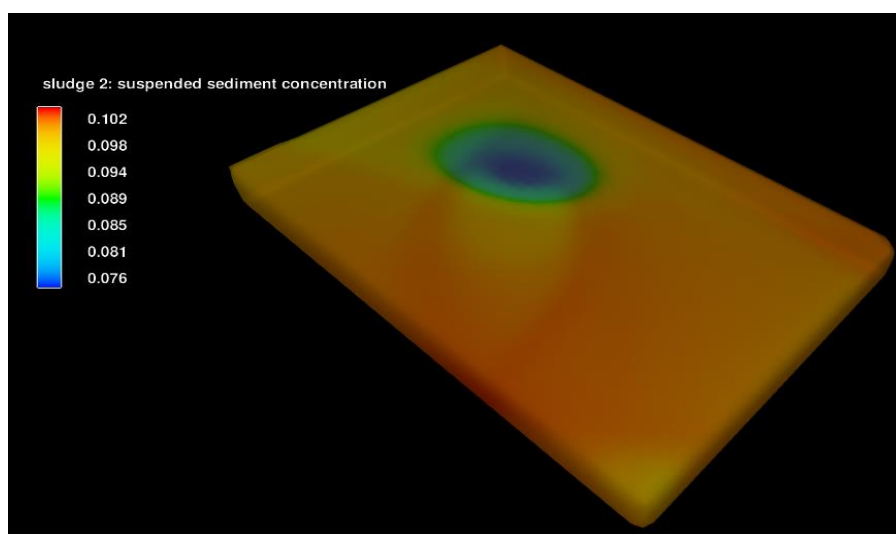
جدول ۲-۴ مشخصات دو نوع ذره‌ی معلق موجود در فاضلاب

	قطر (mm)	چگالی ($\frac{Kg}{m^3}$)
ذره‌ی ۱ (sludge 1)	۰/۵	۱۸۰۰
ذره‌ی ۲ (sludge 2)	۰/۱	۱۴۰۰

دو ذره‌ی گفته شده درون فاضلاب با چگالی ۱۱۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب و سایر مشخصات قید شده در جدول ۱-۴، شناورند. هندسه‌ی استخر در این حالت مشابه شکل ۴-۲۳ و ورودی‌های برنامه شامل سرعت ورودی، ابعاد استخر و ... مشابه جدول ۴-۱ در نظر گرفته شده است و غلظت هر دو ذره در ورودی استخر برابر ۰/۱ گرم بر لیتر است. کانتور غلظت برای هر کدام از ذرات، مطابق شکل ۴-۵۳ است:



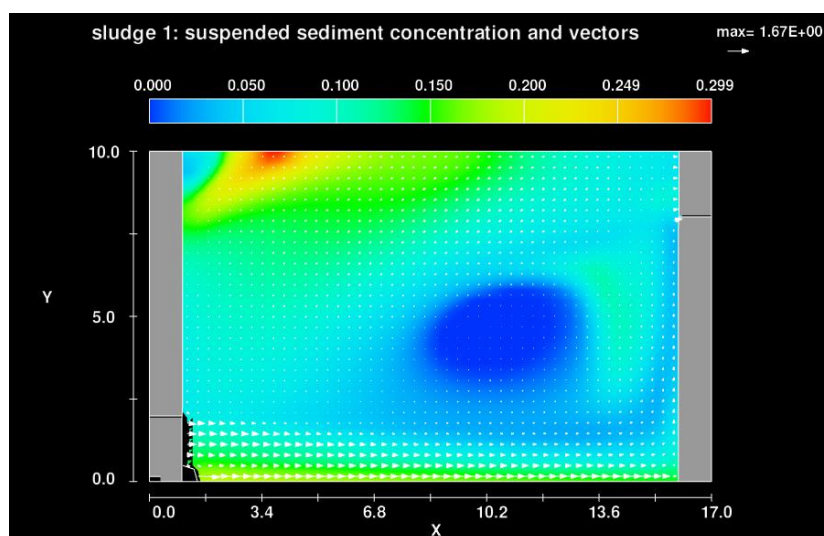
شکل ۴-۵۳ کانتور غلظت ذره‌ی ۱ (sludge 1) در استخر در زمان $t = 10000s$. (چگالی ذرات معلق ۱۸۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب و قطر آن‌ها ۰/۵ میلی متر است)



شکل ۴-۵۴ کانتور غلظت ذره‌ی ۲ (sludge 2) در استخر در زمان $t = 10000s$. (چگالی ذرات معلق ۱۴۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب و قطر آن‌ها ۰/۱ میلی متر است)

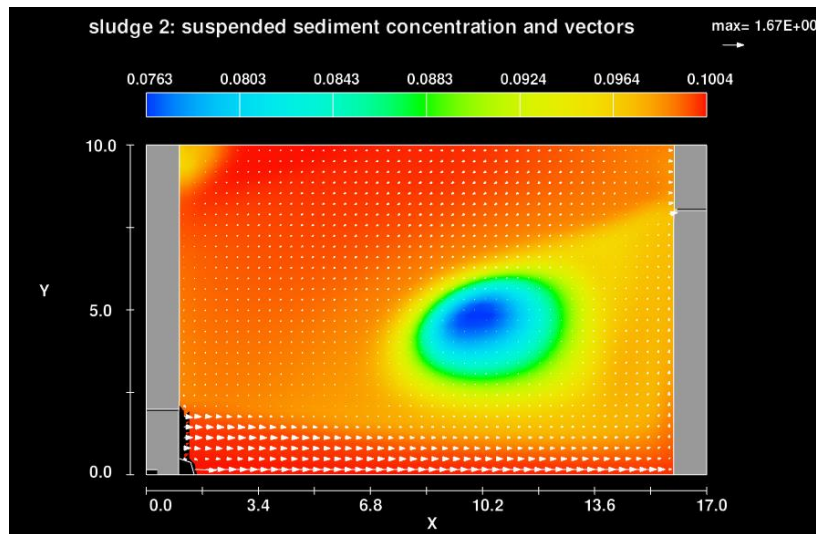
با توجه به شکل‌های ۴-۵۳ و ۴-۵۴، بیشینه‌ی غلظت ذرات معلق درون استخر با چگالی ۱۸۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب و قطر ۰/۵ میلی متر، برابر ۰/۸۵۹ گرم بر لیتر است. این در حالی است که این عدد برای ذرات با چگالی ۱۴۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب و قطر ۰/۱ میلی متر، برابر ۰/۱۰۲ گرم بر لیتر است.

این تفاوت زیاد در این است که ذرات با چگالی بیشتر، با سرعت بیشتر ته نشین می‌شوند و بنابراین در کف استخر انباشته می‌شوند. هر چه اختلاف چگالی ذرات با چگالی سیال زمینه (در این جا فاضلاب)، بیشتر باشد، سرعت ته نشینی بیشتر شده و غلظت ذرات به دام افتاده در استخر افزایش می‌یابد. کمینه‌ی غلظت در شکل ۴-۵۳، برابر صفر و در شکل ۴-۵۴، برابر 0.076 گرم بر لیتر است. بنابراین می‌توان نتیجه گرفت با کاهش چگالی ذرات معلّق، بیشینه‌ی غلظت ذرات کاهش و کمینه‌ی آن افزایش می‌یابد. به عبارت دیگر می‌توان گفت زمانی که چگالی ذرات زیاد است، غلظت آن‌ها در استخر به صورت غیر همگن خواهد بود به گونه‌ای که غلظت ذرات در سطح استخر با کف آن کاملاً متفاوت خواهند بود. در صورتی که با کاهش چگالی ذرات، غلظت آن‌ها در استخر، همگن تر خواهد بود به طوری که تفاوت غلظت در سطح استخر و کف آن، کم خواهد شد.



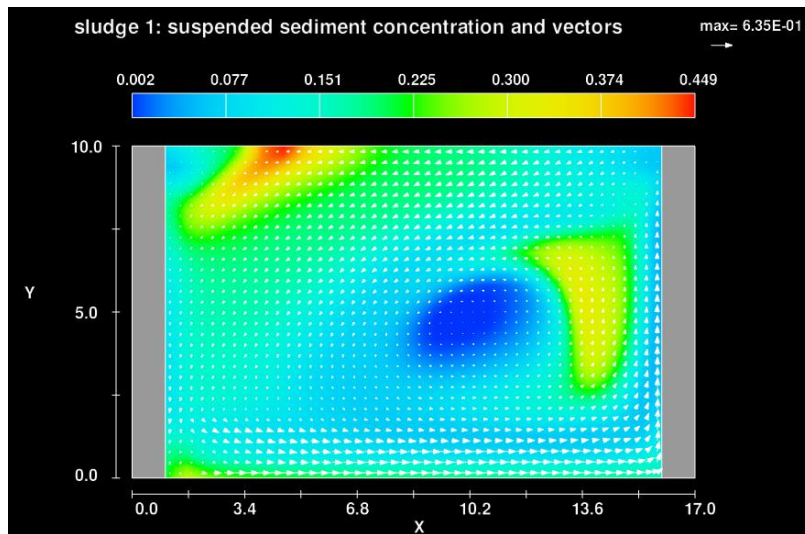
شکل ۴-۵۵ کانطور دو بعدی $(x-y)$ غلظت ذرات معلّق با چگالی 1800 کیلوگرم بر متر مکعب و قطر 0.5 میلی متر به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع $1/5$ متری از کف استخر ($Z=1/5$) در زمان $t=10000$ s.

غلظت ذرات معلّق با چگالی 1800 کیلوگرم بر متر مکعب، در خروجی استخر بین 0.065 تا 0.09 گرم بر لیتر متغیر است. بیشینه‌ی غلظت در این ارتفاع در استخر برابر 0.299 گرم بر لیتر و کمینه‌ی آن نیز برابر با صفر است.



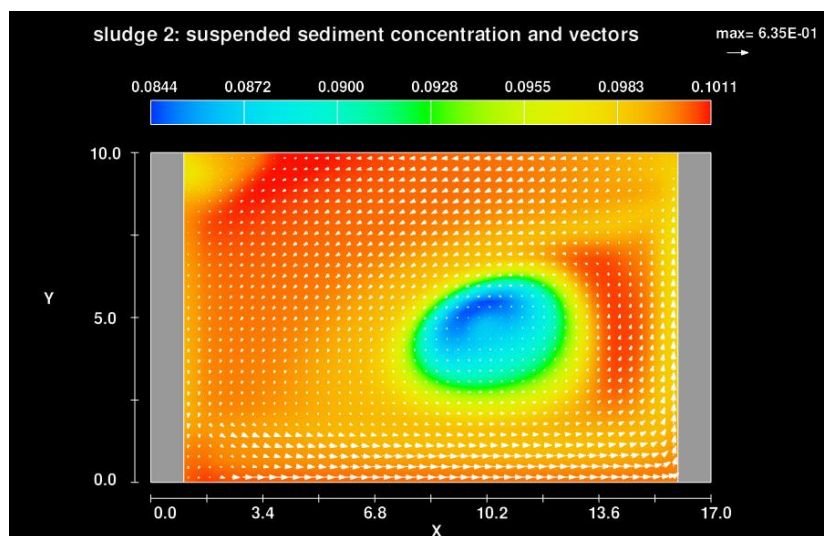
شکل ۴-۵۶ کانتور دو بعدی (x-y) غلظت ذرات معلق با چگالی ۱۴۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب و قطر ۰/۱ میلی متر به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۱/۵ متری از کف استخر (Z=۱/۵) در زمان $t = 10000$ s.

با توجه به شکل ۴-۵۶، غلظت ذرات معلق با چگالی ۱۴۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب، در خروجی استخر تقریباً ثابت و برابر ۰/۰۹۸ گرم بر لیتر است که تفاوت زیادی با غلظت در ورودی جریان ندارد. بنابراین می‌توان نتیجه گرفت که استخر با ابعاد نشان داده شده برای ته نشینی ذرات با چگالی ۱۴۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب، چندان مناسب نیست. بیشینه‌ی غلظت در این ارتفاع در استخر برابر ۰/۱ و کمینه‌ی آن نیز برابر با ۰/۰۷۶۳ گرم بر لیتر است.



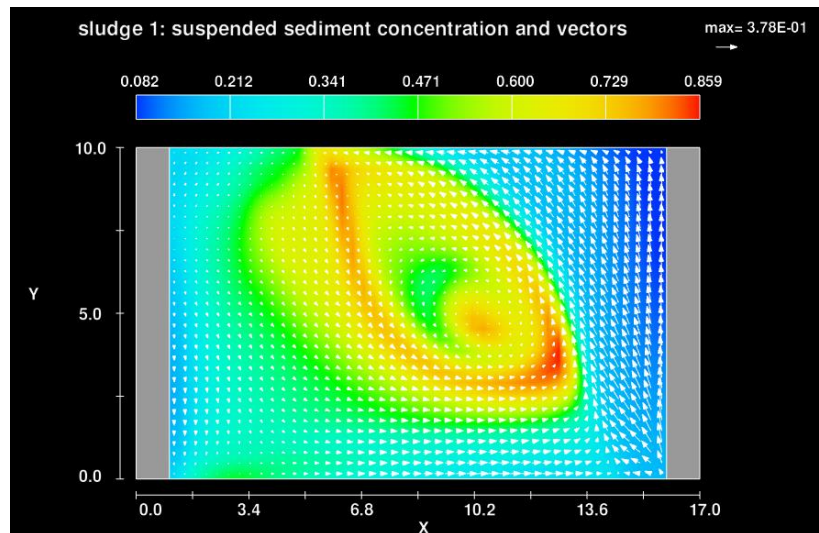
شکل ۴-۵۷ کانتور دو بعدی $(x-y)$ غلظت ذرات معلق با چگالی ۱۸۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب و قطر ۰/۵ میلی متر به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۱/۱۷ متری از کف استخر ($Z=1/17$) در زمان $t=10000s$.

با مقایسه‌ی شکل ۴-۵۷، بیشینه‌ی غلظت ذرات معلق در ارتفاع ۱/۱۷ متری از کف استخر برابر ۰/۴۴۹ گرم بر لیتر است که در مقایسه با بیشینه‌ی غلظت در ارتفاع ۱/۵ متری (شکل ۴-۵۵)، بسیار بیش‌تر است. این تفاوت به معنای بالا بودن نرخ ته نشینی در استخر به ازای ذرات در نظر گرفته شده است.

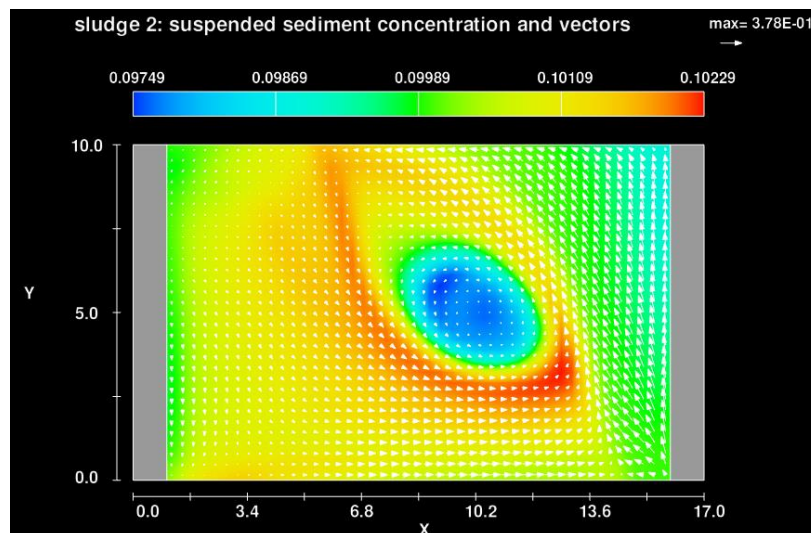


شکل ۴-۵۸ کانتور دو بعدی $(x-y)$ غلظت ذرات معلق با چگالی ۱۴۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب و قطر ۰/۱ میلی متر به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۱/۱۷ متری از کف استخر ($Z=1/17$) در زمان $t=10000s$.

بیشینه‌ی غلظت ذرات معلق با چگالی ۱۴۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب و قطر ۰/۱ میلی متر، در ارتفاع ۱/۱۷ متری کف استخر، برابر ۰/۱۰۱۱ گرم بر لیتر است که تقریباً برابر با بیشینه‌ی غلظت این ذرات در ارتفاع ۱/۵ متری است (شکل ۴-۵۶). این امر نشان دهنده‌ی کند بودن نرخ ته نشینی این ذرات است.



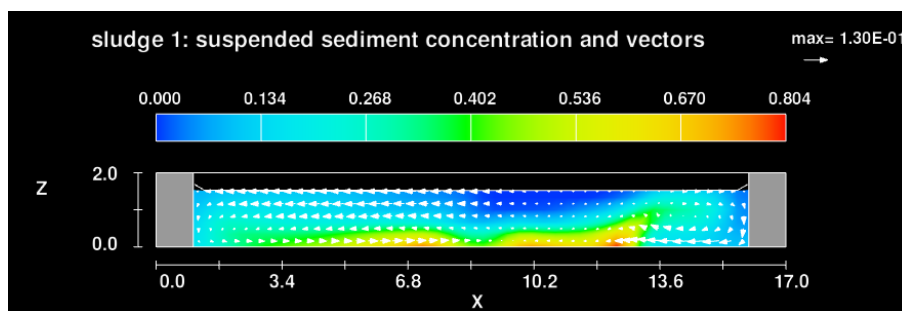
شکل ۴-۵۹ کانتور دو بعدی (x-y) غلظت ذرات معلق با چگالی ۱۸۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب و قطر ۰/۵ میلی متر به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۰/۱۷ متری از کف استخر (Z=۰/۱۷) در زمان $t = 10000s$.



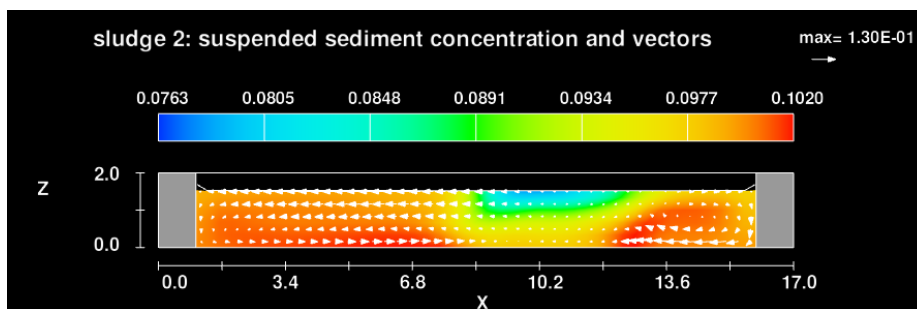
شکل ۴-۶۰ کانتور دو بعدی (x-y) غلظت ذرات معلق با چگالی ۱۴۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب و قطر ۰/۱ میلی متر به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۰/۱۷ متری از کف استخر (Z=۰/۱۷) در زمان $t = 10000s$.

با توجه به شکل ۴-۵۹، غلظت ذرات معلق با چگالی ۱۸۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب و قطر ۰/۵ میلی متر، در ارتفاع ۰/۱۷ متری کف استخر، بسیار بیش تر از سطح آن است. این در حالی است که غلظت ذرات معلق با چگالی ۱۴۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب و قطر ۰/۱ میلی متر، در ارتفاع ۰/۱۷ متری، تنها کمی بیش تر از سطح استخر است.

با مقایسه‌ی شکل‌های ۴-۵۹ و ۴-۶۰، نتیجه می‌شود که غلظت ذرات سنگین در کف استخر حدود ۸ برابر بیش تر از ذرات سبک است.



شکل ۴-۶۱ کانتر دو بعدی (x-z) غلظت ذرات معلق با چگالی ۱۸۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب و قطر ۰/۵ میلی متر به همراه بردارهای سرعت سیال، در میانه‌ی استخر (y=۵) در زمان $t = 10000$ s.



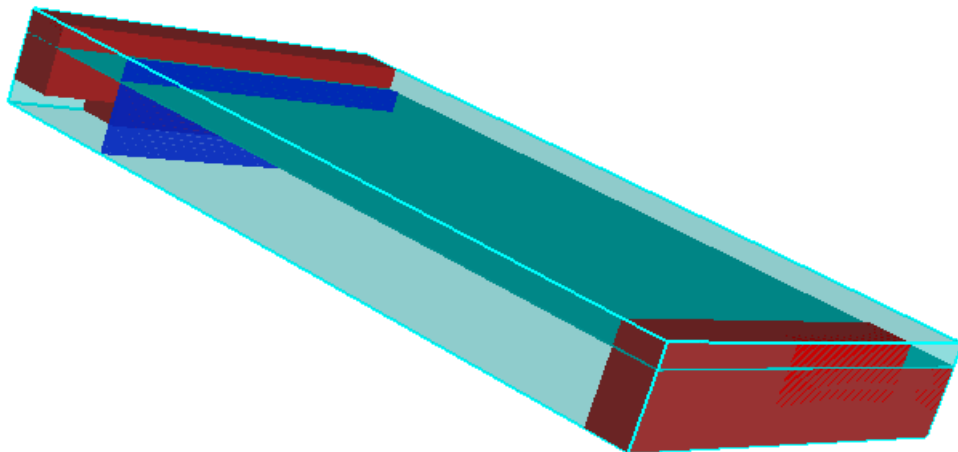
شکل ۴-۶۲ کانتر دو بعدی (x-z) غلظت ذرات معلق با چگالی ۱۴۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب و قطر ۰/۱ میلی متر به همراه بردارهای سرعت سیال، در میانه‌ی استخر (y=۵) در زمان $t = 10000$ s.

با توجه به شکل ۴-۶۱، غلظت ذرات سنگین با افزایش عمق، به شدت افزایش می‌یابد در حالی که شکل ۴-۶۲، مشخص می‌کند که غلظت ذرات سبک تر با افزایش عمق، به آهستگی افزایش می‌کند.

یابد. با توجه به شکل ۴-۶۲، غلظت ذرات معلّق با چگالی ۱۴۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب، در بیش‌تر نواحی استخر به جز در ناحیه‌ی کوچک در سطح آن، بین مقادیر ۰/۰۹ تا ۰/۱ گرم بر لیتر است.

۴-۹ بررسی استخر با ورودی در کف استخر به همراه بافل^۱

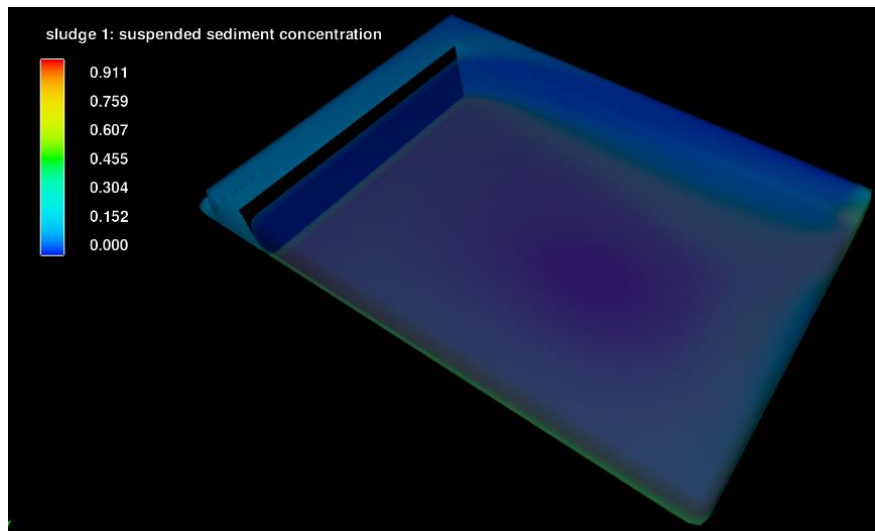
در این قسمت، ورودی استخر در کف آن قرار گرفته است. ابعاد ورودی مشابه حالات قبل و برابر $2m \times 0.5m$ است. از آن جا که ذرات معلّق سنگین تر از سیال زمینه هستند و تنها به سمت پایین ته نشین می‌شوند قرار دادن ورودی در کف استخر، از ورود این ذرات به خروجی که در سطح استخر است، جلوگیری می‌کند. از طرف دیگر، قرار داشتن ورودی در کف استخر، باعث برخورد جریان ورودی به ذرات انباشته شده در کف استخر و پخش شدن آن‌ها در فضای استخر می‌گردد. برای جلوگیری از این پدیده، یک بافل در جلوی ورودی استخر و در فاصله‌ی ۱ متری از آن قرار داده شده است. شکل ۴-۶۳، شکل شماتیک استخر به همراه بافل را نشان می‌دهد:



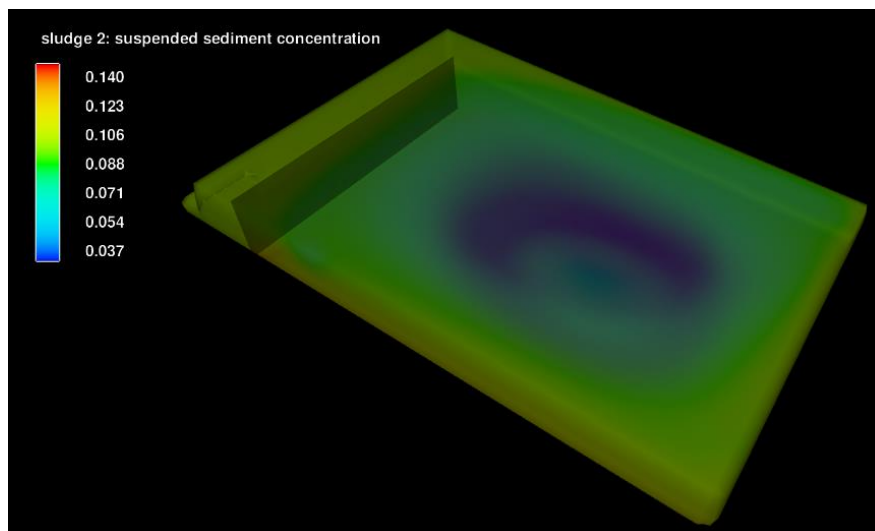
شکل ۴-۶۳ شکل شماتیک استخر به همراه بافل

¹ baffle

شرایط مرزی در این قسمت مشابه قسمت ۴-۷، است و تنها تفاوت آن با قسمت ۴-۷، هندسه‌ی آن است. دو نوع ذره‌ی مختلف به همراه جریان فاضلاب، از قسمت ورودی وارد استخر می‌گردد. مشخصات فیزیکی ذره‌ها مطابق جدول ۴-۲، است. کانتور غلظت هر کدام از این ذرات در زمان ۱۰۰۰۰ ثانیه، به صورت شکل‌های ۴-۶۴ و ۴-۶۵ است:

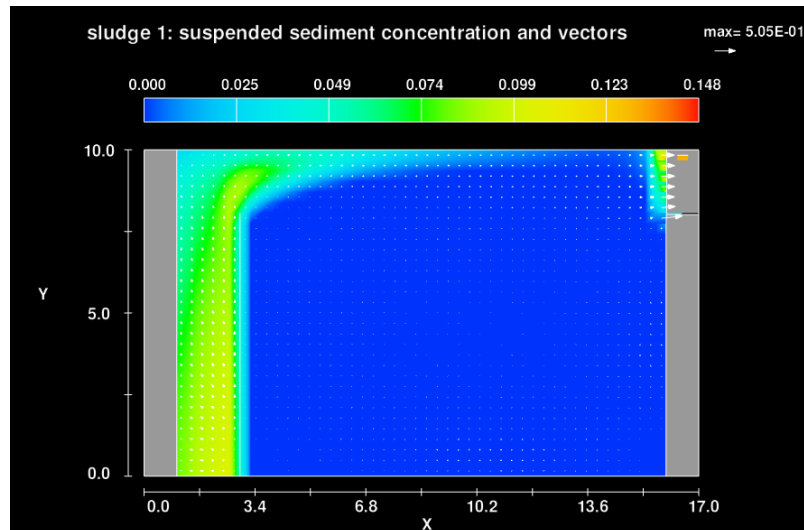


شکل ۴-۶۴ کانتور غلظت ذره‌ی ۱ (sludge 1) در استخر به همراه بافل در زمان $t = 10000$ s. (چگالی ذرات معلّق ۱۸۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب و قطر آن‌ها ۰/۵ میلی‌متر است)

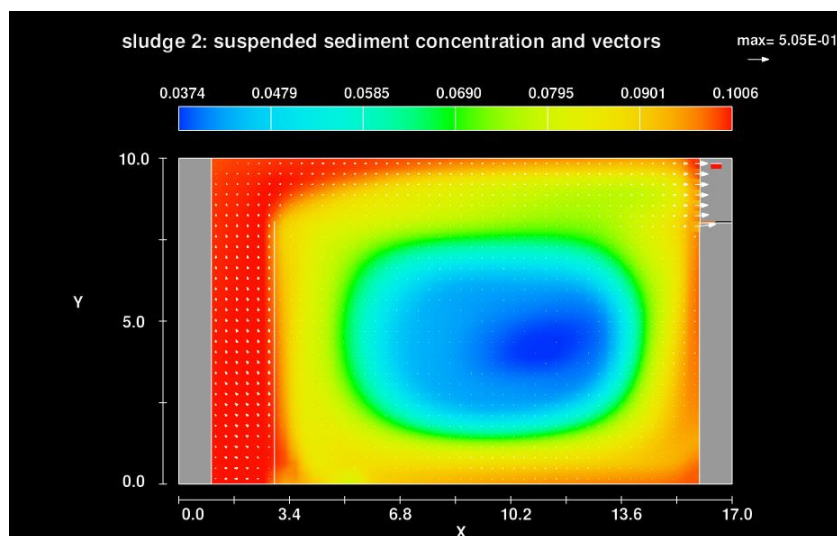


شکل ۴-۶۵ کانتور غلظت ذره‌ی ۲ (sludge 2) در استخر به همراه بافل در زمان $t = 10000$ s. (چگالی ذرات معلّق ۱۴۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب و قطر آن‌ها ۰/۱ میلی‌متر است)

با توجه به شکل‌های ۴-۶۴ و ۴-۶۵، بیشینه‌ی غلظت ذرات با چگالی ۱۸۰۰ و ۱۴۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب در استخر، به ترتیب برابر ۰/۹۱۱ و ۰/۱۴ گرم بر لیتر است. بیشینه‌ی غلظت هر دو ذره در کف استخر و در پشت بافل، ایجاد می‌شود.



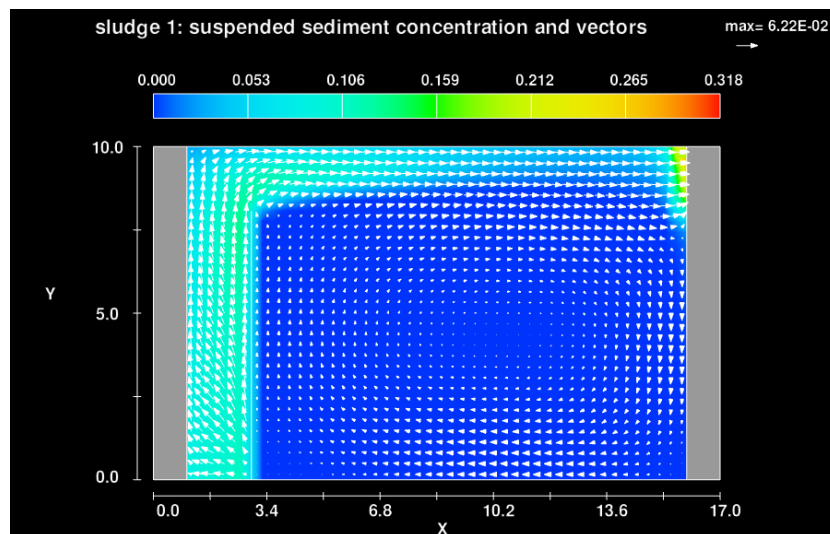
شکل ۴-۶۶ کانتور دو بعدی (x-y) غلظت ذرات معلق با چگالی ۱۸۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب و قطر ۰/۵ میلی متر درون استخر دارای بافل به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۱/۵ متری از کف استخر (Z=۱/۵) در زمان $t = 10000s$.



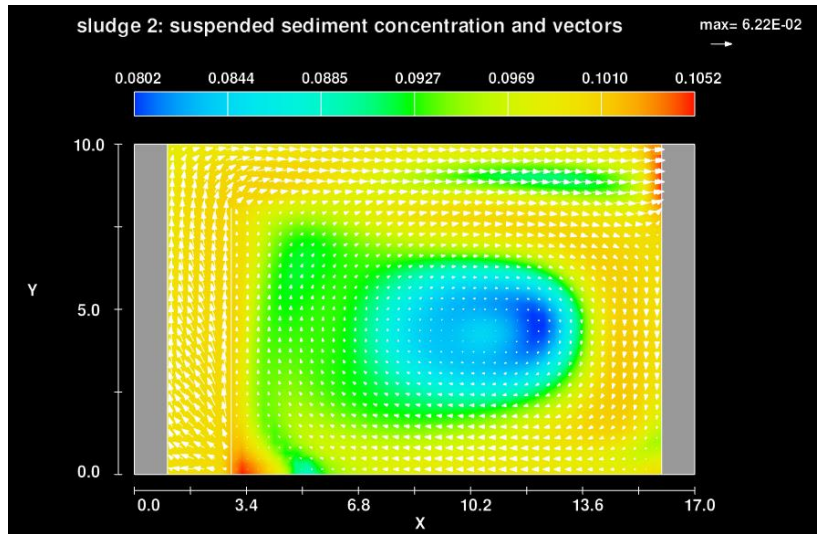
شکل ۴-۶۷ کانتور دو بعدی (x-y) غلظت ذرات معلق با چگالی ۱۴۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب و قطر ۰/۱ میلی متر درون استخر دارای بافل به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۱/۵ متری از کف استخر (Z=۱/۵) در زمان $t = 10000s$.

با توجه به شکل ۴-۶۶، در ناحیه‌ی پشت بافل، سرعت جریان درون استخر تقریباً برابر صفر است و غلظت ذرات با چگالی ۱۸۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب نیز در این ناحیه و در ارتفاع ۱/۵ متری کف استخر، تقریباً برابر صفر است. علت این امر این است که ذرات سنگین در نواحی کم سرعت استخر، به سرعت ته نشین شده و به کف استخر منتقل می‌شوند و در نتیجه غلظت آن‌ها در سطح استخر، ناچیز خواهد بود. در ناحیه‌ی جلوی بافل به علت برخورد جریان ورودی به بافل و گردش آن، ذرات معلق از کف استخر به سطح آن می‌آیند و به همین علت، غلظت ذرات معلق در سطح استخر، در این ناحیه، نسبتاً زیاد است. در شکل ۴-۶۷، غلظت ذرات معلق در ناحیه‌ی جلوی بافل، زیاد است. زیرا این ذرات سبک تر بوده و راحت تر به سطح استخر منتقل می‌شوند. لازم به ذکر است که در این حالت، ورودی استخر در کف آن قرار دارد. در شکل ۴-۶۷، در ناحیه‌ی پشت بافل، غلظت ذرات معلق با چگالی ۱۴۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب، کمتر از ناحیه‌ی جلوی بافل است اما این غلظت بسیار بیش تر از غلظت ذرات با چگالی ۱۸۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب، در این ناحیه است. علت این امر، کم تر بودن سرعت ته نشین شدن ذرات سبک نسبت به ذرات سنگین تر است. مقادیر غلظت ذرات معلق در خروجی در شکل ۴-۶۶، بین

۰/۰۱۵ تا ۰/۱۵ گرم بر لیتر متغیر است. این مقدار در شکل ۴-۶۷، بین ۰/۹۷ تا ۰/۱ است. بنابراین به نظر می رسد قرار دادن ورودی استخر در کف آن، منجر به ایجاد یک جریان زیر سطحی درون استخر و مانع از ته نشین شدن ذرات در آن می شود. اگر مقدار متوسط غلظت ذرات را در خروجی جریان در شکل ۴-۶۶، برابر ۰/۸۲ و در شکل ۴-۶۷، برابر ۰/۹۸ در نظر بگیریم، بازدهی استخر ته نشینی برای ذرات سنگین و سبک به ترتیب برابر ۱۸ درصد و ۲ درصد خواهد بود.

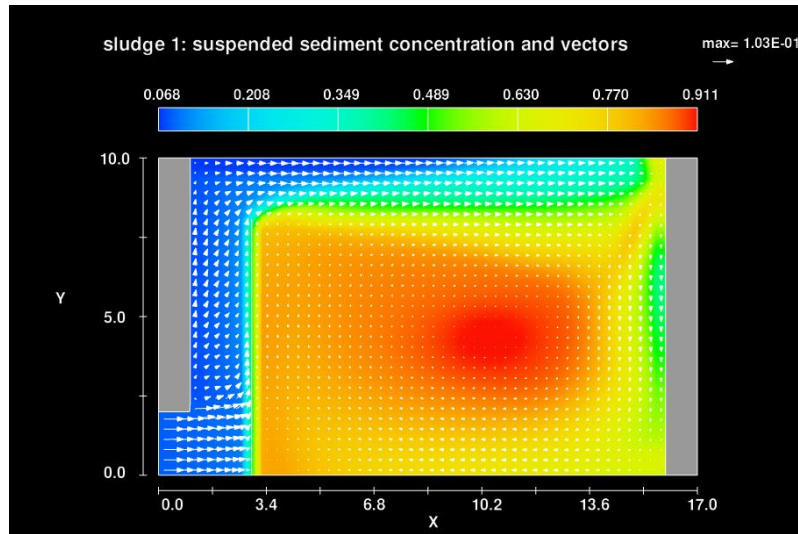


شکل ۴-۶۸ کانطور دو بعدی ($x-y$) غلظت ذرات معلق با چگالی ۱۸۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب و قطر ۰/۵ میلی متر درون استخر دارای بافل به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۱/۱۷ متری از کف استخر ($Z=1/17$) در زمان $t = 10000s$.

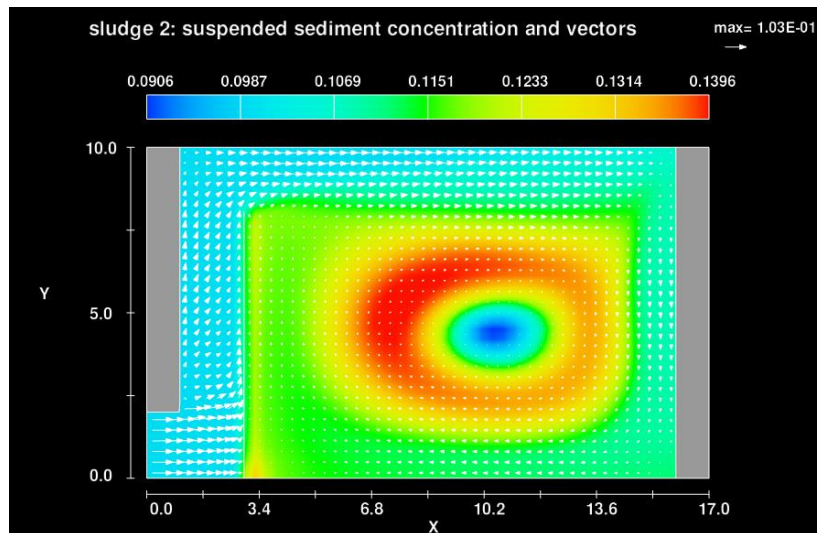


شکل ۴-۶۹ کانتور دو بعدی (x-y) غلظت ذرات معلق با چگالی ۱۴۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب و قطر ۰/۱ میلی متر درون استخر دارای بافل به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۱/۱۷ متری از کف استخر (Z=۱/۱۷) در زمان $t = 10000s$.

با مقایسه‌ی شکل‌های ۴-۶۸ و ۴-۶۶ و هم‌چنین شکل‌های ۴-۶۹ و ۶-۶۷، مشخص می‌گردد که در ارتفاع‌های کمتر استخر، مقدار غلظت هر دو نوع ذره‌ی معلق، افزایش می‌یابد. اما میزان افزایش غلظت ذرات سنگین‌تر به مراتب بیش‌تر است. در مورد ذرات سبک، با کاهش ارتفاع، کمینه‌ی غلظت افزایش می‌یابد اما مقدار بیشینه‌ی آن، تغییر محسوسی نمی‌کند.

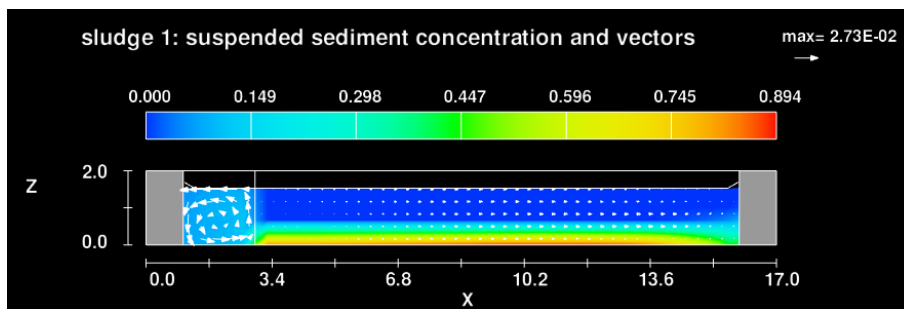


شکل ۴-۷۰ کانتر دو بعدی (x-y) غلظت ذرات معلق با چگالی ۱۸۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب و قطر ۰/۵ میلی متر درون استخر دارای بافل به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۰/۱۷ متری از کف استخر (Z=۰/۱۷) در زمان $t = 10000s$.

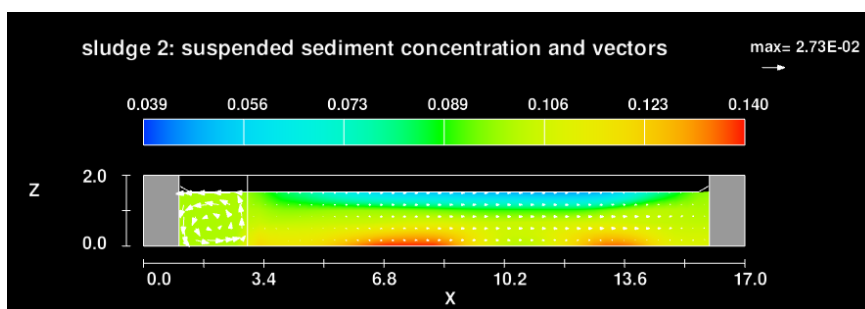


شکل ۴-۷۱ کانتر دو بعدی (x-y) غلظت ذرات معلق با چگالی ۱۴۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب و قطر ۰/۱ میلی متر درون استخر دارای بافل به همراه بردارهای سرعت سیال، در ارتفاع ۰/۱۷ متری از کف استخر (Z=۰/۱۷) در زمان $t = 10000s$.

شکل‌های ۴-۷۱ و ۴-۷۰، به ترتیب غلظت ذرات معلق سنگین و سبک را در نزدیکی کف استخر (ارتفاع ۰/۱۷ متری)، نشان می‌دهند. در هر دو شکل، غلظت ذرات در ناحیه‌ی پشت بافل به طور قابل توجهی بیش‌تر از ناحیه‌ی جلوی آن است. علت این امر آن است که به علت قرار گرفتن ورودی استخر، در کف آن، جریان ورودی باعث انتقال سریع ذرات معلق ته نشین شده در کف استخر و به تعبیری شسته شدن آن‌ها می‌شود. به همین دلیل این ذرات از ناحیه‌ی جلوی بافل شسته شده و در ناحیه‌ی پشت آن پراکنده می‌گردند.



شکل ۴-۷۲ کانتور دو بعدی ($x-z$) غلظت ذرات معلق با چگالی ۱۸۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب و قطر ۰/۵ میلی متر درون استخر با بافل به همراه بردارهای سرعت سیال، در میانه‌ی استخر ($y=5$) در زمان $t=10000s$.



شکل ۴-۷۳ کانتور دو بعدی ($x-z$) غلظت ذرات معلق با چگالی ۱۴۰۰ کیلوگرم بر متر مکعب و قطر ۰/۱ میلی متر درون استخر با بافل به همراه بردارهای سرعت سیال، در میانه‌ی استخر ($y=5$) در زمان $t=10000s$.

در هر دو شکل ۴-۷۲ و ۴-۷۳، گردش جریان در ناحیه‌ی جلوی بافل، مشهود است. این گردش منجر به انتقال ذرات از کف استخر به سطح آن و در نتیجه، کاهش کارایی استخر خواهد شد. در شکل ۴-

۷۲، که ذرات سنگین تر هستند، غلظت ذرات در ناحیه‌ی پشت بافل در کف استخر زیاد و در سطح آن بسیار کم است. این در حالی است که در مورد ذرات سبک تر (شکل ۴-۷۳)، اختلاف غلظت ذرات در سطح استخر و کف آن چندان زیاد نیست.

فصل پنجم : نتیجه گیری و پیشنهادات

۵-۱ نتیجه گیری

نتایج ارزیابی‌های انجام شده با ابزارهای CFD نشان می‌دهد که هر چند پارامترها و معیارهایی نظیر بار سطحی، زمان ماند و هندسه استخر روی راندمان حذف ذرات معلق در آن تأثیر دارند، ولی این معیارها بخوبی نمی‌توانند، بیانگر رفتار و عملکرد استخر ته نشینی در حذف ذرات باشند. به عنوان مثال با ابزارهای CFD نشان داده شد که نحوه ورود و خروج جریان فاضلاب به استخر تأثیر قابل توجهی روی مکانیسم حذف ذرات دارد که در پارامترهای متعارف در نظر گرفته نمی‌شود. همچنین پارامترهای طراحی متداول تنها بر اساس غلظت‌های ورودی و خروجی ذرات معلق ارائه شده اند و مکانیسم حذف و نیز نواحی تجمع لجن را نمی‌توانند پیش بینی نمایند. این در حالی است که با CFD بخوبی می‌توان تغییرات غلظت ذرات معلق در تمام نقاط حجم استخر را محاسبه نموده و در نتیجه نواحی تجمع لجن و مناطقی از استخر که در ته نشینی دخیل هستند استخراج می‌شود. این مهم کمک می‌کند تا از ایجاد اتصال کوتاه در استخر تا حد امکان پیشگیری شده و از تمام مختصات مکانی استخر در ته نشینی ذرات استفاده شود و طراحی به گونه ای انجام شود که از تمام حجم استخر بصورت مفید استفاده شود و هیچ فضای مرده ای بدون دخالت در ته نشینی باقی نماند.

با توجه به نتایج به دست آمده در فصل چهارم، پارامترهای تأثیر گذار بر فرایند ته نشینی در یک استخر، مورد بررسی قرار گرفتند. این پارامترها شامل چگالی ذرات، سرعت افقی جریان ورودی، مکان ورودی و خروجی استخر، ابعاد استخر، عمق آن، استفاده از بافل و ... است. هر کدام از این موارد، به صورت جداگانه مورد بررسی قرار گرفته و نتایج به دست آمده برای هر کدام ارائه و با یکدیگر مقایسه گردید. نتایج به دست آمده عبارتند از:

۱- با افزایش ۱۰۰ درصدی عمق استخر و به تبع آن زمان ماند استخر، تنها ۱۰ درصد به راندمان حذف ذرات معلق اضافه میشود. بنابراین افزایش عمق از نظر اقتصادی تأثیر قابل توجهی در افزایش کارایی

استخر ندارد. به این ترتیب ساخت استخرهایی با صفحات ته نشینی لاملا از نظر اقتصادی بسیار به صرفه است.

۲- افزایش طول استخر ته نشینی تاثیر قابل ملاحظه ای در حذف ذرات معلق دارد، بطوری که با افزایش ۳۰ درصدی به طول استخر راندمان حذف ذرات معلق از ۴۰ درصد به ۵۵ درصد (۱۵ درصد افزایش کارایی استخر) افزایش می یابد. همچنین با افزایش ۱۶۰ درصدی در طول استخر راندمان حذف به مقدار ۶۵ درصد افزایش پیدا میکند که نسبت به حالت قبل تنها ۱۰ درصد افزایش راندمان را در پی داشته است. بنابراین با توجه به افزایش هزینه ی ساخت استخر، افزایش بیش از حد طول استخر توجیه اقتصادی ندارد.

۳- نحوه قرارگیری ورودی و خروجی استخر، بر فرایند ته نشینی درون استخر، تأثیر گذار است. تغییر در تعداد خروجی و نحوه ی قرار گرفتن آنها نسبت به یکدیگر باعث تغییرات چشمگیری در راندمان حذف ذرات معلق در استخر ته نشینی می شود. به عنوان نمونه قرار دادن دو خروجی در گوشه های انتهایی استخر منجر به افزایش ۲۰ درصدی در کارایی استخر میشود.

۲-۵ پیشنهادات

- در پژوهش پیش رو، استخر به صورت مستطیلی در نظر گرفته شده است. در این استخرها سرعت جریان در گوشه ها اغلب کم است. بررسی استخرهای دایره ای می تواند به عنوان یک پیشنهاد برای کارهای آینده مد نظر قرار گیرد.

- همچنین دیگر مدل های آشفتگی و CFD و مقایسه ی نتایج آنها با یکدیگر و در نهایت بهینه سازی مدل می تواند از جمله موارد مورد تحقیق در آینده محسوب گردد.

- در پژوهش حاضر، جریان از ورودی وارد استخر شده و به طور همزمان از قسمت خروجی خارج می گردد. با این شرایط، فرصت ذرات برای ته نشین شدن به طور چشمگیری کاهش می یابد. به عنوان

پیشنهاد برای کارهای آینده می‌توان، بهره‌برداری چند استخر با جریان ناپیوسته را مورد مدل‌سازی قرار داد. شبیه‌سازی این استخر و مقایسه‌ی آن با نتایج به دست آمده در پژوهش پیش‌رو، می‌تواند به عنوان یک پیشنهاد برای کارهای آینده، مورد بررسی قرار گیرد.

- در پژوهش حاضر، تنها یک استخر در نظر گرفته شده است. پیشنهاد می‌گردد که دو، سه یا چندین استخر به صورت سری، مورد بررسی قرار گیرند. به این صورت که خروجی هر استخر، ورودی استخر بعدی باشد و در نهایت عملکرد مجموعه‌ی استخرها با عملکرد تک استخر بررسی شده در پژوهش حاضر، مقایسه گردد.

منابع و مراجع

- [1] Karia, G.L. and R.A. Christian. (2006). "wastewater treatment concepts and design approach". New Delhi: Prentice-Hall of India.
- [2] Metcalf and Eddy. (2002). "Wastewater Engineering, Treatment and Reuse", .Fourth Edition, McGraw-Hill, New York.
- [3] Mackenzie L. Davis. (2010). "Water and wastewater engineering design principles and practice". McGraw-Hill, United States.
- [4] Syed R. Qasim. (1985). "Wastewater treatment plants planning, design, and operation" . Technomic Pub. Co, New York.
- [5] Hazen, A. (1904). "On sedimentation" *J. of Transactions, ASCE*, 53(980), 45-71.
- [6] Fischerstrom, C.N.H. (1955). "Sedimentation in rectangular basins" *Proc. Am. Soc. Civ. Engrns*, 81(May), Separate No. 687, 1-29.
- [7] Clements, M. S. (1966). Velocity variations in rectangular sedimentation tanks. (include appendices). *Proceedings of the Institution of Civil Engineers*, 34(2), 171-200.
- [8] Imam, E., & McCorquodale, J. A. (1983). Simulation of flow in rectangular clarifiers. *Journal of Environmental Engineering*, 109(3), 713-730.
- [9] Keinath, T. M. (1985). Operational dynamics and control of secondary clarifiers. *Journal (Water Pollution Control Federation)*, 770-776.
- [10] Stamou, A. I., Adams, E. W., & Rodi, W. (1989). Numerical modeling of flow and settling in primary rectangular clarifiers. *Journal of hydraulic research*, 27(5), 665-682.
- [11] Marais, P.M., Ekama, G.A., & Haas, D.W. (2001). Assessing the applicability of the 1D flux theory to full-scale secondary settling tank design with a 2D hydrodynamic model. *Water research*, 38(3), 495-506.
- [12] Liu, B., Ma, J., Luo, L., Bai, Y., Wang, S., & Zhang, J. (2009). Two-dimensional LDV measurement, modeling, and optimal design of rectangular primary settling tanks. *Journal of Environmental Engineering*, 136(5), 501-507.
- [13] Liu, B.C., Ma, J., Huang, S.H., Chen, D.H., & Chen, W.X. (2008). Two-dimensional numerical simulation of primary settling tanks by hybrid finite analytic method. *J. Environ. Eng.*, 134(4), 273-282.
- [14] Rostami, F., Shahrokhi, M., Said, M. A. M., & Abdullah, R. (2011). Numerical modeling on inlet aperture effects on flow pattern in primary settling tanks. *Applied Mathematical Modelling*, 35(6), 3012-3020.
- [15] موسویان، ا.، و خانجانی، م. (۱۳۹۱). بررسی سرعت ورودی و تاثیر آن بر استخراج ته نشینی دایروی، همایش ملی عمران و توسعه پایدار، مشهد، ایران.

- [16] Shahrokhi, M., Rostami, F., & Said, M. A. M. (2013). Numerical modeling of baffle location effects on the flow pattern of primary sedimentation tanks. *Applied Mathematical Modelling*, 37(6), 4486-4496.
- [۱۷] سعیدی، ا.، صالحی، س.ع.ا.، بهنام طلب، ا. (۱۳۹۵). بررسی عددی تاثیر تیغه برسوب گذاری و الگوی جریان دراستخر ته نشینی آب، پانزدهمین کنفرانس ملی هیدرولیک ایران، قزوین، انجمن هیدرولیک ایران، دانشگاه بین المللی امام خمینی (ره).
- [18] Klassen, I., Hillebrand, G., Olsen, N.R.B., Vollmer, S., Lehmann, B. and Nestmann, F., (2013), "Flocculation processes and sedimentation of fine sediments in the open annular flume-experiment and numerical modeling", *Earth Surf. Dynam. Discuss.*, 1, 437-481.
- [19] Kranenburg, C., (1999), "Effects of floc strength on viscosity and deposition of cohesive sediment suspensions, *Cont. Shelf Res.*, 19, 1665-1680.
- [20] Xu, F., Wang, D.P. and Reimer, N., (2008), "Modeling flocculation processes of fine-grained particles using a size-resolved method: Comparison with published laboratory experiments, *Cont. Shelf Res.*, 28, 2668-2677.
- [21] Khelifa, A. and Hill, P.S., (2006), "Models for effective density and settling velocity of flocs", *J. Hydraul. Res.*, 44, 390-401.
- [22] Maggi, F., (2007), "Variable fractal dimension: A major control for floc structure and flocculation kinematics of suspended cohesive sediment, *J. Geophys. Res.*, 112.
- [23] Son, M. and Hsu, T.J., (2008), "Flocculation model of cohesive sediment using variable fractal dimension", *Environ. Fluid Mech.*, 8, 55-71.
- [24] Winterwerp, J.C. and Van Kesteren, W.G.M., (2004), "Introduction to physics of cohesive sediment in the marine environment, *In: Developments in sedimentology*, 56, Elsevier, New York.
- [25] Baldock, T.E., Tomkins, M.R., Nielsen, P. and Hughes, M.G., (2004), "Settling velocity of sediments at high concentrations", *Coastal engineering* 51, 91-100.
- [26] Bear, J., (1972), "Dynamics of fluids in porous media", *Elsevier*, New York, 764.
- [27] Ward, J.C., (1964), "Turbulent flow in porous media", *Proc. ASCE*, HY5, 90. ASCE, New York, 1-12.
- [28] Van Rijn, L.C., (1984), "Sediment transport part 2. Suspended load transport. *J. Hydraul. Eng.*, ASCE 111, 1613-1641.

Abstract

Wastewater treatment plants are essential infrastructures for any community and are crucial for development in various economic, environmental and social aspects. Primary sedimentation tanks are one of the simplest, economic, oldest and fundamental physical treatment units in a sewage treatment plant. At present, the design of these physical treatment units is based on conventional scientific known parameters such as surface overflow rate, average hydraulic retention time and weir loading rate. Computational fluid dynamics (CFD) models can be used as a powerful tool for design and operation of these treatment units and simulate the mechanism of settling suspended particulate matters in the tank for any design and operation scenario. In this research, using CFD tools in well-known and widely used FLOW 3D software, the modeling of these tanks with different design scenarios has been investigated and the mechanism and efficiency of the settling tank have been evaluated.

The results showed that by changing the horizontal flow velocity in the rectangular sedimentation tank from 0.1 m/s to 0.3 m/s, in addition to increasing the surface overflow rate from 57.6 m/day to 172.8 m/day, its hydraulic retention time is reduced from 2250 seconds to 750 seconds and the efficiency of the tank in removing suspended particles reduces from 30% to 4%. Changing the inlet and outlet layout in opposite arrangement in the tank, with a surface overflow rate of 57.6 m/day and a detention time of 2250 seconds, increases the removal efficiency of the particulate matter to 40%. Increasing the length of the tank has a significant effect on its removal efficiency, so that for the tank length of 20, 15 and 40 m, surface overflow rate is 21.6, 43.2 and 57.6 m/day respectively and residence time is 2250, 3000 and 6000 seconds, and ultimately, the efficiency of the tank increases to 40, 55 and 65 percent. Also, by increasing the depth of the tank from 1.5 m to 3 m, the surface overflow rate was 57.6 constant, the retention time increased from 2250 seconds to 4500 seconds and the tank removal efficiency increased from 40% to 50%.

Increasing the number of outlets results in a significant increase in the efficiency of suspended particulate removal, so that the tank efficiency is increased to 60% when the tank has one inlet and two outlets at the same surface overflow rate and retention time.

Keywords: wastewater treatment, primary settling tanks, CFD, Flow 3D model.



Faculty of Civil Engineering

M.Sc. Thesis in Civil and Environmental Engineering

**Numerical modeling and optimal design of influents in
primary settling tanks in wastewater treatment plants**

By: Ehsan Jalilzadeh Marzooni

Supervisor:
Dr. Ramazan Vagheei

January 2020