

TITTEL:

Design av elektroflokkuleringsreaktor

KANDIDATNUMMER(E):

10003, 10039

DATO: 19.05.2020	EMNEKODE: IB303312	EMNE: Bacheloroppgave	DOKUMENT TILGANG:
STUDIUM: Vann & miljøteknikk	ANT SIDER/VEDLEGG: 80 / 5	BIBL. NR:	

VEILEDER(E) :

Razak Seidu og Carlos Mauricio Salas Bringas

SAMMENDRAG:

Denne rapporten tar for seg prinsippene bak den elektrokjemiske prosessen, elektroflokkulering. Bakgrunnen for oppgaven var å studere renseeffekten og mulighetene for elektroflokkulering drevet av solkraft, som et rensetrinn i vannbehandling. Elektroflokkulering er en omfattende prosess og er lite utøvd for drikkevannsbehandling.

Vi hadde som mål å få bygd en elektroflokkuleringsreaktor, for å se nærmere på renseeffekten man kunne oppnå ved denne metoden, i stedet for tradisjonelle behandlingsmetoder. Grunnet pandemien som rammet verden tidlig i 2020, ble det ikke mulig for gruppen å utføre tester og måtte derfor fokusere på optimalisering av elektroflokkuleringsreaktoren. Vi satte avgrensninger til oppgaven, hvor vi modellerte reaktoren slik at den skulle få plass i en 40"-container, som vil gjøre den transportabel.

Rapporten gir derfor en gjennomgang av teorien bak elektroflokkulering. Den tar også for seg hvordan modelleringen av reaktoren ble gjort, samtidig som en får se hvordan simuleringen er gjennomført. Det er gjort simuleringer i SolidWorks der man ser

nærmere på væskedynamikken og hvilken strømning som finner sted i reaktoren. Fra det første utkastet på reaktor til det endelige er det store forskjeller, noe som indikerer på hvor stor påvirkning små justeringer gir.

Elektroflokkulering er et lovende rensetrinn med mye potensiale, som vi har sett komme fram i flere studier gjort på emnet. De studiene som er foretatt på elektroflokkulering, er gjennomført over en liten tidsperiode og har gjerne fokuset rettet mot et enkelt område, for eksempel fjerning av leire, turbiditet eller tungmetaller og derfor mangler helheten i studiene, en systematisk fremgangsmåte og rød tråd.

Denne oppgaven er en eksamensbesvarelse utført av studenter ved NTNU i Ålesund.

Obligatorisk egenerklæring/gruppeerklæring

<i>Du/dere fyller ut erklæringen ved å klikke i ruten til høyre for den enkelte del 1-6:</i>		
1.	Jeg/vi erklærer herved at min/vår besvarelse er mitt/vårt eget arbeid, og at jeg/vi ikke har brukt andre kilder eller har mottatt annen hjelp enn det som er nevnt i besvarelsen.	<input checked="" type="checkbox"/>
2.	Jeg/vi erklærer videre at denne besvarelsen: <ul style="list-style-type: none">• ikke har vært brukt til annen eksamen ved annen avdeling/universitet/høgskole innenlands eller utenlands.• ikke refererer til andres arbeid uten at det er oppgitt.• ikke refererer til eget tidligere arbeid uten at det er oppgitt.• har alle referansene oppgitt i litteraturlisten.• ikke er en kopi, duplikat eller avskrift av andres arbeid eller besvarelse.	<input checked="" type="checkbox"/>
3.	Jeg/vi er kjent med at brudd på ovennevnte er å <u>betrakte som fusk</u> og kan medføre annullering av eksamen og utestengelse fra universiteter og høgskoler i Norge, jf. Universitets- og høgskoleloven §§4-7 og 4-8 og Forskrift om eksamen §§14 og 15.	<input checked="" type="checkbox"/>
4.	Jeg/vi er kjent med at alle innleverte oppgaver kan bli plagiatkontrollert i Ephorus, se Retningslinjer for elektronisk innlevering og publisering av studiepoenggivende studentoppgaver	<input checked="" type="checkbox"/>
5.	Jeg/vi er kjent med at høgskolen vil behandle alle saker hvor det forligger mistanke om fusk etter høgskolens studieforskrift §31	<input checked="" type="checkbox"/>
6.	Jeg/vi har satt oss inn i regler og retningslinjer i bruk av kilder og referanser på biblioteket sine nettsider	<input checked="" type="checkbox"/>

Publiseringsavtale

Studiepoeng: 20

Veileder: Razak Seidu, Carlos Mauricio Salas Bringas

Fullmakt til elektronisk publisering av oppgaven

Forfatter(ne) har opphavsrett til oppgaven. Det betyr blant annet enerett til å gjøre verket tilgjengelig for allmennheten ([Åndsverkloven §2](#)).

Alle oppgaver som fyller kriteriene vil bli registrert og publisert i Brage HiM med forfatter(ne)s godkjenning.

Oppgaver som er unntatt offentlighet eller båndlagt vil ikke bli publisert.

Jeg/vi gir herved NTNU i Ålesund en vederlagsfri rett til å gjøre oppgaven tilgjengelig for elektronisk publisering:

ja nei

Er oppgaven båndlagt (konfidensiell)?

ja nei

(Båndleggingsavtale må fylles ut)

- Hvis ja:

Kan oppgaven publiseres når båndleggingsperioden er over?

ja nei

Er oppgaven unntatt offentlighet?

ja nei

(inneholder taushetsbelagt informasjon. [Jfr. Offl. §13/Fvl. §13](#))

Dato: 19.05.2020

FORORD

Denne bacheloroppgaven er skrevet for NTNU Ålesund og gitt av Professor Razak Seidu. Vi ønsker å takke våre veiledere Razak Seidu og Carlos Mauricio Salas Bringas, som har vist engasjement og delt sin kunnskap med oss, samt hjulpet oss å holde stø kurs gjennom oppgaven. Vi vil også rette en takk til Hans Christian Giske, som har veiledet oss ved 3D-printing av reaktoren. Å skrive bacheloroppgaven har både vært spennende og utfordrende for oss, fordi vi fikk en såpass omfattende og unik oppgave, som vi håper senere studenter kan bygge videre på.

Mulighetene for videreutvikling av prosjektet som har trådd frem gjennom arbeidet med oppgaven, har motivert oss underveis og vist oss hvor innovativt man kan tenke innenfor vårt fagfelt, når vi samkjører god og gammel teori med nyere teknologier og simuleringsprogrammer.

Dette har vært en interessant oppgave som gruppen har hatt stor glede av å jobbe med, og vi tar med oss mye kunnskap og god lærdom, videre.

INNHold

Innhold

SAMMENDRAG	8
1.1 SUMMARY	9
TERMINOLOGI	10
BEGREPER.....	10
FORKORTELSER	11
PE – PERSON EKVIVALENTER EF – ELEKTROFLOKKULERING MV – MILLIVOLT ATM – ATMOSFÆRISK TRYKK PPM – ANDELER PER MILION	11
2 INNLEDNING	12
3 TEORETISK GRUNNLAG	13
3.1 BEHANDLINGSMETODER VED BEHANDLING AV DRIKKEVANN.....	13
3.2 KOAGULERING.....	13
3.2.1 Kolloide partikler.....	14
3.2.2 Elektrisk dobbeltlag	14
3.2.3 Zeta-potensialet.....	15
3.2.4 DLVO-teori (Derjaguin-Landua- Verwey-Overbeek theory)	15
3.2.5 Destabiliseringsmekanismer	16
3.2.6 Komprimering av det elektriske dobbeltlag	16
3.2.7 Ladningsnøytralisering	16
3.2.8 Omsvøping	17
3.3 FLOKKULERING	17
3.3.1 Mekanisk flokkulering	18
3.3.2 Pneumatisk flokkulering.....	18
3.3.3 Kjemisk flokkulering	18
3.4 SEDIMENTERING	18
3.5 FLOTASJON	20
3.6 ELEKTROFLOKKULERING	20
3.6.1 Mekanismer i elektroflokkulering	20
3.6.2 Nøkkelparametere i elektroflokkuleringsprosessen	29
3.6.3 Utforming av EF-reaktor	36
3.6.4 Elektrodeoppsett.....	40
3.6.5 Strømtetthet.....	43
4 MATERIALER OG METODE	43
4.1 AVGRENSNINGER FOR PROSJEKTET	43
4.2 DESIGN OG SPESIFIKASJONER AV ELEKTROFLOKKULERINGSREAKTOR	44
SIMULERING AV REAKTOREN	45
4.3	45
.....	RESULTATER
.....	46
5	46
5.1 LANG 3-KANALS HORIZONTALPLATEREAKTOR	47
5.1.1 Utforming og mål.....	47

5.1.2	<i>Mesh</i>	48
5.1.3	<i>Trykk</i>	49
5.1.4	<i>Hastighet</i>	50
	LANG HORIZONTALPLATEREAKTOR	50
5.2	50
5.2.1	<i>Utforming og mål</i>	50
5.2.2	<i>Mesh – et inntak</i>	53
5.2.3	<i>Trykk – et inntak</i>	53
5.2.4	<i>Hastighet – et inntak</i>	54
5.2.5	<i>Mesh – tre inntak</i>	55
5.2.6	<i>Trykk – tre inntak</i>	56
5.2.7	<i>Hastighet – tre inntak</i>	56
5.3	REDESIGN OG OPTIMALISERING	57
5.3.1	<i>Nytt design og ombygging</i>	58
5.3.2	<i>Mesh</i>	59
5.3.3	<i>Trykk</i>	59
5.3.4	<i>Hastighet</i>	60
5.3.5	<i>Surface goal</i>	60
5.4	SAMMENLIGNING AV REAKTORENE	61
5.4.1	<i>Inntak</i>	61
5.4.2	<i>Uttak</i>	62
5.5	SEPERASJON VIA 3-KAMMERSTANK	64
5.5.1	<i>Mesh</i>	65
5.5.2	<i>Trykk</i>	66
5.5.3	<i>Hastighet</i>	66
6	DRØFTING	67
7	KONKLUSJON	71
8	REFERANSER	73
	VEDLEGG	80

SAMMENDRAG

Denne rapporten tar for seg prinsippene bak den elektrokjemiske prosessen, elektroflokkulering. Bakgrunnen for oppgaven var å studere renseeffekten og mulighetene for elektroflokkulering drevet av solkraft, som et rensetrinn i vannbehandling.

Elektroflokkulering er en omfattende prosess og er lite utøvd for drikkevannsbehandling.

Vi hadde som mål å få bygd en elektroflokkuleringsreaktor, for å se nærmere på renseeffekten man kunne oppnå ved denne metoden, i stedet for tradisjonelle behandlingsmetoder. Grunnet pandemien som rammet verden tidlig i 2020, ble det ikke mulig for gruppen å utføre tester og måtte derfor fokusere på optimalisering av elektroflokkuleringsreaktoren. Vi satte avgrensninger til oppgaven, hvor vi modellerte reaktoren slik at den skulle få plass i en 40"-container, som vil gjøre den transportabel.

Rapporten gir derfor en gjennomgang av teorien bak elektroflokkulering. Den tar også for seg hvordan modelleringen av reaktoren ble gjort, samtidig som en får se hvordan simuleringen er gjennomført. Det er gjort simuleringer i SolidWorks der man ser nærmere på væskedynamikken og hvilken strømning som finner sted i reaktoren. Fra det første utkastet på reaktor til det endelige er det store forskjeller, noe som indikerer på hvor stor påvirkning små justeringer gir.

Elektroflokkulering er et lovende rensetrinn med mye potensiale, som vi har sett komme fram i flere studier gjort på emnet. De studiene som er foretatt på elektroflokkulering, er gjennomført over en liten tidsperiode og har gjerne fokuset rettet mot et enkelt område, for eksempel fjerning av leire, turbiditet eller tungmetaller, og derfor mangler helheten i studiene en systematisk fremgangsmåte og rød tråd.

1.1 Summary

This report deals with the principles behind the electrochemical process, electroflocculation. The purpose of the thesis was to study the effect of particle removal and possibilities of electroflocculation driven by solar power, as a method in water treatment. Electroflocculation is an extensive process and is little practiced as a method in treating water.

We aimed to build an electroflocculation reactor, in order to look more closely at the particle removal that could be achieved by this method, instead of traditional treatment methods. Due to the pandemic that hit the world in early 2020, it was no longer possible for the group to perform tests and examine the results therefore had to focus on optimizing the electro-flocculation reactor. We delimited the task, where we modeled the reactor to fit it into a 40" container, which would make it portable.

The report therefore provides a review of the theory behind electroflocculation. It also explain how the modeling of the reactor was done, while at the same time showing how the simulation was carried out. SolidWorks have been used to look further into the fluid dynamics and the flow in the reactors. From the first of the reactor to the final, there are major differences, indicating how large impacts small adjustments gave.

Electroflocculation has a promising ability with a lot of potential, which are shown in several studies done on the subject. The studies have been carried out over a short period of time and tends to focus on a single area, such as removal of clay, reducing turbidity or heavy metals and therefore the subject lacks coherence and a systematic approach.

TERMINOLOGI

Begreper

Elektroflokkulering – Et rensetrinn i et renseanlegg, elektrokjemisk prosess.

Elektrokoagulering – Et rensetrinn i et renseanlegg, synonymt med elektroflokkulering.

Zeta potensiale – Potensialforskjellen mellom dispersjonsmediet og det stasjonere væskelaget festet til den spredte partikkel.

Anode – En elektrode som tar opp ladning fra vakuum, fra en elektrolytt, fra en halvleder eller ionisert gass.

Katode – En elektrode som avgir frie elektroner til vakuum, til en elektrolytt, til en halvleder eller ionisert gass.

Elektroder – samle begrep for anode og katode i Elektroflokkulerings reaktor

Oksidasjon – En kjemisk reaksjon der oksidasjonstallet til et stoff øker.

Aggregater - leire, silt og organiske materiale har ladninger som gjøre at det dannes klumper av mineralmateriale og organisk materiale, såkalte aggregater.

Akkumulert – opphoping eller oppsamling

Agglomerer – sammenballing, føyning av små faste partikler til større.

Alginater – kjemisk forbindelser som er salter av slginsyre.

Ligand – et grunnstoff, ion eller molekyl som er bundet til et sentralatom.

Dispergere – er i kjemiteknikk en blanding av to ikke-blandbare faser.

Fnokker – partikler suspendert i vann går sammen og danner større partikler

Tungmetaller – fellesbetegnelse for metaller med større tetthet enn 5 g/cm^3

Slam – resproduktet ved rensing av avløpsvann og drikke vann, det vil si det faststoffet som lar seg fjerne fra vannet i vannrenseprosesser.

Ledningsevne – ledningsevne eller konduktivitet er et mål for vannets evne til å lede strøm.

Viskositet – viskositet er omtrent det samme som seighet. Væske med lav viskositet flyter lettere enn væske med høy viskositet

Sykloner -virvler som oppstår i vann

Dødsoner – er soner med stillestående vann

Turbiditet – beskrivelse av partikkelkonsentrasjonen i væske

Alkalitet –Vannets kapasitet til å nøytralisere en sterk syre til en bestemt pH-verdi.

Reaktor – beholder hvor kjemiske reaksjoner finner sted

Dissosiasjon - er en generell prosess hvor molekyler, ioner eller radikaler separerer eller splittes opp til mindre molekyler, ioner eller radikaler.

Forkortelser

PE – Person ekvivalenter

EF – Elektroflokkulering

mV – Millivolt

atm – Atmosfærisk trykk

ppm – andeler per milion

2 INNLEDNING

Over 2 milliarder mennesker bor i land med overbelastning av vannressursene. Det er antatt at i 2040, vil en av hvert fjerde barn i verden bo i områder med ekstremt overbruk av vannressursene. Over 700 millioner mennesker verden over kan risikere å måtte forflyttes grunnet vannmangel, innen 2030. Det er derfor et urovekkende stort behov for nye metoder å rense, men også gjenbruke vannet på.

Bakgrunnen for oppgaven var at prosjektgruppen ville ha en utfordrende og meningsfull oppgave, som både var teoretisk og praktisk. Elektroflokkulering er en elektrokjemisk prosess som kan virke enkel i prinsippet, men er svært omfattende etterhvert som man går i dybden av det. Dette er en metode som ble tatt i bruk tidlig på 1900-tallet i London, men ble omsider avvirket fordi det krevde strøm, noe som var dyrt på den tiden. Gjennom tiden har flere studier og forsøk blitt foretatt, basert på hvilke rensemuligheter man har, og er en behandlingsmetode som oftest blir brukt på avløpsvann.

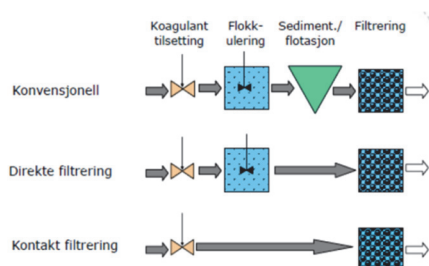
Denne oppgaven er gitt av Professor Razak Seidu ved NTNU Ålesund. Oppgaven tar for seg mulighetene for rensing av drikkevann ved bruk av elektroflokkulering, drevet på solkraft. Elektroflokkulering er en spennende mulighet for å utvikle og utfordre en bransje som er generelt kjent for å være konservativ, med lite utvikling og innovasjon.

I rapporten skal vi se nærmere på teorien bak elektroflokkulering og hvordan det påvirker partikler. Rapporten går i dybden på de ulike egenskapene elektroflokkulering har, nøkkelparametere og hvilke konfigurasjoner på reaktorer som finnes. Videre får man også et innblikk i hvordan små justeringer og forandringer av reaktoren har påvirket væskedynamikken. For prosjektet ble det tidlig bestemt at reaktoren som ble utformet, skulle være transportabel og ha enklest mulig oppbygging.

3 TEORETISK GRUNNLAG

3.1 Behandlingsmetoder ved behandling av drikkevann

For behandling av drikkevann finnes det tre forskjellige behandlingsmetoder som primært blir brukt. Den første metoden er konvensjonell filtrering, hvor man benytter koagulering, flokkulering, sedimentering og filtrering. Den andre metoden er direkte filtrering, der man etter koagulering og flokkulering separerer partikler og fnokker direkte i et filter, uten forutgående grovseparasjon som sedimentering, flotasjon eller tilsvarende metoder. Den siste behandlingsmetoden er kontaktfiltrering, som er lik direktefiltrering, men uten separat flokkulering (Eikebrokk, 2005).



Figur 1: Behandlingsstrinn i renseanlegg

3.2 Koagulering

Koagulering er en prosess der partikler eller makromolekyler i finfordelt tilstand (kolloider) i såkalte kolloidale løsninger slutter seg sammen til større aggregater og faller ut som bunnfall eller danner geléaktig masse ('koagulering', 2019).

Ved koagulering av drikkevann benyttes normalt salter av jern og aluminium som koagulant. Aluminium dominerer, og svært ofte benyttes aluminiumsulfat eller prepolymerisert aluminiumklorid (PAX). Doseringsmengden er avhengig av hvilke type løsning som skal behandles, temperatur og pH. Om løsningen er sur og har lav alkalitet, er det vanlig å tilsette et alkali (kalk, lut eller soda) for å optimalisere pH-verdien. For å oppnå god koagulering må vi ligge i det riktige pH-området. De prepolymeriserte koagulantene forbraker mindre alkalitet, og ettersom man også oppnår god koagulering i et bredere pH-område, kan det være lønnsomt å bruke slike koagulanter selv om de koster mer (Ødegaard, 2014, p. 184).

Man kan også bruke organiske kationiske (positivt ladede) polymerer som koagulant. Det kan være en syntetisk fremstilt polymer eller biopolymer, som for eksempel kitosan. Det er viktig at kjemikalievalg og kjemikaliedose i hvert enkelt tilfelle både gir et optimalt rensesultat og

at restkonsentrasjonen av de tilsatte kjemikaliene blir minst mulig. Vannverkskjemikaliene som benyttes må også være godkjent av helsemyndighetene til bruk for det aktuelle formålet (Ødegaard, 2014, p. 184).

3.2.1 Kolloide partikler

Partiklene som blir betegnet som kolloide partikler er mikroskopiske i størrelse og er typisk i området fra 1 nm til $2\text{ }\mu\text{m}$ og har liten tyngde, noe som resulterer i en liten masse-til-overflateratio. Siden deres overflateareal er stort sammenlignet med massen og størrelsen, blir gravitasjonskreftene til kolloide partikler ubetydelig (ofte neglisjert/oversett) sammenlignet med overflatefenomenene som er overvektet når man studerer kolloidal suspensjon. Kolloide partiklers stabilitet blir ofte forklart med tilstedeværelsen av frastøtende elektriske ladninger på overflaten av partikler, og stabiliteten kan estimeres ved å ta i betraktning interaksjonskreftene mellom partiklene. Når de frastøtende kreftene dominerer, vil partiklene forbli i en spredt tilstand. I motsetning når interaksjonskreftene rå, vil partiklene koagulere og flokkulere, samt suspensjonen bli destabilisert (Ghernaout, Naceur and Ghernaout, 2011).

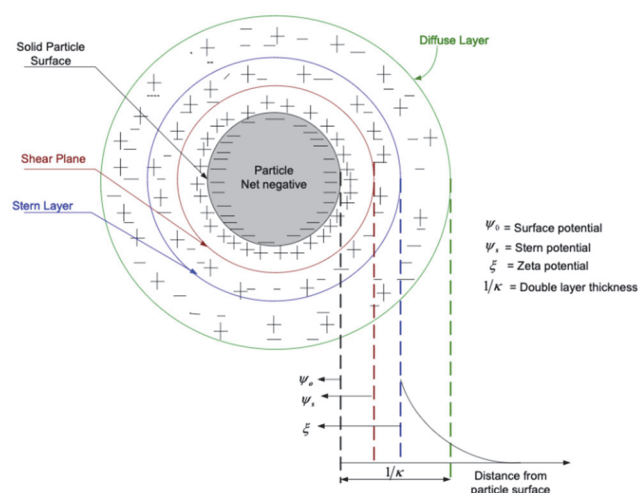
Partikler med samme ladning frastøter hverandre, så ladningene må nøytraliseres før man kan destabilisere dem. For å nøytraliserer ladningen tilsetter man partikler med motsatt ladning,

som trekkes mot overflaten av kolloidene og former det som kalles et elektrisk dobbeltlag. Dette er illustrert av figur 2.

3.2.2 Elektrisk dobbeltlag

Det elektriske dobbeltlag består av et indre lag kalt stern layer, hvor motsatt ladede ioner er tett bundet til overflaten av kolloide partikler, og et ytre lag hvor ioner beveger seg fritt grunnet diffusjon (ion-diffust lag eller glideplan). Grensesnittet til de indre og ytre lagene er kjent som skjærsflaten som definerer den ytre grensen til stern-laget (Vepsäläinen, 2012).

Det maksimale potensialet oppstår på overflaten av kolloidale partikler og er kjent som Nernst-potensialet. Dette avtar over stern laget på grunn av tilstedeværelsen av motsatt ladede



Figur 2: Elektrisk dobbeltlag

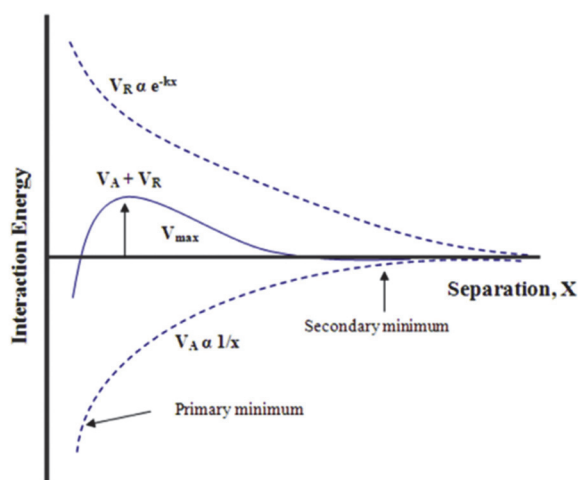
partikler, noe som resulterer i det som blir målt som Zeta-potensialet (Gheraout, Naceur and Gheraout, 2011; Vepsäläinen, 2012).

3.2.3 Zeta-potensialet

Zeta-potensialet er hovedårsaken til kolloidal systemstabilitet, da det representerer den elektriske ladningsforskjellen mellom det første og andre laget, samt gir en indikasjon på omfanget av frastøtning mellom kolloidale partikler som har samme ladning. I all hovedsak blir kolloide partikler med zeta-potensiale som er mer positivt ladet enn +30 mV eller mer negativt ladet enn -30 mV ansett som stabile og må derfor destabileres. (Duman and Tunç, 2009).

3.2.4 DLVO-teori (Derjaguin-Landua- Verwey-Overbeek theory)

DLVO teori er et godt startpunkt for å beskrive stabiliteten for kolloidale partikler (Tadros, 1986, 1990; M. Nasser and James, 2006; M. S. Nasser and James, 2006; Nasser and James, 2007). Ifølge teorien er spredte partikler er under påkjønning av to uavhengige krefter, både tiltrekkende van der Waals-krefter og frastøtende elektrostatiske krefter som oppstår grunnet tilstedeværelsen av det elektriske dobbeltlag ved partikkeloverflaten. Ladninger på partiklene blir balansert med lik og motsatt ladede ioneløsninger. Dette betyr at det vil være et overskudd av positiv ladning akkumulert i grenseflateområdet rundt et negativt ion, og dette vil styre de elektrostatiske virkningene (Tadros, 1986). Dette kalles et elektrisk dobbeltlag og kan ses på figuren 3. Der ser man den elektrostatiske dobbeltlaginteraksjonen (V_i) mellom to partikler og utfallet er en overlapp av to dobbeltlag.



Figur 3: Interaksjonsenergi mot partiklers separasjonskrue

I henhold til DLVO-teori blir den interaktive energien (V_i) til to partikler gitt ved summen av van der Waals tiltrekningsenergi (V_A) og elektrostatisk frastøtelsesenergi (V_R), som funksjon av avstanden (X) mellom to partikler. Den tiltrekkende samhandlingsenergien (V_A) er omvendt proporsjonal med X og øker derfor hurtig når partikler nærmer seg hverandre. Derimot avhenger den frastøtende energien (V_R) eksponentielt av X og endres saktere.

Interaksjonskurven (V_A+V_R) viser tre forskjellige funksjoner: et primært minimum, et sekundært minimum og et maksimum (Williams and Williams, 1978; Chassagne, Mietta and Winterwerp, 2009).

3.2.5 Destabiliseringsmekanismer

Hovedoppgaven til elektroflokkulering er å destabilisere kolloidale suspensjoner ved å redusere de frastøtende kreftene, slik at partikler agglomerer for enklere separasjon. Prosessen har tre forskjellige mekanismer for destabilisering av kolloidal suspensjon, herunder komprimering av det elektriske dobbeltlag, ladningsnøytralisering og omsvøping. (Hakizimana *et al.*, 2017; Moussa *et al.*, 2017).

3.2.6 Komprimering av det elektriske dobbeltlag

Tykkelsen på det elektriske dobbeltlag påvirker hvordan de kolloidale partiklene oppfører seg, enten de er frastøtende eller tiltrekkende og derved stabiliteten. Når tykkelsen komprimeres vil de frastøtende kreftene reduseres, noe som forårsaker at partiklene enklere binder seg sammen og danner større partikler. For å komprimere dobbeltlaget må man som nevnt tidligere tilsette ioner med motsatt ladning i væsken, enten ved bruk av metallsalter eller via oksydering av anoder. Når tykkelsen på det elektriske dobbeltlaget er komprimert, så vil Zeta-potensialet målt ved skjærsflaten også være redusert, og den optimale destabiliseringen skjer om Zeta-potensialet nærmer seg 0 mV (Mollah *et al.*, 2004; Ghernaout, Naceur and Ghernaout, 2011; Vepsäläinen, 2012).

3.2.7 Ladningsnøytralisering

Adsorpsjon av de forskjellige metallioniske typene på overflaten av den ladede kolloidale partikkelen, fører til ladningsnøytralisering og reduksjon av de frastøtende kreftene, og van der Waals interaksjonskrefter blir dominerende. Når metallkoagulantene blir polymert, har de evnen til å lage sammenkoblinger eller lenker mellom kolloidale partikler og særlig om dem har høy molekylvekt og lange kjeder. Etter hvert i dette stadiet kolliderer og binder kolloidale partikler seg til hverandre. Dette fenomenet skjer på grunn av en reaksjon polymerne får og en følge av dette er at de kan adsorbere til kolloidale partikler i variable former, blant annet via ladningssamhandling og hydrogenbindinger. Koblingen som oppstår mellom kolloidale partikler resulterer i destabilisering og dannelse av større partikler (Moussa *et al.*, 2017).

3.2.8 Omsvøping

Omsvøping har lenge blitt sett på som en optimal prosess for fjerning av partikler fra vann. Dette skjer ved hurtig og omfattende hydrolyseoksidasjon av metallioner og selv om prosessen ikke er helt kjent, er det klart at urene partikler binder seg sammen til voksende bunnfall av hydroksid og blir fjernet ved suspensjon. Generelt gir omsvøping betraktelig bedre partikkelfjerning i forhold til destabilisering av partikler ved ladningsnøytralisering grunnet økende konsentrasjon av faste stoffer. Hydroksidbunnfall har en tendens til å ha en relativt åpen struktur og selv ved liten andel av partikler, kan man oppnå stor volumkonsentrasjon. Dette fører til at det er større sannsynlighet for å fange opp partikler, samt muligheten for at bindingene mellom disse sørger for stor opphopning av bunnfall. Det er definert fire forskjellige stadier ved koaguleringsdosering med følgende virkning for negativt ladede partikler (Duan and Gregory, 2003):

Stadie 1 - ved lav koagulant dose er partiklene fortsatt stabile og negativt ladet.

Stadie 2 - ved tilstrekkelig dosering oppnår man destabilisering og koagulasjon.

Stadie 3 - ved høyere doser vil man få ladningsnøytralisering og restabilisering.

Stadie 4 - ved enda høyere dose oppnår man hydroksidbunnfall og omsvøping.

Ved å øke koaguleringsdosen i omsvøpingssonen vil man få større volum av sedimenter, men ved tilsetning av mer enn optimal dose blir det minimal forbedring.

3.3 Flokkulering

Flokkulering forekommer alle steder der det foregår en viss omblending av vannmasser. Flokkulering av partikler til fnokker kommer i stand ved at partiklene bringes i kontakt med hverandre og aggregerer. Hastigheten på denne prosessen er avhengig av hyppigheten på kollisjoner mellom partiklene, som igjen er avhengig av turbulensforholdene og partikkeltettheten. Hvor langt prosessen kan drives, er avhengig av suspensjonens oppholdstid under flokkulering, som vil si reaktoroppholdstiden og blandingseffektiviteten, som igjen er avhengig av reaktorens utforming. Det som er viktig i praksis, er imidlertid ikke kun at partiklene aggregerer godt, men også at de lett lar seg separere med de aktuelle separasjonsmetoder. Ved sedimentering ønsker vi så høy sedimenteringshastighet som mulig, altså så stor og tung fnokk som mulig, bestemt av Stokes lov:

$$D = 6\pi\eta \times r \times v \quad (1)$$

Her er r partikelens radius, v er hastigheten, og η er viskositeten til væsken. Tyngden på fnokken er i en viss grad avhengig av fellingsmiddelet og den er i høy grad avhengig av

fnokkstørrelsen, som igjen er avhengig av G-verdien. Jo lavere G-verdi man opererer med jo større fnokk produserer man. Det finnes flere måter å oppnå flokkulering på, både kjemisk, mekanisk og statisk (Ødegaard, 2014).

3.3.1 Mekanisk flokkulering

Når man bruker mekanisk flokkulering har man enten padleromrørte eller propellomrørte kammer i serie, og det bør aldri brukes mindre enn to flokkuleringskammer i serie.

Omrøringshastigheten bør kunne reguleres enten ved gir, remskiver eller lignende, og hastigheten bør avta mot utløpet dersom slamseparasjon foregår ved sedimentering.

Overføringen fra flokkuleringsbasseng til slamseparasjonsbasseng bør være så åpen som mulig for å forhindre fnokknedbrytning (Ødegaard, 2014).

3.3.2 Pneumatisk flokkulering

Luftspreder kan også bli brukt til å oppnå miksing. På grunn av differansen i tetthet mellom luftboblene og vannet, vil dette gjøre at luftboblene stiger og raskt oppnår absolutt stigningshastighet. Når boblene stiger vil de skyve på det omkringliggende vannet og dermed vil man oppnå samme effekt som ved bruk av mekanisk flokkulering. Denne kraften sammen med stigningshastigheten skaper blandingskraften (Sincero and Sincero, 2003).

3.3.3 Kjemisk flokkulering

Ved tilsetning av flokkulanter kan man også oppnå flokkulering. Normalt er flokkulanter organiske, anioniske (negativt ladede) polymerer. Disse blir som oftest syntetisk fremstilt, men kan også være naturlige organiske biopolymerer, som for eksempel alginater. De grunnleggende flokkuleringsmekanismer er de samme som ved de andre flokkuleringsmetodene, og det trengs også her en viss omrøringsintensitet og en viss oppholdstid. Man kan imidlertid operere med høyere omrøringsintensitet med det resultat at oppholdstiden kan gjøres mindre. Kjemiske flokkulanter benyttes derfor primært ved direktefiltrering hvor fnokkene utsettes for høye skjærkrefter og hvor man er ute etter små, sterke og tette fnokker (Ødegaard, 2014).

3.4 Sedimentering

I vannbehandling kan sedimentering bli brukt til å redusere konsentrasjonen av partikler før man tilsetter koagulant. Når sedimentering blir brukt etter flokkulering er formålet å redusere

konsentrasjonen av faste stoffer slik at filtrering vil fungere mer effektivt (*Sedimentation Processes* | IWA Publishing, 2020).

Den primære sedimenteringstanken eller bassenget som blir brukt ved behandling av avløpsvann eller råvann, er to av enhetene i den fysiske vannbehandlingen som benytter seg av konseptet flokkulant sedimentering. Disse enhetene er enten rektangulær eller sirkulær utformet. Hovedforskjellen er mengden skum som blir produsert. Råvannsbehandling genererer lite skum i forhold til behandling av avløpsvann. En annen forskjell er oppholdstiden som er nødvendig for å fjerne partikler. Det er kjent at lengre oppholdstid gir bedre resultat (Sincero and Sincero, 2003).

Prinsippet av sedimentering er basert på synkehastigheten av partikler i løsningen. Synkehastigheten er hastigheten på partiklene som synker på grunn av gravitasjon gjennom løsningen, og for separerte partikler er dette avhengig av partikkelstørrelse og tetthet (Sincero and Sincero, 2003).

Synkehastighet ved laminær strømning
$$v_s = \frac{g(\rho_p - \rho_w)d^2}{18\mu} \quad (2)$$

Synkehastigheten regnes ut ved bruk av ligning (2). Videre kan man sjekke synkehastigheten opp mot Reynolds nummer og vis man har $Re < 2$ er det laminær strømning og vi kan beholde V_s . Ved $Re > 2$ må man regne ut V_s på nytt, men da med ligning (3) for overgangsstrømning.

Synkehastighet ved overgangsstrømning
$$v_s = \left[\frac{g(\rho_p - \rho_w)d^{1,6}}{13,9 \times \rho_w^{0,4} \mu^{0,6}} \right]^{1,4} \quad (3)$$

Reynolds nummer brukes for å finne ut om det er laminær, overgangs eller turbulent strømning.

$$R_e = \frac{\rho_w v_s d_p}{\mu} \quad (4)$$

For Re gjelder: $Re < 2$ (Laminær), $2 \leq Re \leq 500$ (overgang), $500 < Re \leq 200000$ (turbulent)

Partikler som kommer inn og ligger på toppen av sedimenteringsbassenget ved inntaket, og som deretter synker til bunns i bassenget ved utløpet, utgjør den teoretiske oppholdstiden, samtidig som den representerer overflatebelastningen. (Tucker and Hargreaves, 2009).

Overflatebelastningen kan beregnes ved bruk av ligning 5.

$$v_c = \frac{h_0}{\tau} = \frac{h_0 Q}{h_0 A} = \frac{Q}{A} = OR, \text{ forholdet } Q/A \text{ er overflatebelastning} \quad (5)$$

3.5 Flotasjon

Flotasjon kan bli brukt istedenfor vanlig sedimenteringsbasseng. Her vil faste stoffer feste seg til små luftbobler og stige til overflaten. Når boblene når overflaten sprekker de og slammet blir liggende igjen i en fortykket tilstand (Sincero and Sincero, 2003). Slammet som blir samlet og legger seg som et teppe på overflaten er man avhengig av å få fjernet ved å skrape det av. Flotasjon er en god separasjonsmetode som stadig oftere blir benyttet i stedet for sedimentering for grovseparasjon i koaguleringsanlegg (Ødegaard, 2014, p. 192).

3.6 Elektroflokkulering

Elektroflokkulering er en elektrokjemisk prosess som består av koagulering, flotasjon og elektrokjemi. En typisk elektroflokkuleringreaktor består av en elektrolytisk tank eller beholder med tilhørende anoder og katoder, som er nedsenket i løsningen som skal behandles og tilkoblet en ekstern strømkilde. Det er elektroder av aluminium eller jern som er vanligst å bruke, da begge er lett tilgjengelig, ikke giftig ved normale doser, samt prisgunstig og driftssikker. Selv om elektroflokkulering er ansett å være relativt lik tradisjonelle metoder som kjemisk koagulering og kjemisk flokkulering, når man tar destabiliseringsmekanismer i betraktning, skiller prosessen seg fremdeles fra de tradisjonelle metodene, når man fokuserer på andre aspekter som sidereaksjonene som oppstår samtidig ved begge elektroder.

3.6.1 Mekanismer i elektroflokkulering

Anoden fungerer som koagulant og blir produsert in situ i en elektroflokkuleringreaktor, hvor den går i oppløsning og gir fra seg metallkationer i løsningen når strøm blir tilført.

Reaksjonene som oppstår, kan summeres slik:

- Hos anoden blir metall oksidert til kationer.

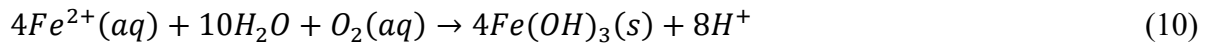
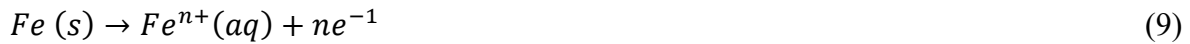


I denne ligningen er Z antall elektroner som overføres i den anodiske oppløsningsprosessen per mol metall. Reaksjonen som skjer ved anoden for både aluminium og jern er uttrykt under.

For aluminium:



For jern:



Skulle det være høyt anodepotensiale, så kan sekundære reaksjoner oppstå. Dette viser ligning 12 og 13. Vann kan bli oksydert og føre til hydroniumkationer og oksyngengass. Om det er tilstedeværelse av kloridioner, kan Cl⁻ bli oksidert til Cl₂. Sistnevnte er en sterk oksidant og kan bidra til oksidasjon av oppløste organiske forbindelser eller føre til dannelse av ClOH som er et annet oksidasjonsmiddel (Chen, Chen and Yue, 2000).



- Hos katoden blir vann redusert til hydrogen gass og hydroksylanioner.

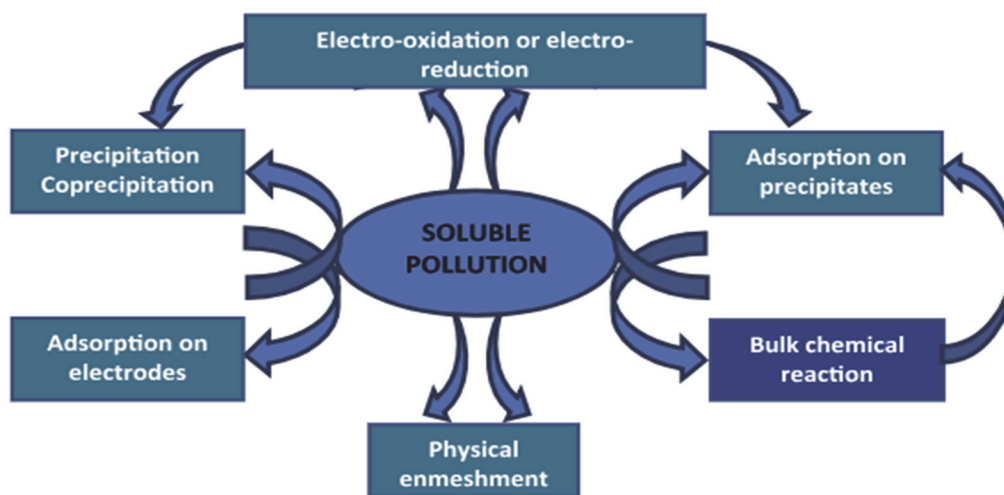


Mengden av metall som blir oppløst av anodisk oksidasjon kan beregnes med Faraday's lov, som vist i ligning 16. Massen av metal (m) er derfor en funksjon av elektrolysetiden (t) og strømmen (I):

$$m = \phi \frac{ItM_w}{zF} \quad (16)$$

I er strømmen (A), t er operasjonstid (s), M_w er molmassen (g/mol), F er Faraday's konstanten (96,485 C/mol), z er antall elektron involvert i reaksjonen og m er massen av anoden som blir oppløst i gram. Faraday's lov setter faradisk avkastning (Faradic yield), $\phi = 1$ når elektronene i et system kun deltar i metaloppløsningsreaksjonen hos anoden. Om parallelle

reaksjoner oppstår hos både anoden og katoden, brukes det en korrigeringsfaktor for strømeffektivitet eller faradisk avkastning, for å kompensere for gapet mellom den teoretiske og den faktiske oppløsningen av anoden (Hu, Lo and Kuan, 2007; Den and Wang, 2008). Denne verdien er som oftest mindre enn 1 (Bagga, Chellam and Clifford, 2008), men kan bli høyere om den kjemiske og elektrokjemiske oksidasjonen oppstår samtidig. Dette skjer hyppigere ved bruk av aluminium (Gu *et al.*, 2009; Mansouri, Ibrik, *et al.*, 2011). Metallkationer som frigis i bulk gjennomgår flere likevekstreaksjoner som tilsvarer syre og base, kompleksdannelse, utfelling, og redoksreaksjoner i vann. Rollen til disse fjerningsmekanismene avhenger av hvilke forurensende arter som befinner seg i løsningen. Dette er illustrert i figuren 4.

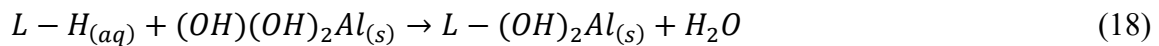
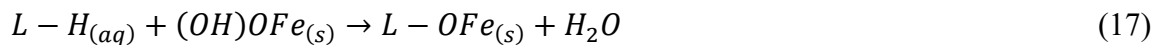


Figur 4: Rollen til de forskjellige fjerningsmekanismene

Imidlertid er det vanligste fenomenet dannelse av metallhydroksider som har lav oppløselighet og høy utfelling for metallkationer som frigis av anoden. Som et resultat kan vannløselige forurensinger også adsorbere fysisk eller kjemisk på utfellingene. Alternative mekanismer for å redusere forurensinger er:

- Den fysiske innblanding av oppløste stoffer under hydroksidutfelling, adsorpsjon og kompleksdannelse. For eksempel blir fosfater fjernet fra avløp ved kompleksdannelse, utfelling med metalliske hydroksider eller ved adsorpsjon. Derimot kan fjerning av den oppløste organiske forbindelsen fra avløpsvann tilskrives samutfelling, kompleksdannelse, eller til elektrostatisk tiltrekning av overflaten til metalliske hydroksider. For kompleksdannelsen kan forurensningen fungere som en ligand (L)

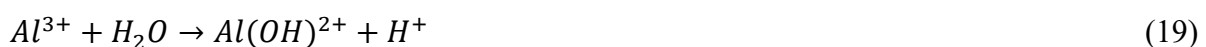
for å binde vannholdig jerndel eller aluminiumhydroksider. Dette vises i ligning 17 og 18:



- Elektrooksidasjon på anoden eller elektroreduksjon på katoden av elektroaktive ioner eller molekyler, slik som reduksjon av kationiske Cr(VI) til Cr(III) kationer fulgt av Cr(III) hydroksidutfelling (Zongo *et al.*, 2009), reduksjonen av anioniske nitrater til nitritt, ammoniakk og nitrogengass (Emamjomeh and Sivakumar, 2009) og oksidasjonen i stedet for reduksjon når trivalent arsen As(III) oksideres til pentavalent arsen As (V) (Kumar *et al.*, 2004). Noen forfattere har rapportert at tungmetaller kan også gjennomgå elektroreduksjon ved katodeoverflaten under EF-prosessen (Aji, Yavuz and Koparal, 2012).
- Direkte adsorpsjon av forurensninger på elektrodene, spesielt for fluoridanioner på grunn av elektrokondensasjonen der fluoridanionene blir tiltrukket av anoden av de elektriske kreftene (Hu, Lo and Kuan, 2003; Zhu, Zhao and Ni, 2007)

3.6.1.1 Spesifisiteten til aluminium som elektrode

For aluminium følger bare halve oksydasjonsreaksjonen mellom Al^{3+} og Al ligning 6, ettersom $Z=3$. I tillegg til reaksjonene beskrevet i avsnitt 2.4.1 dannes andre monomere arter fra spontan hydrolysering av Al^{3+} kationer i henhold til syre- og basereaksjonene (ligning 19-22), samt Al^{3+} -konsentrasjonen (Ghada Mouedhen *et al.*, 2008; T. Harif and Adin, 2011).



Aluminiumspesifisering og partisjon kan trekkes ut fra E-pH Pourbaix diagrammer når reaksjonene er under termodynamisk kontroll. Dette kan trekkes ut fra likevekts konstantene for syre og basereaksjoner, samt standard reduksjonspotensialer fra tabell 1.

Tabell 1: Likevektskonstanter for syre/basereaksjoner og reduksjonspotensiale for aluminium

Reaction	pK
$Al_{(aq)}^{3+} + H_2O = Al(OH)_{(aq)}^{2+} + H_{(aq)}^+$	4.997
$Al_{(aq)}^{3+} + 2H_2O = Al(OH)_{(aq)}^{+} + 2H_{(aq)}^+$	10.094
$Al_{(aq)}^{3+} + 3H_2O = Al(OH)_{(aq)} + 3H_{(aq)}^+$	16.791
$Al_{(aq)}^{3+} + 3H_2O = Al(OH)_{(s)} + 3H_{(aq)}^+$ (amorphous)	8.578
$Al_{(aq)}^{3+} + 2H_2O = AlO(OH)_{(s)} + 3H_{(aq)}^+$ (boehmite)	10.800
$Al_{(aq)}^{3+} + 4H_2O = Al(OH)_{(aq)}^{-} + 4H_{(aq)}^+$	22.688
Reaction	E° (V)
$Al_{(aq)}^{3+} + 3e^{-} = Al_{(s)}$	-0.41
$Fe_{(aq)}^{3+} + 3e^{-} = Fe_{(s)}$	-0.04
$Fe_{(aq)}^{2+} + 2e^{-} = Fe_{(aq)}^{+}$	+0.77
$FeO_{4(aq)}^{2-} + 3e^{-} + 8H^{+} = Fe_{(aq)}^{3+} + 4H_2O$	+2.20

I praksis så vil oppløselige Al^{3+} kationer dominere når pH er lavere enn 4, løselige aluminatanioner dominerer når pH er høyere enn 10, mens uoppløselige $Al(OH)_3$ dominerer ellers. Dannelsen av polymere arter slik som

$Al(OH)_{15}^{3+}$, $Al_7(OH)_{17}^{4+}$, $Al_8(OH)_{20}^{4+}$ og $Al_{13}O_4(OH)_{24}^{7+}$ har også blitt rapportert. Lewis-surheten i aluminium motbalanserer dannelsen av OH-anioner ved katoden, noe som induserer en buffereffekt og fører til en endelig pH mellom 7 og 8. Dette avviker sterkt fra konvensjonell kjemisk koagulasjon ved bruk av Al-salter (Harif, Khai and Adin, 2012). Som et resultat induserer monomere og polymere arter dannelsen av den amorfe $Al(OH)_3$ omsvøping som har store overflateareal, noe som er fordelaktig for hurtig adsorpsjon av oppløselige organiske forbindelser og fangst av kolloidale partikler (Can, Bayramoğlu and Kobya, 2003; Bayramoglu, 2004; Kobya *et al.*, 2006).



Sekundære reaksjoner kan oppstå på elektrodene grunnet et rent kjemisk angrep av aluminium under syre eller alkaliske forhold slik som (G. Mouedhen *et al.*, 2008; Akyol, 2012):



Konsekvensen av dette er at mengden av oppløst Al som blir frigjort under elektroflokkulering overstiger den forventede konsentrasjonen beregnet med faraday's lov. Dette tilsier at faradisk avkastning er høyere enn 100% og kan gå helt opp til 200% (G. Mouedhen *et al.*, 2008).

Et sentralt problem i elektroflokkuleringsprosessen er passivering av katoden. Passivering av katoden fører til økning av cellespenning og energiforbruk. Passivering kan forebygges

ved å optimalisere reverseringsfrekvensen (Hansen *et al.*, 2007), eller ved å tilsette NaCl for å fremme korrosjon i bunnen, med en kjemisk reaksjon mellom Cl⁻ adsorbent på aluminiumsoksidfilmen med Al³⁺-arter i oksydgitteret. Graden av kjemisk korrosjon av løselige aluminiumanoder avhenger hovedsakelig av to mekanismer (Mansouri, Ibrik, *et al.*, 2011).

- 1) Dannelse og oppbygning av passivt aluminiumoksydsjikt.
- 2) Den påfølgende delvise ødeleggelsen av dette laget gjennom gropkorrosjon.

Gropkorrosjon som oppstår avhenger sterkt av den innledende pH, hvilken type og konsentrasjonen av den bærende elektrolytten, samt strømtettheten. Den positive effekten av anioner på passivt aluminiumoksydsjikt i fallende rekkefølge (Comninellis and Chen, 2010) er: Cl⁻, Br⁻, I⁻, F⁻, ClO₄⁻, OH⁻, SO₄⁻, OH⁻, SO₄²⁻. Gropekorrosjonen kan i stor grad påvirke den totale oppløsningen av offeranoden. Gropepotensialet E_{pit} (V) avtar med logaritmen for kloridkonsentrasjon (ppm), som vist i ligning 26.

$$E_{pit} = 1,75 - 0,72 \times \ln[Cl^-] \quad (26)$$

Mekanismen for kjemisk oppløsning induisert ved gropkorrosjon i nærvær av kloridioner kan uttrykkes slik (Mameri *et al.*, 1998):



3.6.1.2 Spesifisiteten til jern som elektrode

De elektrokjemiske reaksjonene som finner sted på elektroder av jern eller i en løsning under elektroflokkulering med jern, er mer omfattende enn de som oppstår ved bruk av aluminium, da anodeoksidasjonen kan føre til jernholdige kationer:



Jernholdige ioner hydrolyserer i vann og danner forskjellige monomere og polymere arter, og proporsjonen av disse avhenger av konsentrasjonen av jern og hvilken pH-verdi det er i

løsningen. Denne kompleksiteten vises i tabell 2, som oppsummerer syre, base, likevekts konstanter og reduksjonspotensiale for monomere jernarter.

Tabell 2: Likevektskonstanter for syre/basereaksjoner og reduksjonspotensiale for jernarter

Reaction	pK
$Fe_{(aq)}^{2+} + H_2O = Fe(OH)_{(aq)}^+ + H_{(aq)}^+$	9.397
$Fe_{(aq)}^{2+} + 2H_2O = Fe(OH)_2_{(aq)} + 2H_{(aq)}^+$	20.494
$Fe_{(aq)}^{2+} + 2H_2O = Fe(OH)_2_{(s)} + 2H_{(aq)}^+$	13.564
$Fe_{(aq)}^{2+} + 2H_2O = Fe(OH)_3_{(aq)}^- + 2H_{(aq)}^+$	28.991
$Fe_{(aq)}^{3+} + H_2O = Fe(OH)_{(aq)}^{2+} + H_{(aq)}^+$	2.187
$Fe_{(aq)}^{3+} + 2H_2O = Fe(OH)_2_{(aq)}^+ + 2H_{(aq)}^+$	4.594
$Fe_{(aq)}^{3+} + 3H_2O = Fe(OH)_3_{(aq)} + 3H_{(aq)}^+$	12.56
$Fe_{(aq)}^{3+} + 2Fe_{(aq)}^{3+} + 8H_2O = Fe_3(OH)_8_{(s)} + 8H_{(aq)}^+$	20.222
$Fe_{(aq)}^{3+} + 2H_2O = \alpha FeO(OH)_{(s)} + 3H_{(aq)}^+$	0.491
$Fe_{(aq)}^{3+} + 2H_2O = \gamma FeO(OH)_{(s)} + 3H_{(aq)}^+$	1.371
$Fe_{(aq)}^{3+} + 4H_2O = Fe(OH)_4_{(aq)}^- + 4H_{(aq)}^+$	21.588
$2Fe_{(aq)}^{3+} + 2H_2O = Fe_2(OH)_2^{4+}_{(aq)} + 2H_{(aq)}^+$	13.771
$3Fe_{(aq)}^{3+} + 4H_2O = Fe_3(OH)_4^{5+}_{(aq)} + 4H_{(aq)}^+$	6.228
Reaction	E° (V)
$Fe_{(aq)}^{2+} + 2e^- = Fe_{(s)}$	-0.41
$Fe_{(aq)}^{3+} + 3e^- = Fe_{(s)}$	-0.04
$Fe_{(aq)}^{3+} + 2e^- = Fe_{(aq)}^{2+}$	+0.77
$FeO_4^{2-}_{(aq)} + 3e^- + 8H^+ = Fe_{(aq)}^{3+} + 4H_2O$	+2.20

Til tross for noen uklarheter i forskjellige artikler om mekanismen for jern i elektroflokkulering, antar nyere studier vanligvis at anodeoksidasjonen frigjør Fe^{2+} fordi det er bevist at oppløsningshastigheten til Fe^{3+} er ubetydelig (Sasson, Calmano and Adin, 2009; Malakootian, Mansoorian and Moosazadeh, 2010; Jiménez *et al.*, 2012). Oksidasjonen av Fe^{2+} -ioner til Fe^{3+} -ioner avhenger sterkt av pH og den oppløste oksygenkonsentrasjonen (Lakshmanan, Clifford and Samanta, 2009; Sasson, Calmano and Adin, 2009). I sure medier oksiderer Fe^{2+} -kationer veldig sakte i kontakt med oppløst oksygen (ligning 31), men om de er i nøytral eller alkalisk medier transformeres Fe^{2+} øyeblikkelig til jernhydroksid (ligning 32), som raskt oksideres av oppløst oksygen til jern (III) hydroksid (ligning 33).



Noen studier rapporterer at jernoppløsningen følger faradays lov med en faradisk avkastning mellom 80 og 100% (Bagga, Chellam and Clifford, 2008; Gu *et al.*, 2009; Mansouri, Elsaid, *et al.*, 2011), mens andre rapporterer at det er en forskjell mellom mengden jern som teoretisk skal bli oppløst og er estimert av faradays lov, og den observerte mengden av oppløst jern, basert på $Z=2$ (Sasson, Calmano and Adin, 2009). I sure medier er den faradiske avkastningen høyere enn 100%, og i alkaliske medier er det motsatt. Ved lavere pH-verdier er mulige

forklaringer de som er rapportert for Al, altså kjemisk korrosjon og gropkorrosjon ved begge elektroder i nærvær av noen ioniske forbindelser, for eksempel kloridioner (Sasson, Calmano and Adin, 2009; Mansouri, Elsaid, *et al.*, 2011). Ved høyere pH-verdier synker oppløsningseffektiviteten under faradays verdiene til Faraday's lov, fordi det forekommer sekundære reaksjoner nær anoden, inkludert oksygenutvikling (ligning 16). For alkalisk pH fører jernoksidasjon til Fe(III)-dannelse gjennom ekvivalent (ligning 30) som oksid eller hydroksidarter. Dette reduserer den produserte jernkonsentrasjonen, fordi Fe(III)-dannelse krever tre elektroner istedenfor to som Fe(II) gjør. Derfor er det nødvendig med en høyere strømverdi for å oppnå den samme jernkonsentrasjonen (Sasson, Calmano and Adin, 2009; Jiménez *et al.*, 2012). De forskjellige monomere og polymere artene blir til slutt til amorf Fe(OH)₃-utfellinger, som er effektive for en hurtig adsorpsjon av oppløselige organiske forbindelser og fangst av kolloidale partikler (Koby, Senturk and Bayramoglu, 2006; Akyol, 2012).

Elektroder av jern har også to andre egenskaper i forhold til aluminiumelektroder. Den første er buffereffekten til jern, som er lavere enn aluminium. pH-verdien man oppnår ved elektroder av jern blir vanligvis 9 eller 10, selv når den opprinnelige pH er sur (Lakshmanan, Clifford and Samanta, 2009; Chafi *et al.*, 2011). Det andre er at Fe²⁺ er svært løselig og er derfor ikke er i stand til å effektivt destabilisere kolloide partikler ved Fe(OH)₃. Det fører til dårlig effekt av elektroflokkulering (Bagga, Chellam and Clifford, 2008). Følgelig krever en effektiv drift av elektroflokkulering med jern en eller flere optimaliseringsteknikker for å produsere Fe³⁺ (Lakshmanan, Clifford and Samanta, 2009; Sasson, Calmano and Adin, 2009):

- a) Lufting av vannet for å øke konsentrasjonen oppløst oksygen og oksidasjonen av Fe²⁺.
- b) Øke pH i vannet til 7,5 eller høyere for å øke oksidasjonshastigheten til Fe²⁺.
- c) Innføring av et alternativt oksidasjonsmiddel slik som klor, som kan produseres ved oksidasjon av kloridionene som er til stede i vann ved jernanoden eller i en ekstra elektrolysecelle, for eksempel ved bruk av Ti/RuO₂-anode, eller Ti-katode (Gendel and Lahav, 2010). Deretter foregår jernoksidasjon i bulk-løsningen, som vist nedenfor:

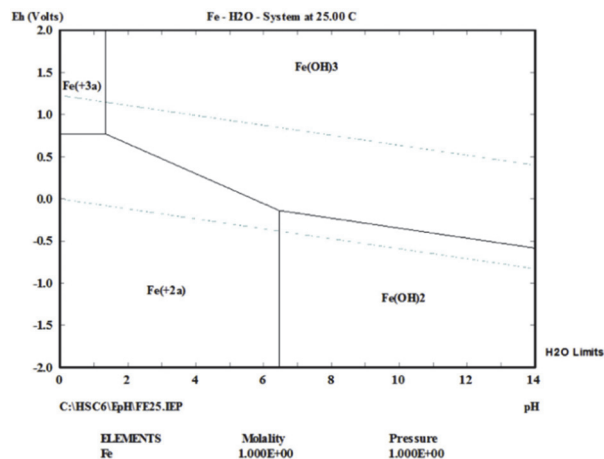


Når man tar i betraktning strømmen som forbrukes ved oksidasjon av kloridioner, er denne prosessen ikke effektiv med mindre løsningen som behandles inneholder over 600 mg Cl/L.

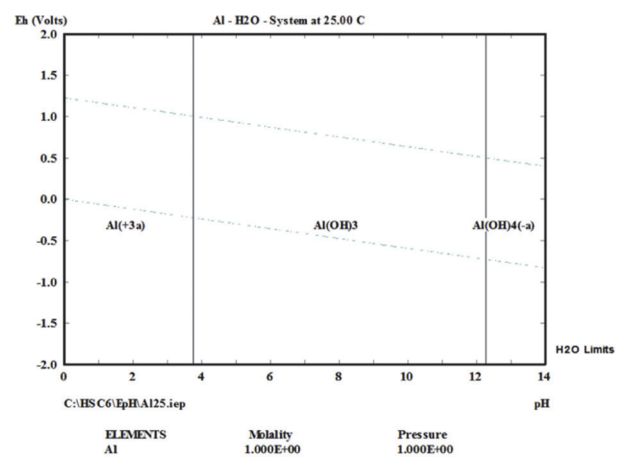
d) Man kan dog øke oppholdstiden for å oppnå fullstendig oksidasjon av Fe^{2+} .

Det er også to andre fordeler ved å bruke jern isteden for aluminium som elektroder, da jern ikke er giftig og billigere.

Avhengig av pH til løsningen og dens potensiale, så kan jern generere divalente eller trivalente kationer, mens aluminium vil derimot bare generere trivalente kationer. Dette er illustrert for aluminium og jern på E-pH diagrammene under.



Figur 6: E-pH-diagram for jern



Figur 5: E-pH-diagram for aluminium

Som nevnt tidligere oppstår det flere sidereaksjoner i en elektroflokkuleringsreaktor, dette inkluderer også utvikling av hydrogengass hos katoden sammen med OH^- ioner, som vil øke pH til løsningen. Dette er uttrykt i ligning 36.

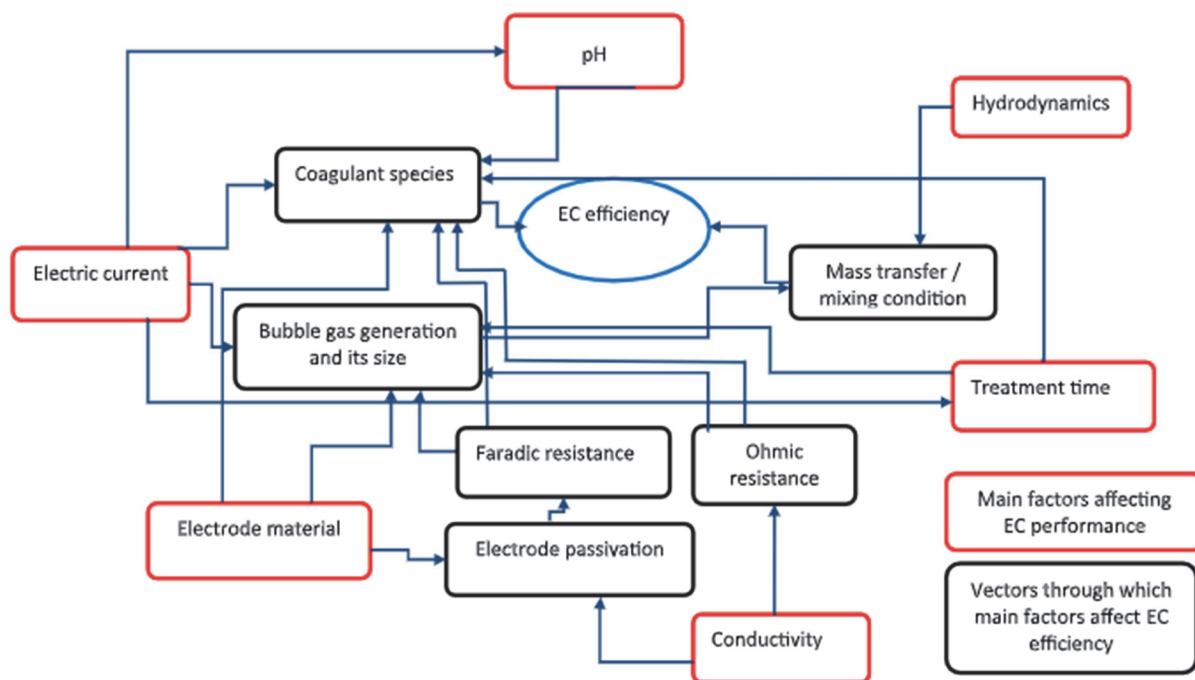


I noen tilfeller så stemmer ikke den beregnede mengden av oppløst anodematerie ved bruk av Faraday's lov overens med den faktiske mengden. Dette indikerer at andre elektrokjemiske reaksjoner finner sted hos anoden. Flere forfattere foreslår utvikling av oksygen muligens oppstår ved alkalisk pH og tilstrekkelig høyt anodisk potensiale (ligning 37). Dette forklarer muligens hvorfor den teoretiske og den faktiske mengden av oppløst anodematerie ikke alltid samsvarer. (Chen, 2004; Mollah *et al.*, 2004; Cañizares *et al.*, 2005; Kobya *et al.*, 2006; G. Mouedhen *et al.*, 2008; Vepsäläinen, 2012)



3.6.2 Nøkkelparametere i elektroflokkuleringsprosessen

Parameterne som påvirker effektiviteten i EF-prosessen er relatert til driftsforholdene som strøm og spenning, oppholdstid, hvilke type løsning som skal behandles og dens pH, alkalitet og konduktivitet. Utformingen av EF-reaktoren, samt overflateareal og avstand mellom elektrodene vil også påvirke effektiviteten (Hakizimana *et al.*, 2017).



Figur 7: Nøkkelparametere i elektroflokkulering

3.6.2.1 Effekt av strøm

Strøm (I) er en nøkkelparameter i elektroflokkulering. EF blir ofte utformet som en funksjon av strømtetthet (i) og er definert som forholdet mellom strøm over overflatearealet til elektrodene (S). Kontinuitetsligningen påfører strømbevaring mellom anoden og katoden, og strømtettheten kan variere mellom elektroder hvor (Hakizimana *et al.*, 2017):

$$I = i_A \times S_A = i_C \times S_C \quad (38)$$

3.6.2.2 Strømtetthet

Er definert som hvor mye strøm man tilfører per areal av elektrodene i en EF-reaktor. Dette styrer mengden av metallioner som blir frigitt fra elektrodene til elektrolytten. Dissosiasjonen av metallioner er direkte proporsjonal med strømmen som blir tilført og derfor er det viktig å finne et optimalt nivå mellom strømmen som blir tilført og renseseffekten man vil oppnå. Om

man tilfører for mye strøm vil løsningen varmes opp og strømeffektiviteten reduseres. Strømeffektiviteten uttrykkes som forholdet mellom strømmen som forbrukes for å produsere et bestemt produkt og det totale strømforbruket. Derfor er det viktig å finne en optimal verdi for strømtetthet, som ikke viser til vesentlig forbedring på kvaliteten av behandlet vann om man overskrider verdien. Strømtetthet påvirkes også av andre parametere som pH, temperatur, konduktivitet og vannstrømning (Chen, 2004; Khandegar and Saroha, 2013).

Som nevnt tidligere så bestemmer strømtettheten doseringen av koagulant som blir produsert hos anoden og mengden hydrogengass (H₂) hos katoden, styrt av Faradays lov.

Konsentrasjonen av gassbobler påvirker systemets hydrodynamikk, som igjen påvirker masseoverføring mellom forurensninger, koagulant og mikroskopiske gassbobler. Dette styrer kollisjonshastigheten for koagulert del, noe som resulterer i dannelsen av fnokker (Holt *et al.*, 2002). Strømtettheten påvirker også hydrolyserte metallarter ved pH-utviklingen som skjer gjennom EF-prosessen som en funksjon av løsningens alkalitet. Strømmen skaper derfor et dynamisk fysisk og/eller kjemisk miljø som styrer koagulasjons- og flokkuleringsmekanismene (Harif and Adin, 2007; T. Harif and Adin, 2011), og favoriserer elektrovandring av ioner og ladede kolloider (Kone, 2009).

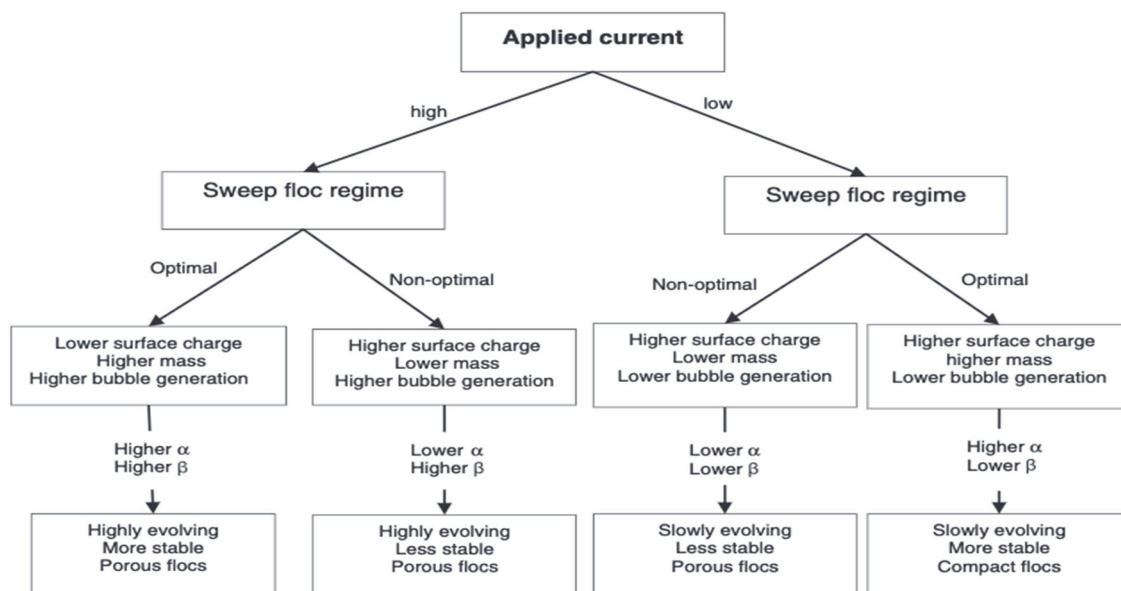
Cellespenning er korrelert som en funksjon av likevekts potensialet og overpotensialet til anode og katode, og er angitt av ligning 39. Energiforbruket kan deretter trekkes ut som en funksjon av driftstiden (t) ved å bruke:

$$P = \int_0^t U \cdot I \cdot dt \quad (39)$$

Ettersom den elektriske energien som kreves for EF-prosessen er knyttet til den elektriske strømmen og potensialet som ble vist i ligning 39, kan EF drives enten under galvanostatiske eller potensiostatisk modus. For det galvanostatiske modus utføres EF-prosessen ved å kontrollere og/eller variere strømmen som tilføres gjennom elektroder, mens for den potensiostatisk modus er den påførte cellespenningen som styres og/eller varieres som en funksjon av mengden koagulant som ønskes å bli frigitt i en EF-reaktor. Det potensiostatisk modus brukes sjeldent for EC (Koparal and Ögütveren, 2002) og brukes ofte til andre elektrokjemiske metoder som elektrooksidasjon og elektroreduksjon når det ikke blir brukt offerelektroder (Fan *et al.*, 2008; Ruotolo and Gubulin, 2011).

- Galvanostatisk refererer til en eksperimentell teknikk der en elektrode holdes på en konstant strøm i en elektrolytt. Denne teknikken brukes til å måle korrosjonshastighet og elektrokjemiske reaksjoner (*Corrosionpedia - What is Galvanostatic? - Definition from Corrosionpedia, 2020*).
- Potensiostatisk, som galvanostatisk og potensiodynamisk, er en polariseringsteknikk som gjør det mulig å kontrollere polarisering av metalloverflater i elektrolytter for å observere katodisk og anodisk oppførsel. Korrosjonsreaksjoner overvåkes på en prøve av det ønskede metallet (*What is Potentiostatic? - Definition from Corrosionpedia, 2020*).

Meget høye strømverdier kan imidlertid ha negativ innvirkning på effektiviteten i EF-prosessen. For eksempel kan sekundære reaksjoner forekomme og overdosering kan reversere ladningen av kolloidene og dispergere dem, noe som fører til en reduksjon av koagulerings effektiviteten og elektrodens levetid. Etter å ha funnet ut at størrelsen og strukturen i fnokker av suspendert kolloid (kaolin) avhenger sterkt av strømmen, foreslo Harif og Adin (T Harif and Adin, 2011) en modell som beskriver hvordan tilført elektrisk strøm styrer hastigheten, strukturen og funksjonene til fnokker. Her blir kollisjonseffektiviteten (α) og frekvensen (β) i EF-prosessen skissert.



Figur 8: Konseptuell modell som forutsier evolusjonshastighet og struktur til flokkene med α som kollisjonseffektivitet og β som kollisjonsfrekvens

Verdiene for strømtettheten kan variere stort i henhold til parameterne og mengden forurensninger som skal fjernes fra løsningen. Det kan eksempelvis variere fra $0,01 \text{ A} \cdot \text{m}^{-2}$

(Ghosh, Solanki and Purkait, 2008) til $880 \text{ A} \cdot \text{m}^{-2}$ (Larue *et al.*, 2003). Optimal strømtetthet må derfor bestemmes ved å ta de andre driftsparametrene i betraktning. For å drifte elektroflokkulering i en lengre periode uten vedlikehold, er det foreslått å ha en strømtetthet mellom 20 og $25 \text{ A} \cdot \text{m}^{-2}$ (Comninellis and Chen, 2010). Høy strøm vil også øke spenningen og ohmsk-fall mellom anode og katode; ohmsk fall eller spenningsfall er resultatet av den ohmske motstanden til elektrolytten R , som kan uttrykkes slik:

$$R = \frac{d_1}{S \times k} \quad (40)$$

Her betegner d avstanden mellom elektrodene og k er ledningsevnen.

3.6.2.3 Effekt av pH og alkalitet

pH er en viktig parameter når det kommer til elektroflokkulering ettersom det påvirker konduktiviteten til løsningen, zeta-potensialet og oksidasjon av elektrodene. pH har vesentlig effekt på formingen av de forskjellige typene av hydroksidmetaller og fjerningsmekanismen av både ioner og forurensinger. Ut fra hvilke elektroder og opprinnelig pH man opererer med vil pH-verdien forandre seg gjennom EF-prosessen. Det vil si at elektroflokkulering har en pH-nøytraliserende virkning for løsningen som behandles (Chen, 2004; Ghernaout, Naceur and Ghernaout, 2011; Vepsäläinen, 2012; Mansoorian, Mahvi and Jafari, 2014; Gatsios, Hahladakis and Gidarakos, 2015).

Som nevnt tidligere påvirker pH ytelsen av elektroflokkulering, spesielt koaguleringsmekanismene fordi det styrer de hydrolyserte metallartene som blir generert i reaktivt medier og påvirker de øvrige mekanismene i EF (Malakootian, Mansoorian and Moosazadeh, 2010). Adsorpsjon og koagulering avhenger i stor grad av pH. Overflateladningen av Al- eller Fe-utfelling kan forklares ved adsorpsjon av de ladede, oppløselige monomere arter på deres respektive hydroksidutfelling (Jiménez *et al.*, 2012). Når man tar hensyn til overflateladningen, kan oppførselen mellom den pH-avhengige koagulantart og dens nærliggende forurensninger trekkes fra elektrostatiske interaksjoner. Viktigheten av pH for ytelsen av EF kan sammenlignes med viktigheten av termodynamikk i elektrokjemi, som er definert av Nernst-ligning. Den sistnevnte gjør det mulig å avbilde E-pH diagram over elektrodemateriale, og når man slår dette sammen med E-pH diagram av vann, blir dette til et diagram som er kjent som Pourbaix-diagram. Pourbaix-diagrammet peker ut områdene til termodynamisk stabile metallarter i vandig miljø, nemlig immunitet, passivisering og korrosjon. Dette vil forutsi den tilsvarende elektrodestabiliteten og

oppløsningsatferden i vann ved å definere de vandige stabile artene i et gitt område av elektrokjemisk potensial og pH.

Etter EF-behandling vil pH-verdien øke for sur løsning og reduseres for alkalisk løsning. Dette skyldes buffer-effekten som EF gir (Chen, 2004). Økningen av pH i sure medier oppstår grunnet utvikling hydrogen hos katoden, mens redueringen av pH oppstår av dannelse av hydroksidutfellinger som frigjør H^+ -kationer i anodeområdet og de sekundære reaksjonene som vannoksidasjon og klorproduksjon, samt hydrolyse. Dette fremhever buffereffekten av EF som virker i tillegg til vannalkalinitet. Denne effekten er spesielt høy med Al-elektroder på grunn av dannelsen av aluminatanioner ved høy pH (Chen, Chen and Yue, 2000). Bikarbonatalkaliteten har blitt rapportert å forbedre fjerningseffektiviteten av forurensninger (Zhao *et al.*, 2009), og i tillegg gjør det mulig å fjerne hardhet ved utfelling av $CaCO_3$ takket være hydroksylanioner produsert av vannreduksjon ved katodeområdet (Ferreira, Marchesiello and Thivel, 2013).

3.6.2.4 Temperatur

Temperatur er også en viktig parameter innen EF-prosessen og det er fastslått at hydrolysering av metallkoagulanter vil ha lavere ytelse ved lavere temperatur. Temperatureffekten kan skyldes av fysiske og kjemiske faktorer som påvirker partikkeltransportprosessen og partikkelkollisjonshastigheten. Dette er fordi temperaturen har påvirkning på viskositeten og dermed blandingsenergien som er spredt i vannet.

Det er kjent at den ortokinetiske kollisjonshastigheten i stor grad overstiger den perikinetiske hastigheten grunnet Borwisk-diffusjon for partikler, hvis størrelsen er større enn $1 \mu m$. Ved ortokinetisk koagulering blir partikkelkollisjon forårsaket av væskeskjær (fluid shear) og det er antydnet at viskositeten øker når temperaturen synker. Dette medfører dårlige forhold for hurtig miksing, som igjen kan føre til inhomogen fordeling av koagulerende arter i vannet (Duan and Gregory, 2003).

Effekten av temperatur under koagulering kan ikke forklares av effekten til parametere som energispredning og turbulensmicroskala (Hanson and Cleasby, 1990). Videre er mye av forskjellene som er observert ved bruk aluminium som koagulant, mellom 20 og $5^\circ C$ relatert til fnokkstyrken og ikke egenskaper i turbulent strømningsfelt. Det er funnet ut at systemkjemien er mer viktig enn valg av tilført energi (Energy input parameters) ved forskjellige temperaturer på vannet. Den kjemiske påvirkningen for koagulering ved

hydrolysering av metallsalter på grunn av variasjon i vanntemperatur kan være relatert til effekten på hydrolysereaksjoner, utfelling og løselighet av metallhydroksid (Hanson and Cleasby, 1990).

Temperaturen kan også påvirke hastigheten til hydrolysereaksjonen av metallioner og etablering av likevekt i fastfase med oppløste arter i løsningen. Med økende temperatur og pH vil også hastigheten av hydrolyse av Fe-salter øke, og dannelse av oppløselige polymere jernarter vil avta raskt (Woude, Verhees and Bruyn, 1983; Duan and Gregory, 2003, p. 495). I tillegg blir tilnærmingshastigheten til likevektskonsentrasjonen av aluminiumhydroksid betydelig forbedret med økende temperatur (Duan and Gregory, 2003). Det har blitt rapportert at utfellingshastigheten av aluminium eller jern ikke ble betydelig påvirket i temperaturområder mellom 1 og 23 grader. Det har blitt observert ved lave temperaturer at optimal pH for koagulasjon øker til en høyere verdi når man bruker Fe eller Al for koagulering.

Det har blitt foreslått at å senke hastigheten av hydrolyse og utfelling av metallkoagulant i vann med lavere temperatur er gunstig under noen forhold. Dette kan være fordi man lar hydrolyserte arter reagere mer omfattende med partiklene (Gray, Yao and O'Melia, 1995). I motsetning har det også blitt konkludert med at koagulerings effektiviteten ved lavere temperatur i forhold til fjerning av turbiditet, ikke er relatert til redusert hastighet ved utfelling av metallhydroksid, men kan derimot skyldes fnokkararakteristikken (Duan and Gregory, 2003). I kaldt vann dannes fnokker saktere og er mindre enn ved normal temperatur i vannet (Hutchison and Foley, 1974; Duan and Gregory, 2003). Fnokker formet av kaolinleire ved 5 grader ved en konstant pOH, var mye svakere enn de som var dannet ved 20 grader (Hansen *et al.*, 2007). Under forhold med lavere temperatur kan koagulant av jern oppnå bedre reduksjon av turbiditet og farge enn aluminium (Duan and Gregory, 2003). Man tror at jern fungerer bedre enn aluminium på grunn av raskere utfellingshastighet og at det dannes større fnokker under forhold ved lavere temperatur.

3.6.2.5 Konduktivitet

Konduktivitet forteller oss hvor høyt saltinnhold det er i løsningen. De vanligste saltene som man finner i vann er HCO_3^- og CO_3^{2-} , altså hydrogenkarbonat og karbonat. Konduktivitet blir ofte kalt ledningsevne og blir målt i mikroSimens per centimeter. Rent vann har en typisk ledningsevne på 1 $\mu\text{S}/\text{cm}$ (Longva and Seidu, 2019). For elektroflokkulering er konduktivitet en viktig parameter, da elektrokjemiske behandlinger krever tilstedeværelse av salter for å ha

en bærende elektrolytt, som igjen gjør løsningen mer ledende. Elektrolytten motvirker migrasjonseffekter og bidrar til å øke løsningsens konduktivitet, dempe ohmsk-fall og redusere energiforbruket. Elektrolytten har betydelig effekt på elektroopløsningskinetikken til offeranoden, og den påvirker dobbeltlagsskjermingen av koagulantene for å danne fnokker (Brillas and Martínez-Huitle, 2015; Hakizimana *et al.*, 2017). Salter kan tilsettes løsningen for å øke konduktiviteten. Konduktivitet er med å redusere behandlingstiden som er nødvendig for å oppnå et visst rensresultat, som igjen fører til mindre energiforbruk. Effektiv strømtetthet blir sterkt påvirket av konduktivitet og ionisk konsentrasjon i vannet. Effektiviteten av strømtetthet øker ved økende elektrolytt i vannet på grunn av mindre ohmsk motstand (Chou, 2010).

3.6.2.6 Vannstrømning

Hydrodynamikk bygger på prinsippet om bevaring av masse, energi og bevegelsesmengde. Prinsippet uttrykkes matematisk ved kontinuitetsligningen (ligning 41), Bernoullis energiligning og bevegelsesligningen. Selv om rør har varierende tverrsnitt sier kontinuitetsligningen at det strømmer like mye vann ut av røret som det strømmer inn i røret.

Vann blir betraktet som inkompressibelt og derfor kan man si at vannføring Q i snitt 1 er lik vannføringen i snitt 2 og dette kan uttrykkes slik:

$$Q = A_1 \times v_1 = A_2 \times v_2 \quad (41)$$

Bernoullisligning forteller at ved ethvert tverrsnitt i et rør er summen av bevegelsesenergien og stillingsenergien i tyngdefeltet den samme. Ved energibalanse i de hydrauliske beregningene ser man på summen av energiformene i to ulike tverrsnitt langs samme strømlinje i strømmingen. Loven om energibevaring sier at energi ikke går tapt, men endrer tilstand. Bevegelsesenergien er Newtons 2 lov anvendt på væsker (Ormestad, Grøn and Pedersen, 2020).

Reynoldstall er dimensjonsløse tall brukt i studier av objekter i en strøm av væske. Når hastigheten til strømmingen går over en viss kinetisk verdi, vil vesken gå fra laminær til turbulent strømning. Dette skjer når Reynolds tallene passerer $10^4 - 10^5$ (UIO, 2020). Reynoldstall angir forholdet mellom inerte krefter og viskøse krefter.

$$Re = \frac{\rho v^2}{\frac{\mu}{L}} = \frac{\rho v L}{\mu} = \frac{\rho v d}{\eta} \quad (42)$$

Hvor v er hastigheten på løsningen (m s^{-1}), L er en lineær dimensjon, enten hydraulisk diameter til røret (m) eller hvor langt væsken beveger seg, η er dynamisk viskositet (N s m^{-2}) og ρ er veske tetthet (M L^{-3}) (UIO, 2020).

Reynoldstallet angir forholdet mellom inerte krefter som skyldes størrelsen på objektet og de viskøse kreftene i væsken som objektet beveger seg i. Ved $Re < 10$ er det laminærstrømning. Laminærstrømning er tynne, glatte regulære strømmer hvor hastighet og trykk er lik alle steder. I motsetning er turbulent strømning irregulær med fluktuasjoner, miksing og strømvirvler. Hvor trykk og hastighet er i stadig endring på de forskjellige punktene i strømmen (UIO, 2020).

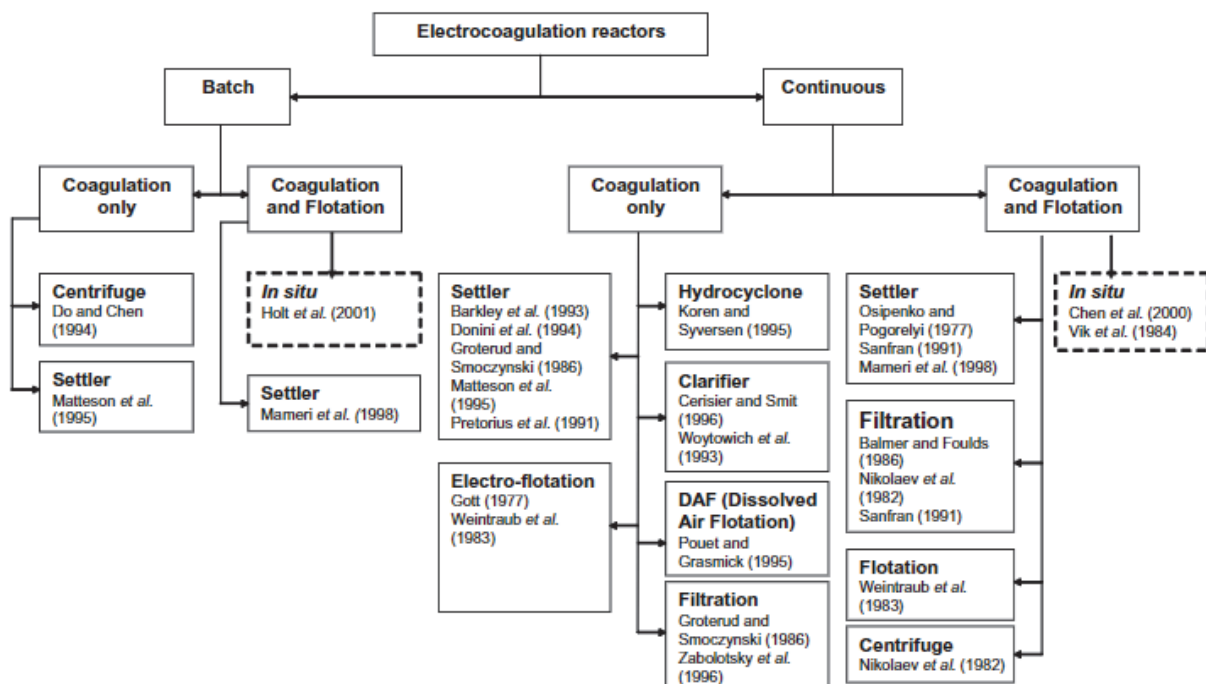
3.6.3 Utforming av EF-reaktor

Det er viktig å utforme EF-reaktoren slik at man oppnår maksimal renseseffekt og minimale driftsoperative problem. Når man utformer reaktoren er det flere faktorer som må tas høyde for (Paul, 1996). Akkumulering av O_2 og H_2 -gassbobler ved overflaten av elektrodene minimaliseres. Hindring av masseoverføring mellom elektrodene må være minimal. Dette kan begrenses ved økning av turbulensen i reaktoren. Ved å øke vanngjennomstrømningen vil turbulensen inne i reaktoren heves og man reduserer passiviseringslaget ved elektrodene. Spenningsfallet mellom elektrodene må minimaliseres, og avhenger av konduktiviteten til løsningen som skal behandles, geometrien og avstanden til elektrodene (Kissinger and Heineman, 1996). Omfanget av implikasjoner relatert til IR-fall kan minimaliseres ved å bruke løsning med høy konduktivitet, minske avstanden mellom elektrodene eller anvende et elektronisk middel slik at man øker konduktiviteten og dermed kompenserer for spenningsfallet.

3.6.3.1 Partireaktor og kontinuerlig reaktor

Publiserte elektrokoagulasjonsreaktordesign kan klassifiseres som vist i figuren under. Den første store forskjellen mellom de alternative konfigurasjonene er om en reaktor blir utformet som en partireaktor eller en kontinuerlig reaktor. Det er klart at flertallet av reaktorene faller inn i den sistnevnte kategorien og har kontinuerlig gjennomstrømning av vann under stabil tilstand. (Holt, Barton and Mitchell, 2005)

P.K. Holt et al. / Chemosphere 59 (2005) 355-367

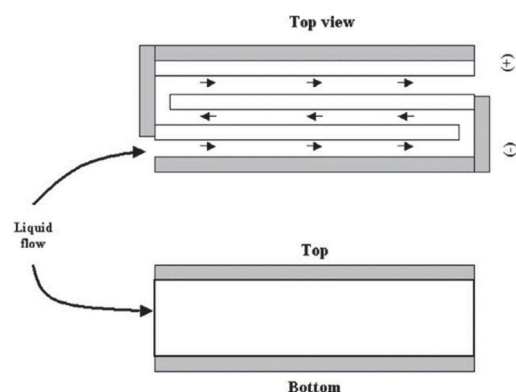


Figur 9: Elektroflokkuleringsreaktorer

- Partireaktorene opererer typisk med et fast volum av vann per behandlingssyklus, noe som fører til at forholdene inne i reaktoren endrer seg med tiden.
- En kontinuerlig reaktor behandler vann gjennom hele døgnet. Dette utløser en jevnere mengde av koagulant. (Holt, Barton and Mitchell, 2005)

3.6.3.2 Høy vertikalplatereaktor

En høy vertikalplatereaktor (Mameri *et al.*, 1998) bruker elektroder av flate stålplater og reaktoren er høyere enn den er bred. Platene er typisk plassert og anordnet i en ikke-ledende beholder som enten er åpen eller lukket i toppen. Den åpne beholderen gjør det mulig å ha elektriske koblinger på elektrodene over vannivået, mens en lukket beholder krever nedsenkede koblinger. De nedsenkende koblingene eroderer hyppigere enn stålplatene om de ikke blir tildekket med isolasjon og dette gjør monteringen og vedlikehold mer komplisert. Det er vanlig å bruke plater med varierende bredder for å fylle reaktoren, og alle platene må være parallelle og ha lik avstand. De smalere platene har mindre overflateareal



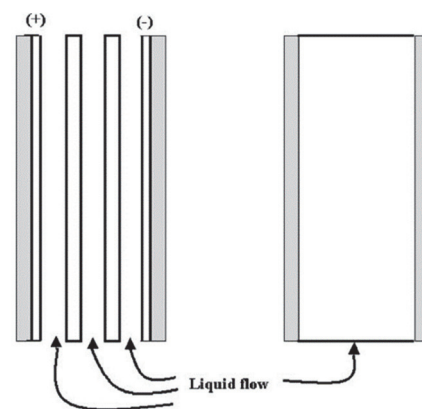
Figur 10 Høy vertikalplatereaktor

enn tilstøtende plater i midten av reaktoren, noe som forårsaker ujevn erosjon og forkortet levetid for de smalere platene. Dess mer mot midten av reaktoren vanngjennomstrømningen kommer, jo mer vil platene påvirke og begrense den jevne flyten. Typisk elektrodeavstand på høy vertikalreaktor er fra 3 mm til 6 mm.

Løsningen som skal behandles må tilføres fra bunn til topp av reaktoren, slik at gassbobler kan bevege seg oppover med vannstrømningen. Disse reaktorene kan oppleve driftsproblemer fordi biter av elektrodene faller til bunns i reaktoren og fyller tomrommet mellom elektrodene. Denne reaktoren har derfor som oftest et syrevasketrinn som utføres for å løse opp bunnfallet som har samlet seg mellom elektrodene, og genererer ytterligere avfall.

3.6.3.3 Lang horisontalplatereaktor

Disse reaktorene benytter plater som enten er liggende eller på høykant. Platene er montert inne i en rektangulær ikke-ledende beholder, med spor for å opprettholde elektrodeavstanden. Når platene korroderer, blir de nesten umulig å fjerne. Når platene monteres liggende, vil gassboblene stige i vannstrømningen som forårsaker motstand i bunnen av den øvre platen rett etter at løsningen begynner å bevege seg mellom platene. Gassen som blir produsert inkluderer oksygen, som gir hurtig korrosjon og fører til at biter av platene flakker av. Når bitene faller av fører dette til kortslutning mellom platene. Når platene blir montert på høykant kan fast stoff, væske og gass separeres, og kun den midtre delen av platen er effektiv, mens bunnen er kortsluttet med faste stoffer og toppen er isolert av gass. Tilstedeværelsen av fast stoff i bunnen av hver plate, låser platen til beholderen og gjør service på reaktoren komplisert. (Mollah *et al.*, 2004)



Figur 11 Lang horisontalplatereaktor

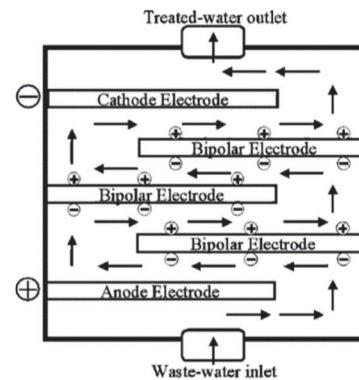
3.6.3.4 Kort horisontalplatereaktor

Disse reaktorene bruker plater som er omtrent kvadratiske, parallelle, horisontale og settes avskilt av hverandre ved bruk av spor eller avstandsstykker i en ikke-ledende beholder.

Vannstrømningen beveger seg serpentin, så løsningen må passere alle mellomrommene mellom platene. Denne konfigurasjonen gjør det mulig å endre polariteten gjennom reaktoren. Det vil derfor være mulig for løsningen å komme i kontakt med

både anoden og katoden, slik at fullstendig behandling blir oppnådd med en enkel passering. Koblinger til elektrodene er inne i beholderen, noe som fører til vanskelig montering eller innovative metoder for utforming av beholderen, som gir elektrisk kontakt uten sveising eller isolasjon.

Det lille kontaktområdet mellom elektroden og sidene av reaktoren gjør det enkelt å fjerne korroderte plater. Denne typen reaktor er ansett som å være den mest effektive og er i stand til å behandle høye konsentrasjoner av avfall. (Mollah *et al.*, 2004)

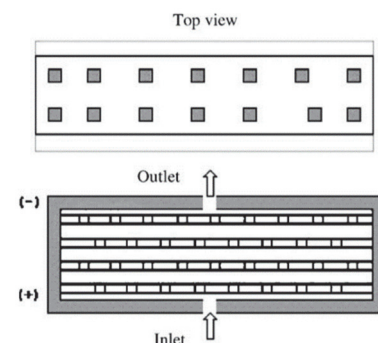


Figur 12 Kort horisontalplatereaktor

3.6.3.5 Perforert-platereaktor

I denne reaktortypen er platene perforert som gjør at løsningen strømmer igjennom dem istedenfor mellom dem. Dette gjør at fast stoff vil hurtig bli samlet mellom dem i hulrommene som forårsaker elektriske kortslutninger, og kan bare fjernes med syrevasking eller demontering. Perforeringene vil omsider erodere med platene og viskositeten vil dermed forandres over tid. Om fremmedlegemer kommer inn i reaktoren kan

perforeringen tettes, noe som medfører akselererende begroing fordi partikler lettere fester seg i området. Siden de perforerte platene har mange hull i seg, er det vanskelig å sikre seg jevn vannstrømning inne i reaktoren. Disse reaktorene er effektive om de behandler drikkevann og ikke bruker forbruksplater, men er vanskelige å montere uten lekkasjer og opererer gjerne under høyt trykk. (Mollah *et al.*, 2004)



Figur 13: Perforert-platereaktor

3.6.3.6 Rør-i-rør reaktor

Reaktoren her består av to konsentriske rør som har funksjonen til elektroder og et tredje rør som ligger på ytterst og er ikke-ledende. Vannet vil renne mellom det innerste røret og røret i midten. De to elektroderørene holdes adskilt fra hverandre av pakninger med ledende ledninger eller annet. Avstanden mellom elektroderørene er minimert, holder reaksjonsspenningen lav og viskositeten høy. Det er ingen mulighet for å justere eller variere strømtettheten ved å bruke ikke-ladete overflater, da det ene røret alltid må være anode og det andre katode. Siden indre og ytre rør har forskjellige overflateareal krever strømreversering (å skifte elektrisk anode eller katode) ulike tidspunkt som varierer med mengden av plateerosjon. Strømtettheten ved hver reaktiv overflate varierer også og avhenger av strømretning. Denne type reaktor er vanskelig å forsegle og er utsatt for mye kortslutning nær slutten av rørenes levetid fordi spenninger deformerer rørene og kortslutninger oppstår. En kortslutning resulterer ofte i ekstern lekkasje. Reaktorene er vanligvis satt opp i banker for å øke oppholdstiden. (Mollah *et al.*, 2004)

3.6.3.7 Perforert rørreaktor

En perforert rørreaktor (Mills, 2000) er en kombinasjon av rør-i-rør reaktor og perforerte indre- og ytre rør. De har i likhet med rør-i-rør reaktor samme lekkasjeproblem, men har en kortere levetid. Dette kompenseres for ved å plassere rørene i en beholder som blir en manifold for den behandlede løsningen. Denne konfigurasjonen resulterer i et forsøk på parallell strømning gjennom flere rør med tilhørende variasjon og erosjon. Det er vanlig at rørene blir tett og har andre ulemper i likhet med perforert platreaktor.

3.6.4 Elektrodeoppsett

En elektroflokkuleringsreaktor har anoder og katoder som er i kontakt med løsningen som skal behandles. Det er anoder og katoder av jern eller aluminium som er vanligst å bruke da begge metallene er enkle å få tak i, prisgunstig, ikke giftig og pålitelige. Elektrodene fungerer som koagulant i elektroflokkuleringsreaktoren, hvor de over tid oksyderer og korroderer, samt gir fra seg metallioner til løsningen som skal behandles. Elektroder i reaktoren må ha store overflateareal for å kompensere for nedbrytningen som oppstår av dem. Dette gjøres ved å benytte monopolære eller bipolare elektroder enten i serie- eller parallellkobling.

3.6.4.1 Monopoler – Parallell, MP-P

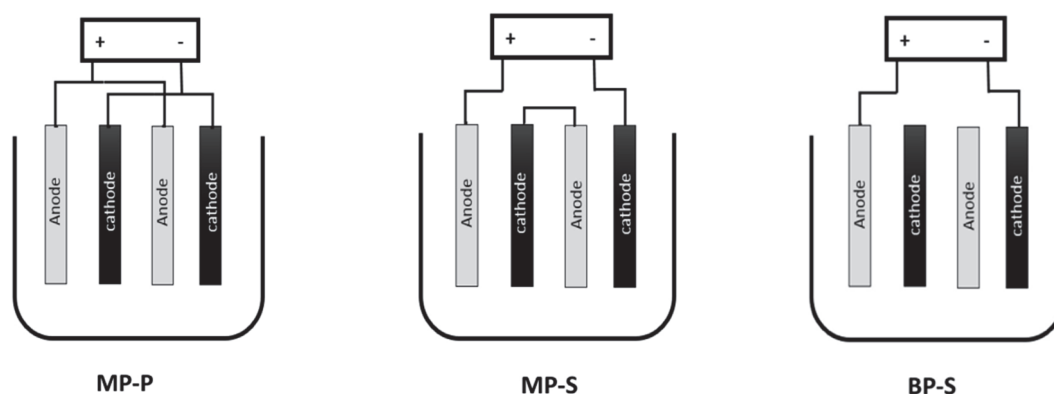
Ved dette oppsettet er alle anodene koblet til hverandre og den eksterne strømforsyningen, det samme gjelder katodene. Dette fører til at strømmen blir fordelt mellom elektrodene som resulterer i lavere potensialforskjell.

3.6.4.2 Monopoler – Serie, MP-S

Ved dette oppsettet er de ytterste elektrodene tilkoblet den eksterne strømforsyningen, noe som gjør dem til anoden og katoden mens de indre anodene og katodene er koblet til hverandre uten å være koblet på den eksterne strømkretsen. I dette oppsettet blir spenningen lagt til og gir en høyere potensialforskjell. De indre elektrodene blir kalt for «offerelektroder» og er gjerne av samme material som de ytre elektrodene. Deres rolle er å redusere fortæringen av anoden og passivisering av katoden.

3.6.4.3 Bipolar – Serie, BP-S

Ved dette oppsettet er de ytterste elektrodene direkte koblet til den eksterne strømforsyningen, mens de indre elektrodene ikke er koblet til noe. Når strøm passerer gjennom de ytre elektrodene, vil den tilstøtende siden av indre elektrodene bli polarisert og bære en ladning motsatt av ladningen til den nærliggende elektroden. I dette oppsettet er de ytterste elektrodene kjent for å være monopoler og de indre offerelektrodene er bipolære. (Mollah *et al.*, 2004; Vepsäläinen, 2012; Demirci, Pekel and Alpbaz, 2015; Kobya and Demirbas, 2015)



Figur 14: De forskjellige konfigurasjonene på elektrodeoppsett

3.6.4.4 Aluminium som elektrode

Når aluminium blir brukt som anode går det gjennom elektrolyse for å forme trivalente aluminium-ion (ligning), som igjen følges av spontan hydrolyse (ligning) og gir forskjellige

bindinger avhengig av pH-verdien til løsningen. Den anodiske reaksjonen gjør anodeområdet litt surt, som blir motarbeidet ved at katodeområdet er svakt alkalisk grunnet hydrogenutvikling og produksjon av OH⁻-ioner. Når den opprinnelige pH-verdien (Initial pH) i løsningen er svært sur (pH < 3) eller sterkt alkalisk (pH > 11) er det ingen betydelig endring i den opprinnelige pH-verdien. Derimot om løsningen er sur så er det forventet at pH-verdien vil stige gjennom elektroflokkuleringsprosessen, og tilsvarende om løsningen er alkalisk så vil pH-verdien synke. Derfor er det å anse aluminiumanode som pH-nøytraliserende (Chen, 2004; Barrera-Díaz *et al.*, 2005; G. Mouedhen *et al.*, 2008; Linares-Hernández *et al.*, 2009).

3.6.4.5 Jern som elektrode

Jernanoder kan i motsetning til aluminiumanoder løses opp både som divalent og trivalent kationer, som deretter blir hydrolysert og danner uoppløselige jernforbindelser avhengig av pH og cellepotensialet. Ved sterkt alkalisk pH dannes underpreget Fe, som er en svak koagulant og ytelsen av elektroflokkulering forverres. (Lakshmanan, Clifford and Samanta, 2009; Linares-Hernández *et al.*, 2009; Vepsäläinen, 2012) Det er derfor konkludert med at det optimale pH-området for elektroflokkulering ved jern som elektrode, er mellom 5-9. Det gjør at det er å foretrekke en initial pH mellom 8-9, siden det er gunstig for sikre fullstendig oksidasjon av jernholdige ioner, som er kjent for å være svært oppløselige og dårlige koagulanter uten adsorpsjonskapasitet av forurensninger.

3.6.4.6 Vekselstrøm – AC

Vekselstrøm er elektrisk strøm som skifter retning periodisk, slik at det i gjennomsnitt går like mye strøm i begge retninger langs en leder. Undersøkelser foretatt ved elektroflokkulering for å se på effekten av fjerning av cadimium fra vann ved bruk av AC og DC strøm har man kom frem til at ved bruk av AC vil man ha lavere energi forbruk og mer effektiv fjerning av forurensning (Vasudevan and Lakshmi, 2011). Videre er det blitt sett på ved fjerning av fargestoff fjerner i vannløsninger og det er kommet frem at ved bruk av APC, ville man få mer effektiv fjerning på kortere operasjonstid, samt effekten ikke reduseres over tid som er tilfelle med DC. De rapporterte også at operasjonskostnadene var mye lavere enn ved bruk av DC system (Eyvaz *et al.*, 2009).

3.6.4.7 Likestrøm – DC

Likestrøm er elektrisk strøm som flyter i en retning, i motsetning til vekselstrøm ('likestrøm', 2019). Generelt er det brukt likestrøm som strømtype, men ved bruk av likestrøm kan det

danne seg et stabilt oksidlag på overflaten av anoden som vil kunne virke som isolasjon og øke korrosjonen av anoden.

3.6.5 Strømtetthet

Er definert som hvor mye strøm man tilfører per areal av elektrodene i elektroflokkuleringsreaktoren. Dette styrer mengden av metallioner som blir frigitt fra elektrodene i en elektrolysecelle. Dissosiasjonen av metallioner er direkte proporsjonal med strømmen som blir tilført og derfor er det viktig å finne en god balanse mellom tilført strøm og renseseffekt. Tilfører man for mye strøm vil løsningen varmes opp og strømeffektiviteten reduseres. Strømeffektivitet uttrykkes som forholdet mellom strømmen som forbrukes for å produsere et bestemt produkt og det totale strømforbruket (T. Harif and Adin, 2011). Derfor er det viktig å finne en optimal verdi for strømtetthet, som ikke viser vesentlig forbedring på kvaliteten av behandlet vann om verdien overskrides. Strømtetthet påvirkes også av andre parametere som pH, temperatur, konduktivitet og vannstrømning (Chen, 2004; Khandegar and Saroha, 2013)

4 MATERIALER OG METODE

4.1 Avgrensninger for prosjektet

Før vi kunne begynne på utviklingen av modellene, måtte vi ta stilling til hvordan vi ville elektroflokkuleringsreaktoren skulle operere og hvilke konfigurasjoner vi ville ha på den. Vi hadde også behov for å finne et bruksområde for elektroflokkuleringsstanken, da dette ville gjøre det enklere for oss å fastslå en størrelse, som igjen gjorde det enklere å modellere og dimensjonere. Ved å sette enkelte avgrensninger til enheten som skulle utvikles, gjorde vi det enklere for oss selv videre i prosjektet.

Vi bestemte oss for å utvikle to design og teste hvilken av dem som fungerte best, slik vi kunne fortsette utformingen og optimaliseringen av den beste. Vi hadde flere elementer som måtte tas stilling til og utforme reaktorene etter dem.

4.2 Design og spesifikasjoner av elektroflokkuleringsreaktor

Hvilken konfigurasjon elektrodene skulle stå og operere i, var essensielt å ta stilling til. Som nevnt i tidligere i teoridelen finnes det tre ulike oppsett, MP-P (monopoler parallell), MP-S (monopoler serie) og BP-S (bipolar serie) og alle tre har sine fordeler og ulemper. I begge reaktorene gikk vi for MP-P oppsett, altså monopoler-parallelt oppsett.

Reaktoren skal forsynes av strøm via en AC/DC-strømkilde, som sender strøm videre ut til elektrodene.

Det er vanligst å bruke jern og aluminium som elektrodemateriale, da det er gjort mest studier på disse. Videre så er antall og avstand mellom elektrodene viktig, da det påvirker hvor mye strøm man må tilføre og hvor effektivt elektroflokkuleringsprosessen blir. Jo lengre avstand man opererer med, desto mindre effektiv blir det, fordi partikkeltransporten blir lengre.

Anbefalt avstand er mellom 5-10mm, og det er gjort mest studier i dette området.

Det finnes to typer reaktorer, nærmere bestemt hvordan reaktoren tar imot løsningen som skal behandles. Den ene er en partireaktor, hvor vannet kommer inn, har en gitt oppholdstid og får reagere med koagulantene, forså å bli sendt til videre behandling. Den andre er en reaktor med kontinuerlig gjennomstrømning, som gjør at vannet bare eksponeres for koagulantene i forbigarten. Den sistnevnte krever mindre volum og kan bygges mindre.

Etuiet eller beholderen, må bygges i et ikke ledende materiale for å forhindre korrosjon, slik at elektrodene ikke ruster fast, samtidig som det holder strømkonsumet lavt. For mye strøm vil føre til opphetning av vannet og en fordyrende drift, noe som ikke er ønskelig. Vi visste vi skulle 3D-printe beholderen, så vi brukte PLA til dette. PLA er laget av fornybare ressurser, og er et miljøvennlig og biologisk nedbrytbart materiale. Dette fungerer godt siden modellen blir nedskalert og vi lager den i målestokk 1:20. Både i veggene og i bunnen modellerte vi inn spor, slik at elektrodene enkelt kunne plasseres i tanken. Vi måtte også ta høyde til hvordan utskiftning av elektrodene skulle skje. Da bestemte vi oss for at de skal plasseres og skiftes ovenfra.

Volumet på reaktoren ble bestemt utfra hvor mange PE vi ønsket å forsyne. Vi satte et mål om å forsyne 20000 PE med behandlet drikkevann og kunne plassere reaktoren i en 40"-container. Grunnen til vi satt denne avgrensningen var for å ha et realistisk og oppnåelig mål å jobbe mot, som gjorde det enklere og mer motiverende for oss videre i prosjektet.

For inntaket som skal supplere reaktoren med vann, og uttaket som skal sende vannet som har reagert med koagulantene videre til sedimentering og flotasjon, måtte ha stor nok kapasitet til å sørge for en jevn flyt gjennom tanken.

4.3 Simulering av reaktoren

For vannet som skal behandles måtte vi tenke på hvordan vannet strømmer gjennom tanken og hvordan man oppnår best mulig flyt. Vi brukte SolidWorks for både modellering og simulering av tanken, før vi gikk i gang med 3D-printing. Ved bruk av SolidWorks under formgivning av reaktorene kunne vi underveis i prosessen kjøre simuleringen og gjøre fortløpende endringer på reaktoren, da vi så elementer ved tanken som hindret ønskelige resultater. Ved hjelp av «flow simulation» i SolidWorks kunne vi simulere strømmingen og få en bedre forståelse av hvordan vannet beveger seg gjennom tanken. Dette gjøres ved å bruke CFD analyser («computational fluid dynamics», numerisk væskedynamikk) hvor numeriske metoder brukes til å analysere strømningsproblemer, slik at vi kan se hvor det vil oppstå problemer med strømmingen i reaktoren, og hvordan forandringer vi foretok utbedret strømmingen. Dette hjalp oss å enklere finne svakheter ved designet, og forandre de slik at dødsoner og sykloner ble redusert eller fjernet.

Det var flere parametere vi måtte ta høyde for når vi studerte elektroflokkuleringstanken, som strømming, energitap, kontakttid, trykk, dødsoner og sykloner. I selve reaktoren vil strømmingen variere, og det vil derfor kunne oppstå dødsoner og sykloner. Det er viktig at dødsonene og sykloner minimaliseres da det påvirker driften og behandlingstrinnet i sin helhet. Utformingen på reaktoren vil påvirke vannstrømmingen, og jo mer krøket man lager reaktoren, desto høyere energitap får man. Om man øker vanngjennomstrømmingen vil dette gå utover kontakttiden elektrodene får med vannet. Alle disse faktorene måtte vi se nærmere på underveis i prosjekterings- og utviklingsfasen.

5 RESULTATER


Som nevnt tidligere startet vi oppgaven med å utvikle to design for å kjøre simuleringer av dem og sammenligne for å se hvilken som opererte best. Vi utformet først et design hvor vi ikke hadde gjort noe dypere undersøkelse av hvordan reaktorer vanligvis er utformet eller hva som fantes fra før. Deretter gikk vi videre på å utforme en lang horisontaleplatereaktor for å sammenligne disse to.

Begge reaktorene vi designet var tenkt å plasseres i en 40"-container. Bakgrunnen for dette var at vi ville lage et produkt som kunne transporteres og brukes, uten mye montering. Dette var primært fordi vi så en mulighet i elektroflokkulering drevet av solkraft, hvor containeren kunne fraktes inn og driftes, for eksempel ved å hjelpe en landsby med å rense vannet til et hygienisk nivå eller forsyne vann i en krisesituasjon.

Vi satte et mål om å ha kapasitet til å forsyne 20000 pe med behandlet drikkevann, daglig. Gitt at hver person trenger tre liter drikkevann per dag, må vi ha kapasitet til å behandle en større mengde vann.

$$3l/pe \times \frac{20000pe}{p \times d} = 60000l/p \times d$$

$\frac{60000l/p \times d}{1000} = 60m^3$, vi trenger altså $60m^3$ dersom det benyttes tank eller magasin til lagring av vannet. (legg inn referanse på bilde fra zortero)



40 ft High cube Container			
Dimensions	External	12.192 × 2.438 × 2.896	M
		40 × 8 × 9.5	FT
	Internal	12.031 × 2.348 × 2.695	M
Door Opening(W*H)		2.336 × 2.585	M
Inside Cubic Capacity		76	CBM
Maximum Gross Weight		30,480	KG
Tare Weight		3,990	KG
Maximum Payload		26,490	KG

Figur 15: Mål på 40-fots container (40' Length (feet) and Dry Container Type 40ft High Cube Container, 2020)

En 40"-container har kapasitet på $76m^3$. Det gjør at vi må formgi elektroflokkuleringstanken ut fra dette. Vi valgte videre å bruke målestokk 1:20 for modellering av tanken, fordi det gjør det enklere ved bygging og framtidig testing.

Tilgjengelig plass innvendig i container ved bruk av målestokk 1:20:

$$\text{Lengde: } 12031\text{mm} \times \frac{1}{20} = 601,55\text{mm}$$

$$\text{Bredde: } 2348\text{mm} \times \frac{1}{20} = 117,4\text{mm}$$

$$\text{Høyde: } 2695\text{mm} \times \frac{1}{20} = 135\text{mm}$$

5.1 Lang 3-kanals horisontalplatereaktor

Den første reaktoren vi utformet var en reaktor med lange og tre separate kanaler. I denne vil vannet renne inn og fordele seg gjennom et forgreningsrør, som fører vannet videre til kanalene. Inne i kanalene vil vannet få kontakt med anoden og katoden som er plassert på hver sin side, og koaguleringen oppstår. Deretter vil vannet samles via et nytt forgreningsrør, før det går til videre behandling. Reaktoren ble modellert i målestokk 1:20.



Figur 16: Plantegning av lang 3-kanalsreaktor

5.1.1 Utforming og mål

Kabinettet vil bli laget av et ikke-ledende materiale for å forhindre unødig strømkonsum slik at kun elektrodene benytter den tilførte strømmen. Elektrodene utgjør det som danner kanalene gjennom reaktoren og vil være veggene som holder vannet inne. Disse vil bli forseglet med pakninger, som forhindrer lekkasje. Vi valgte å benytte aluminium som elektrodemateriale med tykkelse på 2 millimeter per plate og elektrodeavstand på 5,5 millimeter. Elektrodeoppsettet som blir brukt er et MP-P, altså et monopoler-parallelt oppsett.

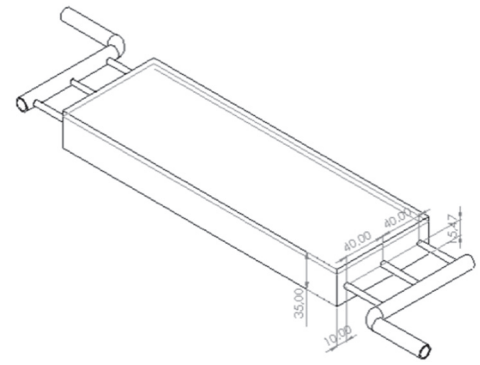
Reaktoren har følgende utvendige mål:

$$l_{reaktor\ utv.} = 300\ mm$$

$$b_{reaktor\ utv.} = 100\ mm$$

$$h_{reaktor\ utv.} = 35\ mm$$

$$V_{utv.} = 300\ mm \times 100\ mm \times 35\ mm = 1,05 \times 10^{-3} m^3$$



Figur 17: 3D-tegning av lang 3-kanalsreaktor

Denne trenger derfor 8,4 m³ for å kunne plasseres i containeren.

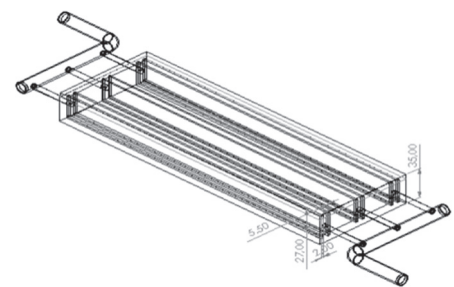
De innvendige kanalene har et samlet volum på:

$$l_{kanal} = 300\ mm$$

$$b_{kanal} = 100\ mm$$

$$h_{kanal} = 27\ mm$$

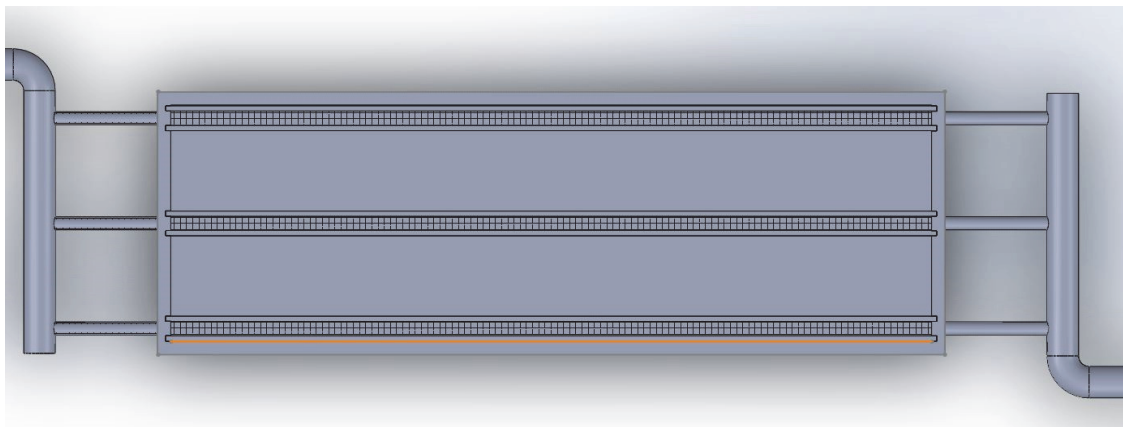
$$V_{kanal} = 300\ mm \times 100\ mm \times 27\ mm = 1,05 \times 10^{-3} m^3$$



Figur 18: 3D-tegning innvendig av lang 3-kanalsreaktor

5.1.2 Mesh

Proessen med å dele opp modellen i små biter eller celler, kalles meshing. Avgrenset elementanalyseprogrammer ser på modellen som et nettverk av sammenkoblede elementer og gjør derfor meshing til et avgjørende trinn i designanalyse og sentralt verktøy i formgivning.

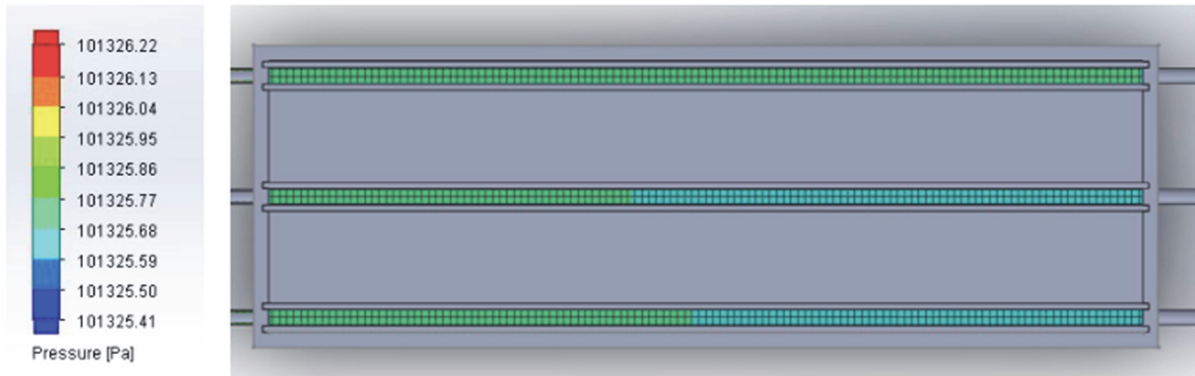


Figur 19: Inndeling av celler i SolidWorks - Meshing

Figur 5 viser hvordan tanken er delt inn i celler og hvor SolidWorks har gjort beregninger for væskedynamikk i hver enkelt celle. Inndelingen sier noe om hvor nøyaktig kalkuleringen man

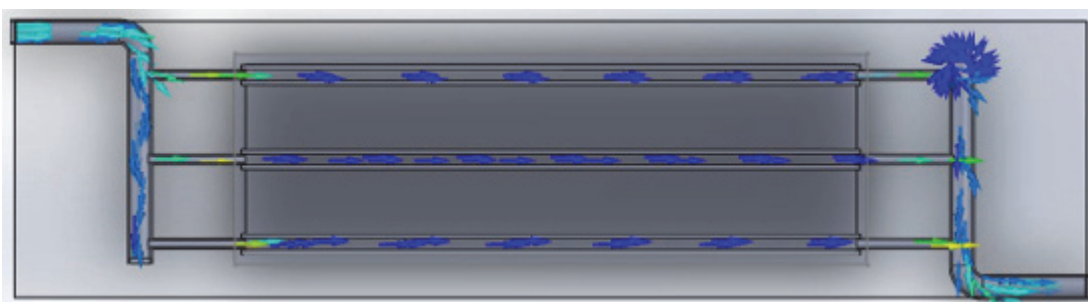
får ut av programmet vil være. Programmet genererer automatisk nettverket av celler man skal gjøre beregninger av, men man kan dog sette grenser selv.

5.1.3 Trykk



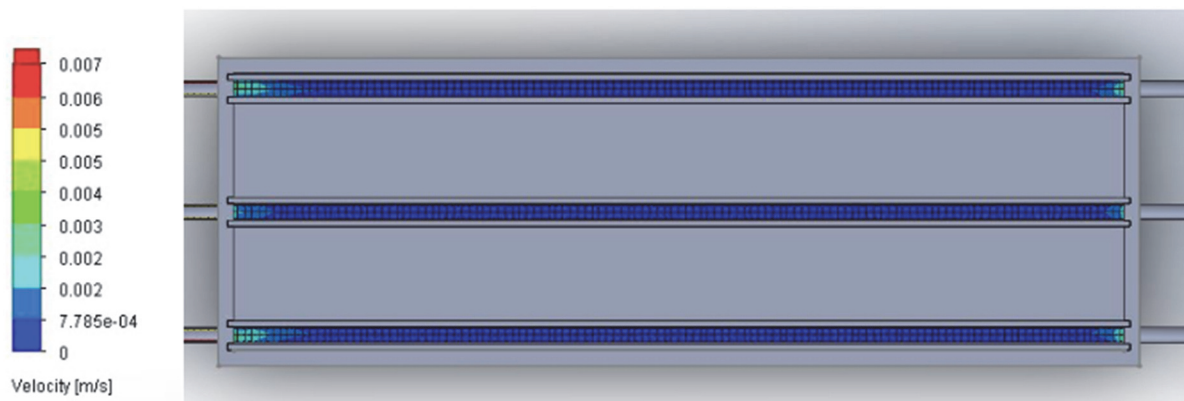
Figur 20: Simulering av Trykk

Bilder over viser trykket i ef-tanken bygd opp med kanaler. Man ser at trykket i den øverste kanalen er lik gjennom hele kanalen. Dette er hovedsakelig fordi det er den første kanalen som er tilkoblet forgreningen ved hovedinntaket, samtidig som det oppstår sykklon i bendet ved utløpet som fører til større motstand og dermed høyere trykk. De to andre kanalene er henholdsvis like, men den siste kanalen har litt høyere trykk. I motsetning til den første kanalen, avtar trykket i de siste kanelene mot utløpet. Fordi inntakene og forgreningsrøret har såpass skarp vinkel, oppstår det stort energitap inn til kammersene. Det vil derfor være trykktap inne i kammersene, samtidig som det oppstår sykklon i enden av forgreningsrøret til uttaket.



Figur 21: Syklon i forgreningsrør

5.1.4 Hastighet



Figur 22 Hastighet på vannet gjennom kanalene

Figur 8 viser hastighet av vannet i kanalene. Som en kan se vil hastigheten avta ved inntaket til kanalene. Dette er fordi arealet til kanalene er større en arealet til rørene. Så ser man at hastigheten på vannet øker ved uttaket. Dette er på grunn av at vannet føres inn i et rør hvor arealet blir mindre.

Resultatene er fra simuleringen av tanken som ble valgt bort. Dette er et av to utdrag som ble modellert i begynnelsen av prosjektet, for å sammenligne de opp mot hverandre og velge den tanken som oppnådde best resultater for elektroflokkulering. Grunnen for at denne ble valgt bort er fordi den ikke oppnår like høy oppholdstid og vannet får lavere kontakttid med elektrodene. En konsekvens av dette vil være en høyere tilførsel av strøm for å oppnå samme koagulerings-effekt. En annen grunn for at denne tanken ikke ble valgt videre er på grunn av at vi begynte å designe den før vi hadde lest oss opp på teorien da det ikke vil være mulig og skalere den opp da avstanden mellom elektrodene vil bli for stor. Noe som ville ført til dårlig egenskaper som en elektroflokkuleringstank med lav effekt.

5.2 Lang horisontalplatereaktor

Den andre reaktoren vi designet, var basert på en lang horisontalplatereaktor. Denne type reaktor krever flere elektroder enn det første designet, og spor eller riller i bunn og vegger, som holder elektrodene på plass og forhindrer flytting av dem, når de er under påkjenning av krefter fra vannet.

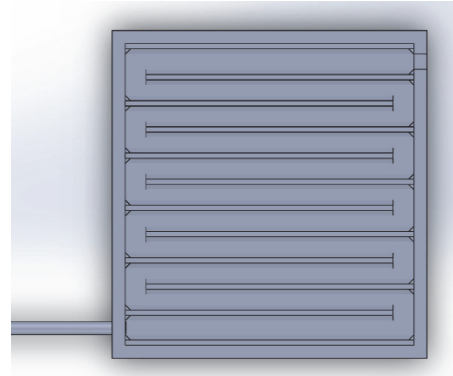
5.2.1 Utforming og mål

Kabinettet er av et ikke-ledende materiale, slik at det er kun elektrodene som får strøm gjennom seg. Videre så var antall og avstand mellom elektrodene viktig, da det bestemmer

hvor mye strøm man må tilføre for å oppnå en gitt koaguleringsdose. Siden anbefalt avstand er mellom 5-10 mm, valgte vi å bruke c/c 10 mm, da omkringliggende avstand er mye praktisert.

I designet vårt har vi totalt 12 elektroder, hvorav seks er anoder og seks er katoder. Oppsettet på elektrodene kalles MP-P, som står for monopoler-parallell, og er et velbrukt elektrodeoppsett. Fordelen er at tilført strøm blir jevnere fordelt og gir en lavere potensialforskjell mellom elektrodene. Bildet til høyre viser hvordan tanken er utformet, sett ovenfra.

I denne reaktoren er det benyttet aluminium som elektrodemateriale med tykkelse på 2 millimeter.



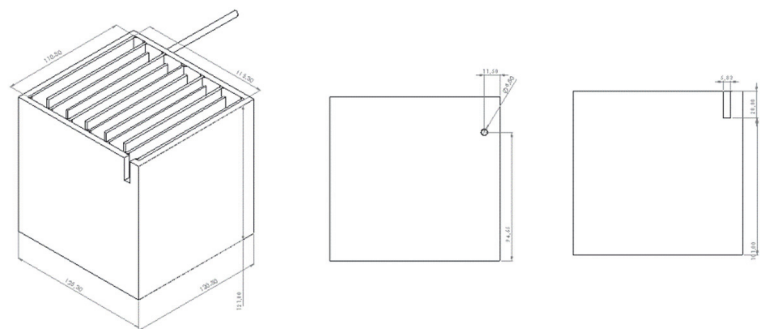
Figur 23: Snittegning av lang horisontalplateraktor sett ovenfra

Den lange horisontalplateraktoren vil ha form som en kube og de utvendige målene (l x b x h) på reaktoren er:

$$l_{reaktor\ utv.} = 122,5\ mm$$

$$b_{reaktor\ utv.} = 120,5\ mm$$

$$h_{reaktor\ utv.} = 121\ mm$$



Figur 24: 3D-tegning og plantegning

Grunnen til at målene ikke stemmer overens med plassen som er tilgjengelig i containeren, er fordi det trengs tykkere vegger når den 3D-printes, slik at man får boret og festet gjennomføringer i veggene til inn- og uttak. Dette vil likevel ikke påvirke på de innvendige målene.

Innvendige mål (l x b x h):

$$l_{reaktor\ inv.} = 112,38\ mm$$

$$b_{reaktor\ inv.} = 110,08\ mm$$

$$h_{reaktor\ inv.} = 112\ mm$$

Dette gir oss et innvendig volum ved bruk av målestokk 1:20:

$$V_{mod.inv.} = L \times B \times H = 0,11238 \text{ m} \times 0,11008 \text{ m} \times 0,120 \text{ mm} = 1,5088 \times 10^{-3} \text{ m}^3$$

For den faktiske modellen får vi et indre volum på:

$$V_{faktisk} = L \times B \times H = 2,4 \text{ m} \times 2,44 \text{ m} \times 2,4 \text{ m} = 14,054 \text{ m}^3$$

Videre så vil anodene bruke en del av det innvendige volumet:

$$l_{anode} = 102,05 \text{ mm}$$

$$b_{anode} = 2 \text{ mm}$$

$$h_{anode} = 112 \text{ mm}$$

$$V_{anode} = L \times B \times H = 0,10205 \text{ m} \times 0,02 \text{ m} \times 0,112 \text{ m} = 0,2286 \times 10^{-3} \text{ m}^3$$

Det vil si at fullstendig reaktorvolum ved målestokk 1:20 blir:

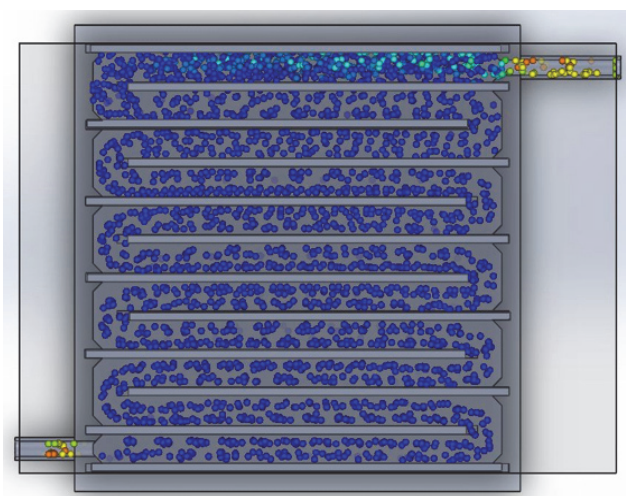
$$\begin{aligned} V_{reaktor} &= V_{mod.inv.} - V_{anode} = 1,5088 \times 10^{-3} \text{ m}^3 - 0,2286 \times 10^{-3} \text{ m}^3 \\ &= 1,2802 \times 10^{-3} \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dette gir oss en indikasjon på volum, men ikke nøyaktig volum på reaktoren i faktisk størrelse. Dette er fordi man fremdeles bør ha elektrodeavstand på 8 mm, som fører til at flere anoder og katoder vil bli plassert i den faktiske modellen, og ta opp mer av plassen i reaktoren.

Omtrentlig volum på reaktor i faktisk størrelse:

$$\begin{aligned} V_{reaktor} &= 1,2802 \times 10^{-3} \text{ m}^3 \times 20 \times 20 \\ &\quad \times 20 = 10,24 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

I reaktoren vil vannet ha en serpentin bevegelse gjennom reaktoren, som man kan se på figur 8. Dette er fordi elektrodene danner kanaler, og vannet renner gjennom dem før det når uttaket. Siden vannet må gjennom så mange kanaler, vil det oppstå noe energitap, samt enkelte dødsoner og sykloner i reaktoren.



Figur 25: Bevegelse i reaktoren

5.2.2 Mesh – et inntak

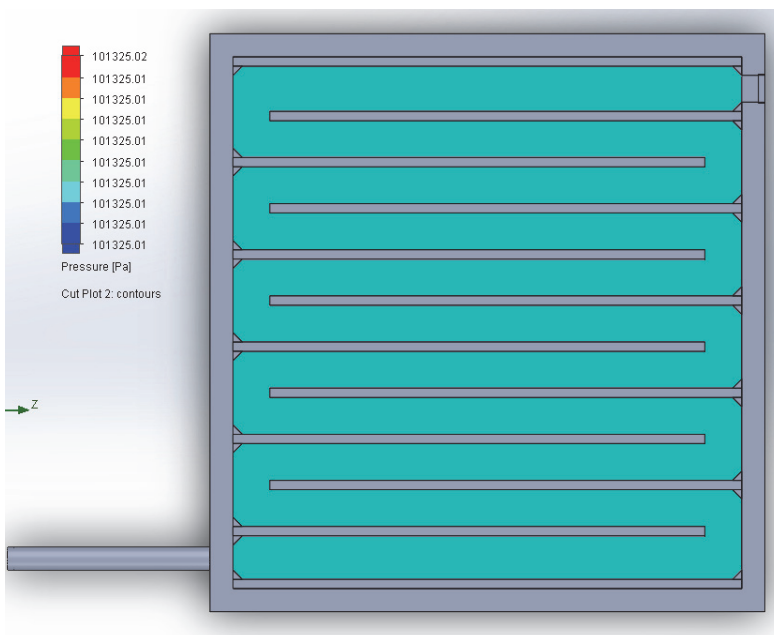
Figur 12 viser hvordan SolidWorks delte inn reaktoren i celler for analyse av væskedynamikk. Inndelingen og kalkuleringen er noe mer omfattende enn den forrige reaktoren, da denne reaktoren er noe større og dermed genererer et mer omfattende nettverk av celler.



Figur 26: Inndeling av celler på reaktor med et inntak

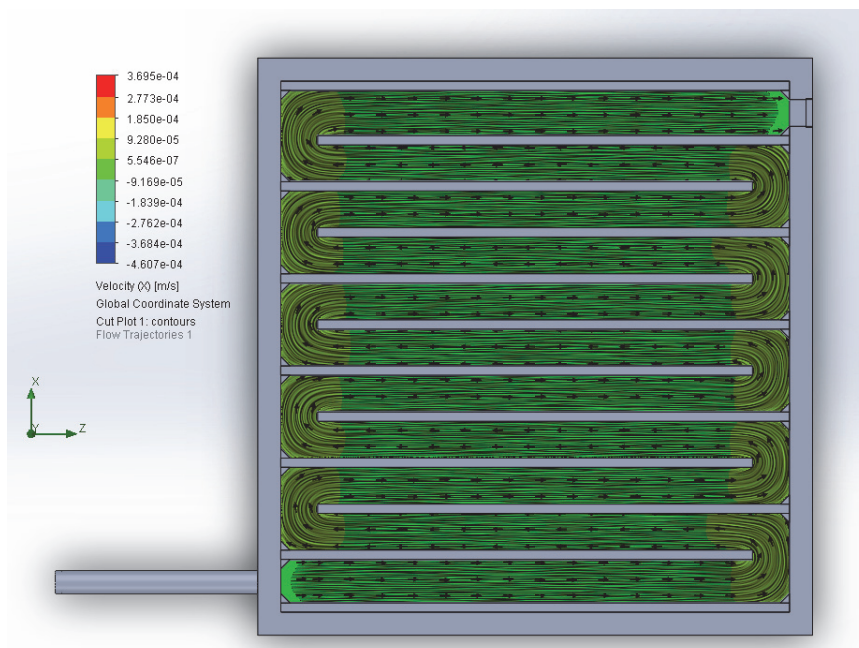
5.2.3 Trykk – et inntak

Under ser man hvordan trykket i reaktoren er. Vi oppnår et jevnt trykk gjennom hele tanken og har tilsvarende 1 atm.



Figur 27: Trykk i reaktor med et inntak

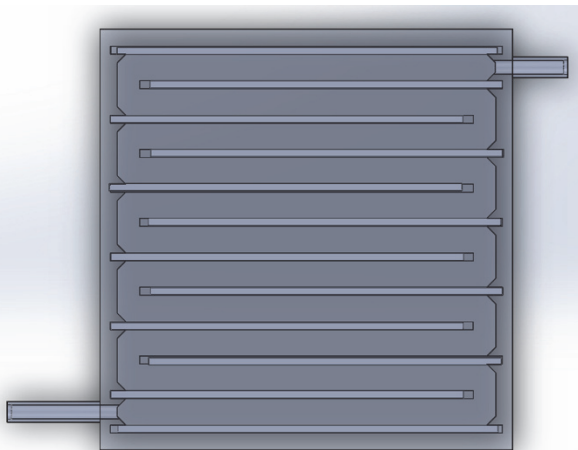
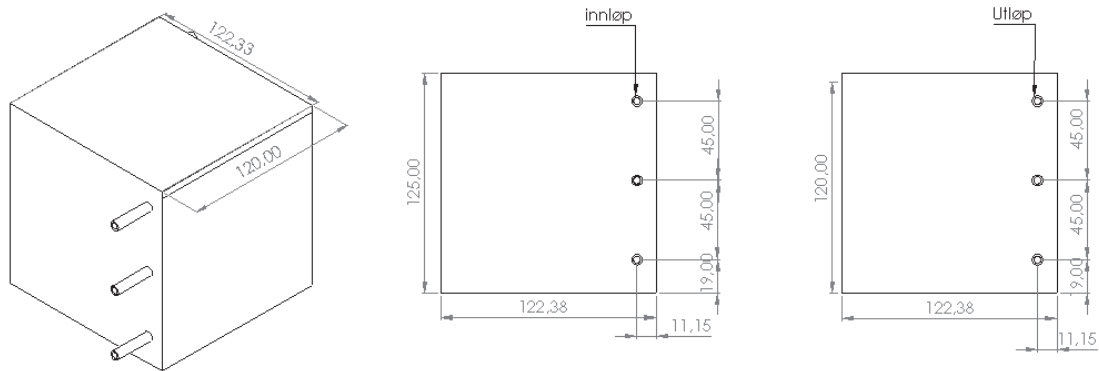
5.2.4 Hastighet – et inntak



Figur 28: Hastighet på vannet i reaktor med et inntak

Figur 14 illustrerer hastigheten i reaktoren med et inntak. Om man studerer denne grafiske fremstillingen ser man at hastigheten øker rundt svingene.

Ut ifra resultatene som vi nettopp har sett på, oppdaget vi at det er nødvendig å øke trykket, samt vannstrømningen. For å øke vannstrømningen måtte vi derfor lage en forseglet beholder med lokk, som vil gjøre at reaktoren opererer under trykk. På grunn av vannets bevegelse gjennom reaktoren oppstår det energitap, og i første utkast av reaktoren hvor vi hadde valgt å ha ett inntak og uttak, som førte til dårlig miksing av vannet, samt flere områder med dårlig utskiftning. Fordi det ikke var gunstig utnyttelse av hele volumet i tanken valgte vi å øke antall inntak og uttak til tre, som ble plassert vertikalt på tanken. Dette var for å få en jevnere strømning og miksing i hele tankens tverrsnitt, samt øke kontakttiden som vannet får med elektrodene, før det går videre til sedimentering og flotasjon.

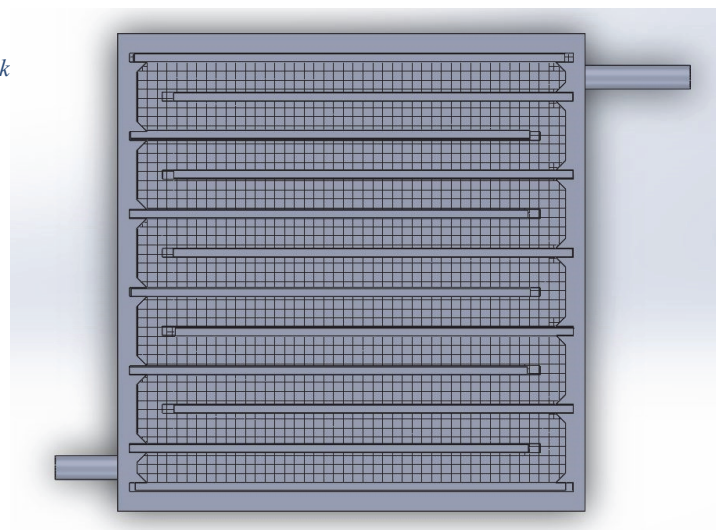


Figur 29: Snittegning lang horisontalplatoreaktor med tre inntak

Som man ser her er kanalen som var tenkt til uttak blitt erstattet med rør.

5.2.5 Mesh – tre inntak

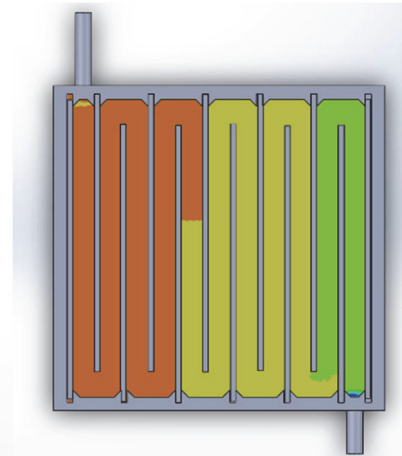
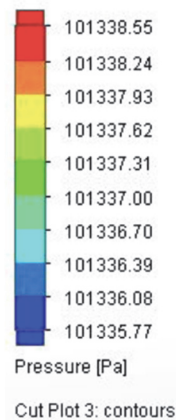
Figur 9 viser hvordan SolidWorks delte inn reaktoren i celler for analyse av væskedynamikk. Som man kan se er skinnene som holder elektrodene på plass blitt fjernet. Dette er fordi de ga lite effekt på strømmingen i tanken og ble derfor overflødig å ha i tanken.



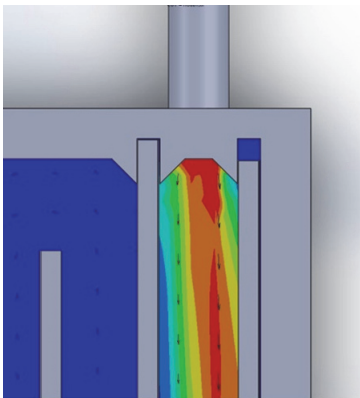
Figur 30: Inndeling av celler i reaktor med tre inntak

5.2.6 Trykk – tre inntak

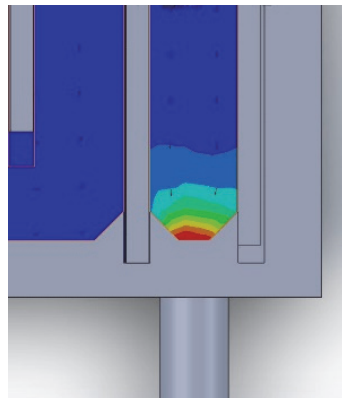
Figur 16 visualiserer trykkets forandring gjennom reaktoren. Ut fra denne ser man at høyeste trykk er ved innløpet med et trykk på 101338Pa og at det gradvis synker ned til 101335Pa. Trykkendringene er relativt små og har lite påvirkning på driften.



Figur 31: Trykk i lang horisontaleplatoreaktor med tre inntak



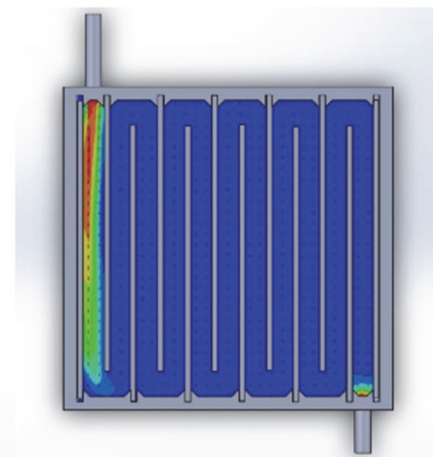
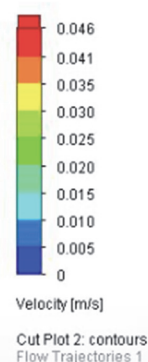
Figur 33: Horisontalt tverrsnitt av inntak



Figur 32: Horisontalt tverrsnitt av uttak

5.2.7 Hastighet – tre inntak

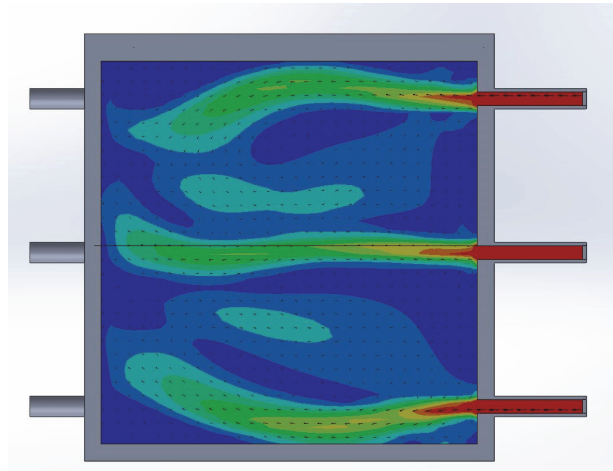
Hastigheten på vannet som er illustrert i figur 19, forteller at vi opererer med høyest fart ved inntaket, og hvor det gradvis avtar i første kanal. Grunnen til at det minsker er at kanalen har et større volum enn rørene, og gitt $Q = v \times A \rightarrow v = \frac{Q}{A}$, så vil hastigheten reduseres ved større areal. Som man kan se på figur 20, som er et horisontalt tverrsnitt av inntaket og gir en visuell framstilling av hastigheten med farger, og retningen av vektorpiler ser man at vannet strømmer rett vei under simuleringen. Her symboliserer pilene hastigheten på strømmingen og partiene med høyest hastighet har størst piler, og i motsetning har partier med lavere hastighet vann har mindre piler. Videre vil



Figur 34: Hastighet i lang horisontalplatoreaktor

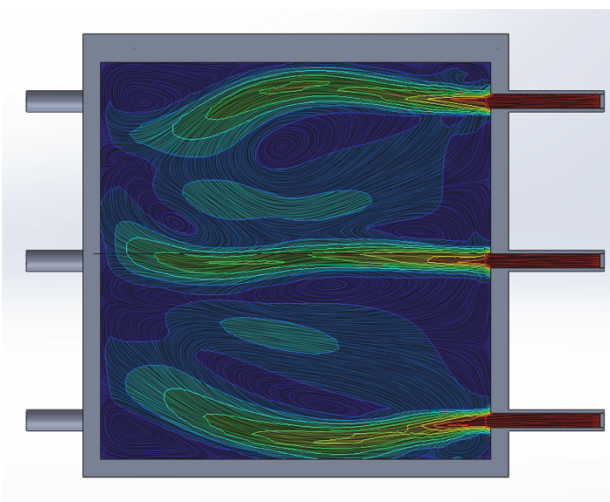
vannet ha en jevn hastighet i de resterende kanalene inntil det når uttaket og farten øker, som vist på figur 21.

Figur 22 gir en visuell framvisning av hastigheten på vannet i et vertikalt tverrsnitt. Her ser vi enda bedre både hvordan hastigheten og bevegelsen på vannet er, og hvordan hastigheten avtar inne i reaktoren. Som en kan se utfra vektorpilene oppstår det virvel i den første kanalen.



Figur 35: Hastighet i vertikalt tverrsnitt

Figur 36: Vertikalt tverrsnitt av strømning



Figur 23 er av det samme tverrsnittet, men her har vi sett nærmere på vannstrømningen og virvlene som oppstår. Som illustrasjonen viser oppstår det turbulent strømning i første kanalen. Vi ønsker å oppnå laminær strømning i reaktoren gjennom hele reaktoren, da dette vil være en faktor på hvor jevn renseeffekt vi oppnår.

5.3 Redesign og optimalisering

Etter hvert som vi bevegde oss ut i prosjektet og kom i mål med optimaliseringen av EF-reaktorene, gikk vi i gang med å kontrollere utformingene i forhold til plassrestriksjonene vi hadde pålagt oss selv. Det viste seg at det ville være dårlig tilkommelighet inne i containeren, og der var liten plass til andre installasjoner.

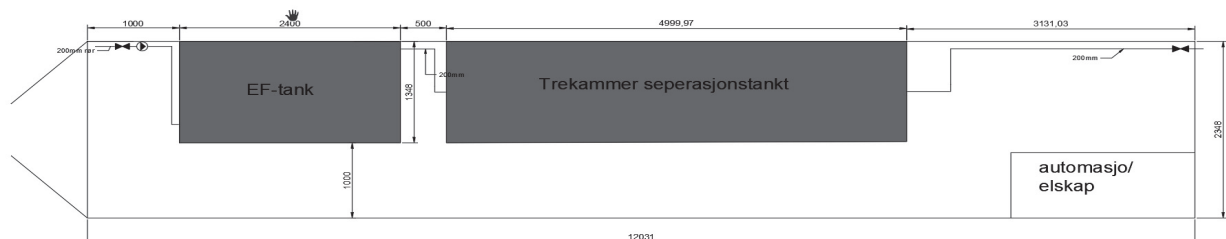
Rørdimensjonene ble også økt fra 5 millimeter til 10 millimeter, noe som fører til større gjennomstrømning. Da vi modellerte tanken ut fra de nye konfigurasjonene måtte vi flytte på både inntakene og uttakene, for at rørene ikke skulle gå utover plassen i bredderetning. Dette

var en av to grunner til at vi endret retning på elektrodene i reaktoren. Hovedårsaken til at vi endret retning var for å redusere virvler i reaktoren. En konsekvens av dette var at de elektrodene som var plassert ved inn- og uttakene måtte fjernes, fordi avstanden ble større enn 10 millimeter. Vi måtte derfor gjøre noen omrokninger og forandre designet vi valgte å bruke. Dette førte til nye resultater av EF-reaktoren.

5.3.1 Nytt design og ombygging

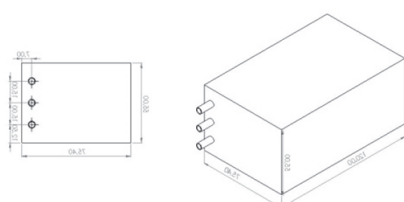
I og med containeren har begrenset plass, måtte vi tenke smart på hvordan vi skulle gjøre det med plassfordeling og tilkommelighet. Det viste seg at de tidligere reaktorene vi designet vil ta for stort plass i bredderetning, noe som gjorde det problematisk å plassere dem i containeren.

Vi synes det var viktig å ta høyde for dette, men vi gjorde dette ikke helt nøyaktig grunnet omfanget, tiden og planleggingen det ville innebære. Vi tok derimot høyde for at man skal kunne bevege seg inne i containeren, ha plass for automasjonsskap og andre nødvendige installasjoner, samt nå tak i disse. Vi lagde derfor denne plantegningen i AutoCAD for å gi en pekepinn på hvordan vi ser for oss oppsettet, og kan ut ifra dette omdisponere plassen best mulig, samt justere reaktoren til å passe.

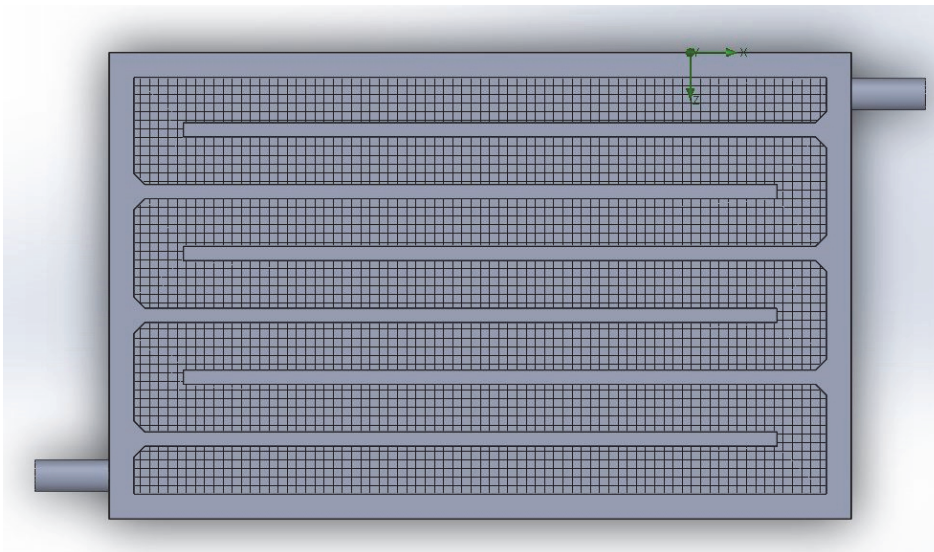


Bilde 1: Plantegning av rensecontainer

Planløsningen viser at man har god tilkommelighet til alle installasjonene og har tilstrekkelig med plass i containeren. Både EF-reaktoren og 3-kammerstanken vil stå på hjul eller skinner, slik man får flyttet de når man setter opp containeren for drift og får koblet rørene til og mellom dem.



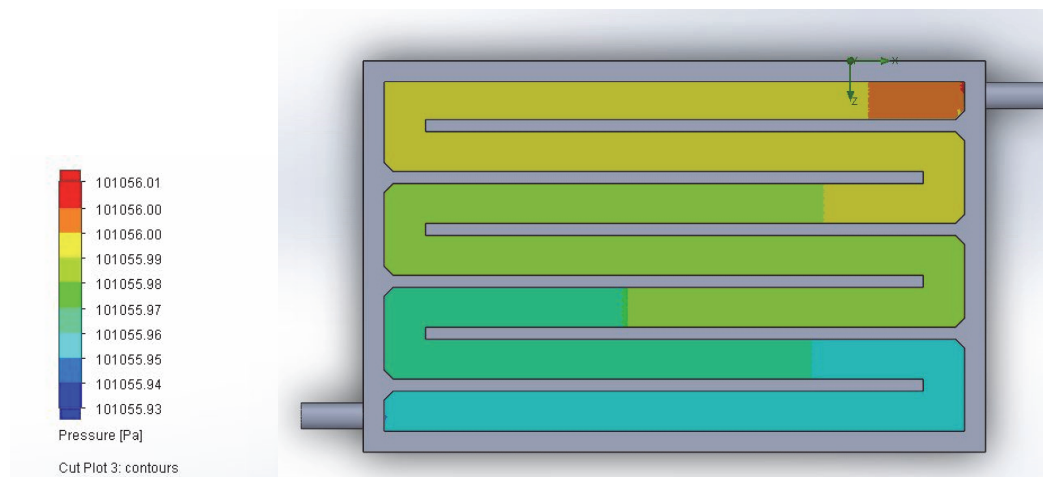
5.3.2 Mesh



Figur 37: Inndeling av Mesh for beregning

Bilde over viser hvordan tanken er delt opp for beregning. For hver enkelt rute man ser på bilde har programmet foretatt beregninger. Dette gjør det enklere å se om der er elementer som forhindrer ønsket resultat og om disse påvirker vannstrømning eller nøyaktighet av modellen.

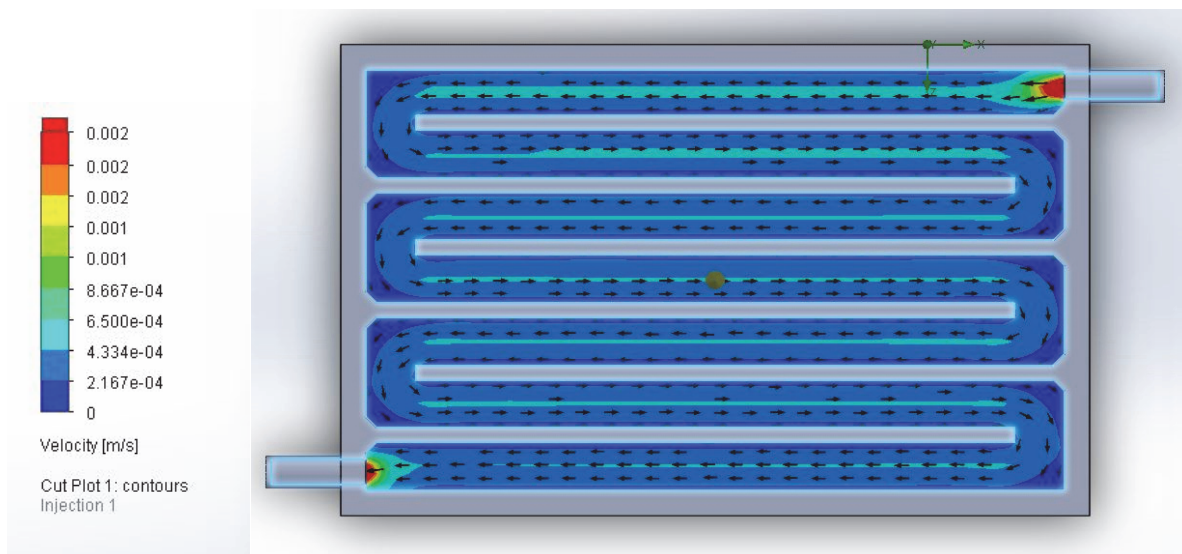
5.3.3 Trykk



Figur 38: Trykk av ny lang horisontalplatereaktor

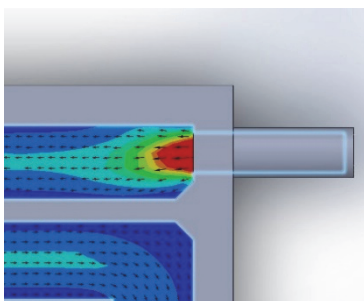
Her har vi en grafisk oversikt over trykkforandringen i tanken. Som man ser på bilde over er det størst trykk ved innløp som deretter avtar gradvis i tanken.

5.3.4 Hastighet

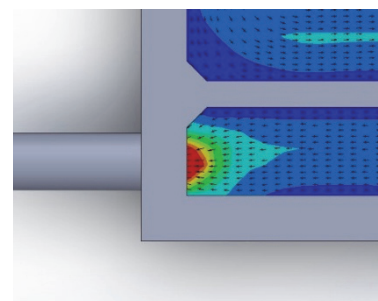


Figur 39: Grafisk framstilling av hastighet i tank

Som figur 26 illustrerer, vil hastigheten på vannet minske når det kommer inn i tanken. Videre kan det observeres at i selve tanken er det høyest hastighet i midten av cellene og når vannet kommer til utløpet vil hastigheten øke igjen.



Figur 40: Detaljbildet viser hastigheten på vannet ved innløpet



Figur 41: Detaljbildet viser hastighet av vannet ved utløpet

Ved å se nærmere på detaljbildene over vil det være mulig å studere inn- og utstrømning av tanken for å se hvordan hastigheten forandre seg. Videre er det også mulig å se at vannet går i rett retning som er visualisert av vektorpilene. Her ser man at ved inntaket så vil vannet begynne å spre seg til siden mens ved uttaket vil det snevre seg inn igjen.

5.3.5 Surface goal

For å kunne gjøre analyse av vannstrømningen ble det satt opp avgrensninger ved inn- og uttakene av tanken. Dette er for å kunne se nærmere på hvordan trykk, fart og vannstrømning ville være ved de gitte parameterne som ble satt under testing, og ut fra dette vil man se om

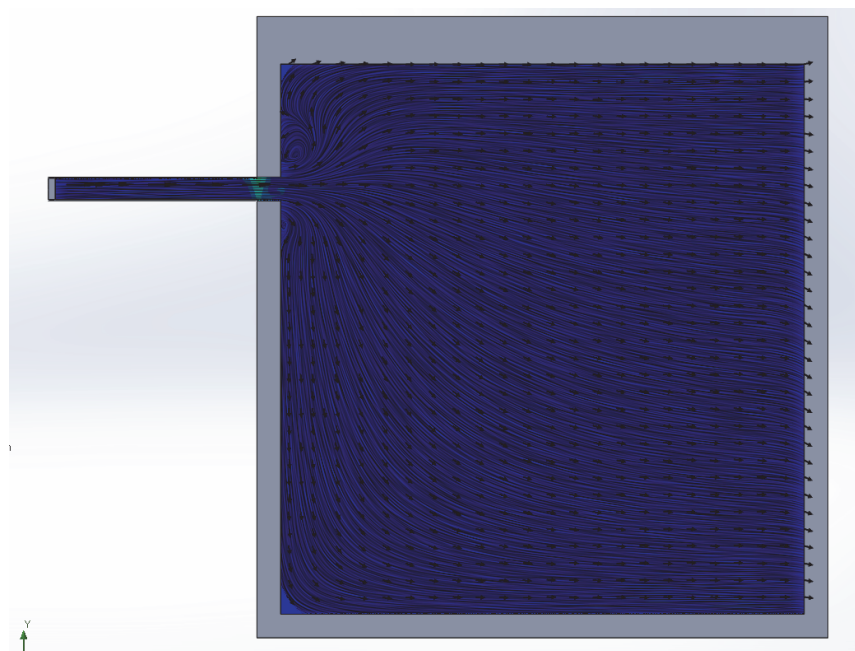
målene blir nådd. Ved inntaket er det viktig at svingningene i levert vannmengde holdes minimale. Skulle det oppstå store variasjoner må man gjøre endringer for å forebygge dette, slik at strømmingen inn til tanken holdes jevn.

Nedenfor er det listet opp de ulike avgrensningene som ble satt og vi valgte å se på hvert enkelte inn- og uttak. Dette gjør det enklere å sammenligne forholdene i alle rørene og se om man må gjøre forandringer for å optimalisere strømmingen i alle rørene, samt utbedre seksjoner hvor det oppstår uønsket resultater. Dataene som ble hentet ut ligger som vedlegg 2-5.

5.4 Sammenligning av reaktorene

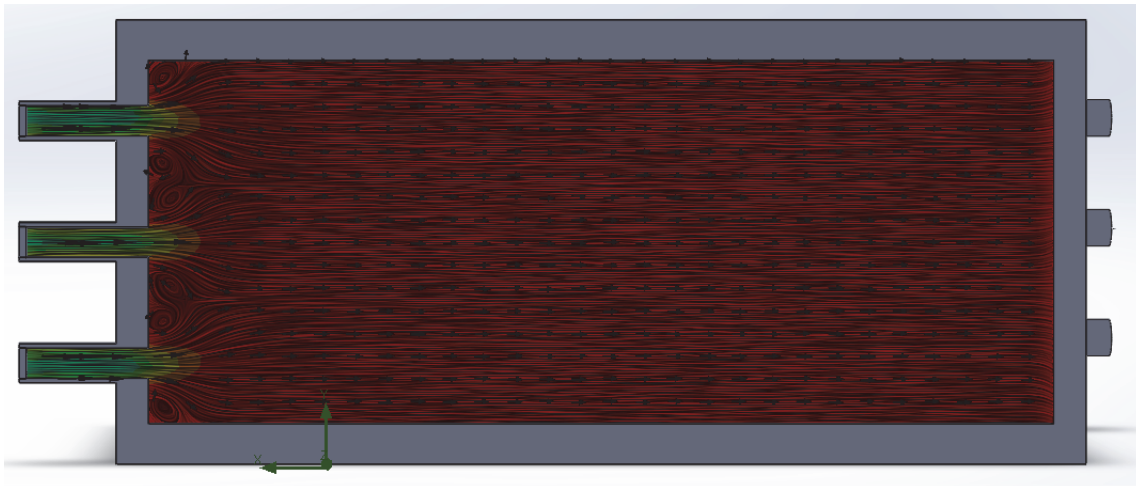
Vi skal se nærmere på forskjellen mellom den første og siste versjonen av elektroflokkuleringsreaktorene, for å sammenligne disse og hvordan utbedringene vi gjorde har påvirket væskedynamikken.

5.4.1 Inntak



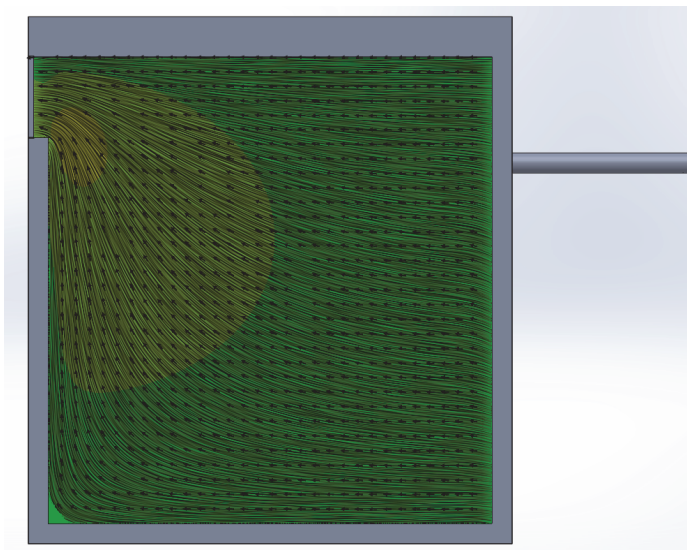
Figur 42: Strømning i reaktor med et inntak

Figuren over viser strømmingen i den første reaktoren. Sammenligner man denne med den figuren under som har tre inn- og uttak, ser man at den turbulente strømmingen er eliminert. Det er oppnådd laminær strømning gjennom tanken. Dette er ønskelig da det vil gjøre det enklere å sørge for lik kontakttid av vannet som skal behandles.



Figur 43: Strømning i reaktor tilpasset container

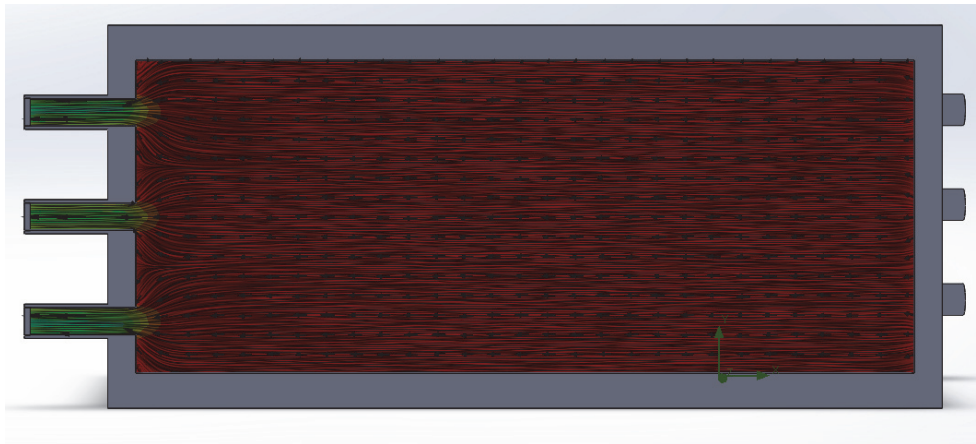
5.4.2 Uttak



Figur 44: Strømning i reaktor med et uttak

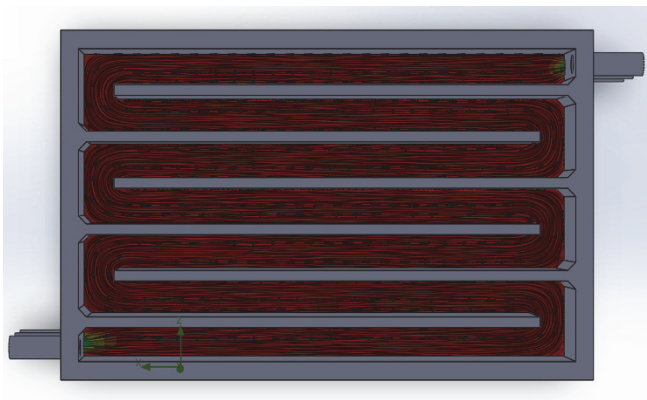
På figuren over ser vi hvordan strømningen i reaktoren og uttaket er i den første versjonen vi laget. Som man kan se så vil vannet som blir behandlet i toppen av reaktoren ha mye kortere bevegelse, og at jo lengre nedover i reaktoren man beveger seg må vannet transporteres lengre for å komme ut av reaktoren.

Under ser vi hvordan strømningen ble i den siste versjonen med tre uttak. Her ser vi mye av det samme som ved sammenligningen av inntakene, altså at vi har fått en jevnere gjennomstrømning. Ved å se på tverrsnittet av begge tankene vil man se at endringene som er gjort har ført til en tilnærmet lik kontakttid for vannet som blir behandlet, uansett hvilke nivå man ser på.

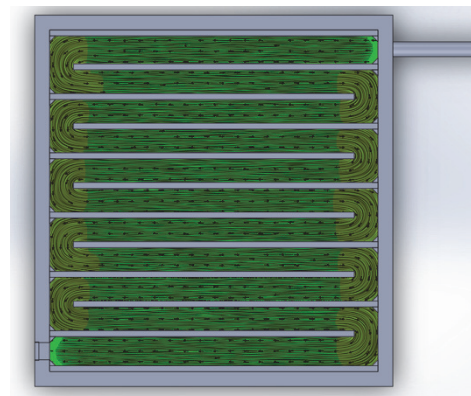


Figur 45: Strømning i reaktor med tre uttak

Man kan se at forandringene som er gjort med utformingen av tanken har forbedret strømningen og virvlene som oppstod av turbulent strømning er så godt som borte. Det er fortsatt litt turbulent strømning ved inntakene, men det er på et akseptabelt nivå. Vi har oppnådd laminær strømning, som er ønskelig.



Figur 47: Strømning i siste versjon av reaktor



Figur 46: Strømning før optimalisering av reaktor

Når man ser på reaktorene ovenfra, er det lite forskjell på selve strømningen igjennom tanken, men når man ser på både det horisontale og vertikale tverrsnittet ser man at ved å øke antall inntak og uttak vil man oppnå et bedre resultat av strømningene i tanken. Slik at det er lettere å være sikker på at alt vannet bli får tilstrekkelig behandling i tanken. Som man også ser på bildene over, er de største forandringene som er gjort på reaktoren endringene i lengde- og bredderetning, så reaktoren har gått fra å være kvadratisk til å ha en rektangulær form. Elektrodene ved inn- og uttakene er også fjernet, som fører til bedre strømning ved de berørte områdene. Det er også økt antall inn- og uttak. Ved å optimaliserestrømningen i reaktoren kan man sørge for at kontakttiden til vannet blir lik gjennom hele prosessen. Dette fører også til at

eventuelle tester som blir utført med hensyn til renseeffekt vil bli mer eksakt grunnet lik eksponering.

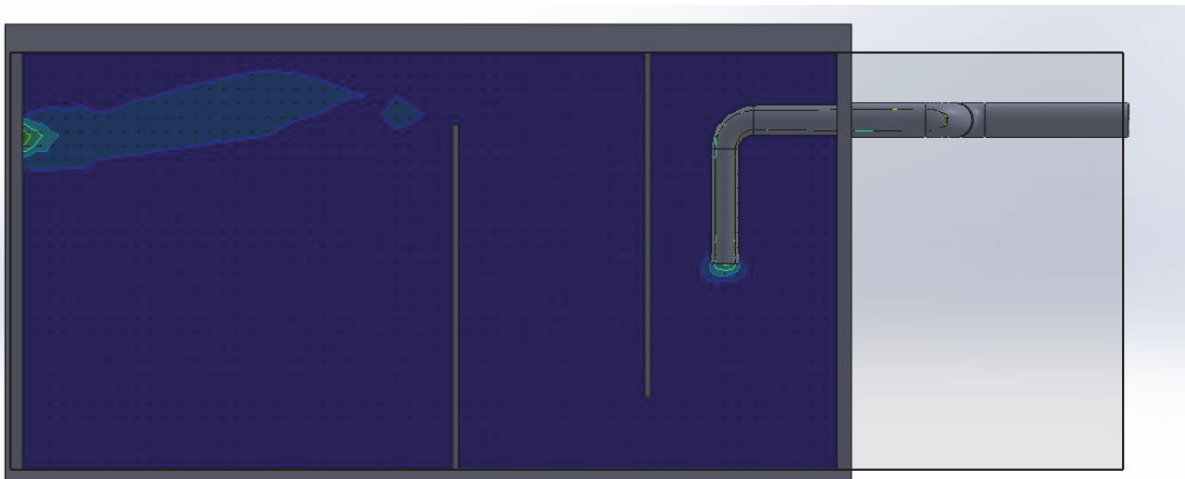
5.5 Seperasjon via 3-kammerstank

Vi tok høyde for at forurensingene skal separeres fra vannet. Denne utfellingen skjer for sakte til at det oppstår bemerkelsesverdig separasjon i EF-tanken. Derfor ble vi nødt til å finne en løsning på dette.

Det som ble mest gunstig for oss, tatt høyde for at rensecontaineren skal være minst mulig komplisert og ha enklest mulig installasjoner slik at driften blir enkel, var å bruke en 3-kammerstank for seperasjon av forurensingene.

3-kammerstanken må ha en viss oppholdstid slik at seperasjonen får tid til å skje, og til slutt kan det behandlede vannet tappes. Vi tok stilling til fordelingen av plassen i containeren og fastslo at EF-tanken med kontinuerlig vannstrømning trenger mindre plass enn 3-kammerstanken som bør ha noe lengre oppholdstid og reaksjonstid. Derfor ble det fordelt slik at EF-tanken fikk $\frac{1}{3}$ av plassen i lengderetning av containeren og 3-kammerstanken utgjorde det resterende, altså $\frac{2}{3}$.

Som man ser på snittegningen av 3-kammerstanken under, ser inndeling av seperasjonskammerene slik ut:

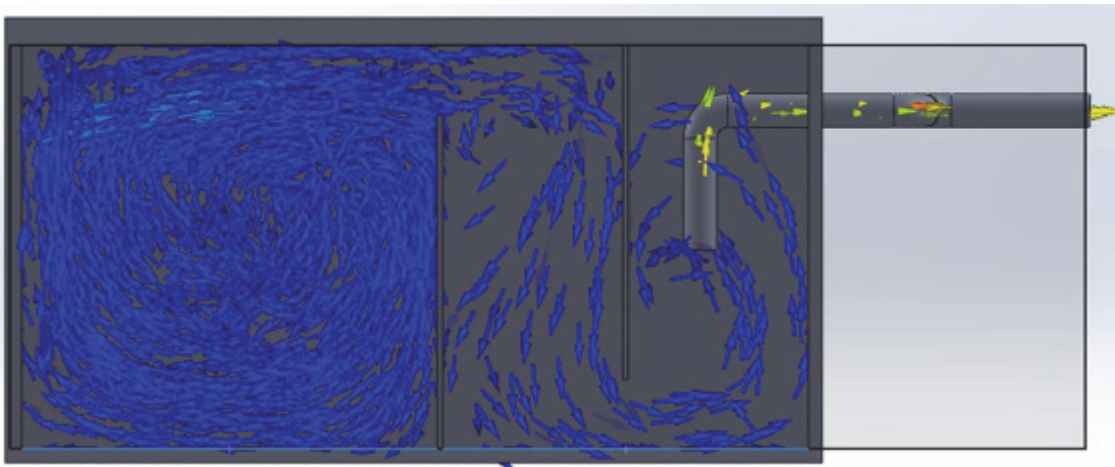


Figur 48: Snittegning av 3-kammerstank

Det største kammeret på venstre side hvor inntaket vil være, er kammeret for sedimentering. I sedimenteringskammeret vil det tyngste slammet bli stoppet og falle til bunns, grunnet

påvirkning av tyngdekraften. Det vil også være kollisjon av partikler og fnokker, fordi det er høy miksing i kammeret. Videre så har vi flotasjonskammer, hvor de letteste partiklene og fnokkene stiger oppover, blir stoppet, og legger seg som et teppe på overflaten av vannet. Her vil det rene vannet gå ned og videre inn til det siste kammeret. Det siste kammeret er hvor vannet med minst forurensninger vil være, og det er derfor naturlig å plassere uttaket der.

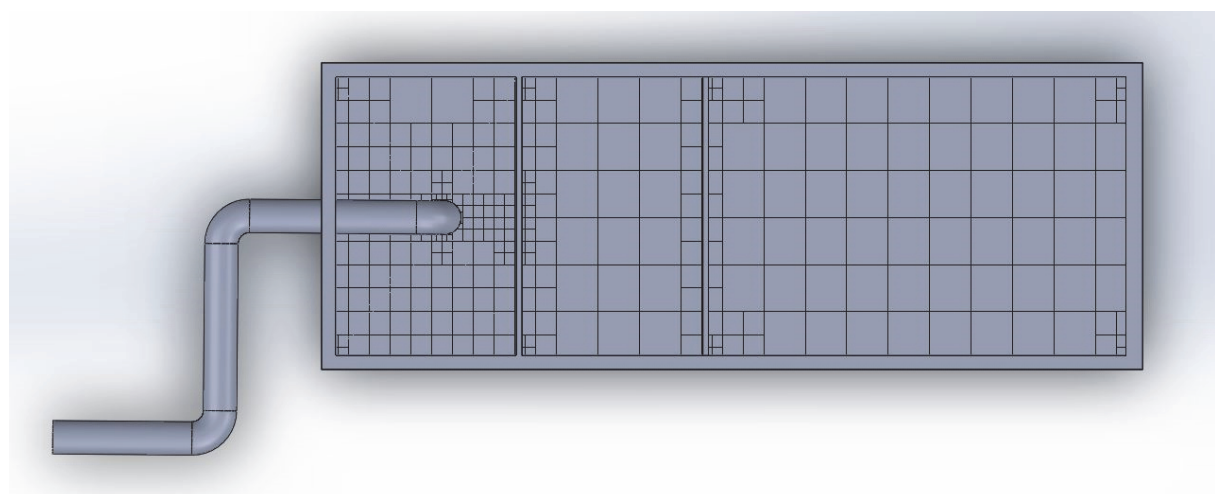
Vi simulerte vannstrømningen for å se hvordan vannet bevegde seg i 3-kammerstanken, samt finne dødsoner og optimalisere utformingen. Nedenfor kan man se hvordan vannet strømmer gjennom tanken.



Figur 49: Simulering av vannstrømning i 3-kammerstank

Ved denne utformingen oppnår vi god strømning, miksing, separasjon og utfelling av forurensninger.

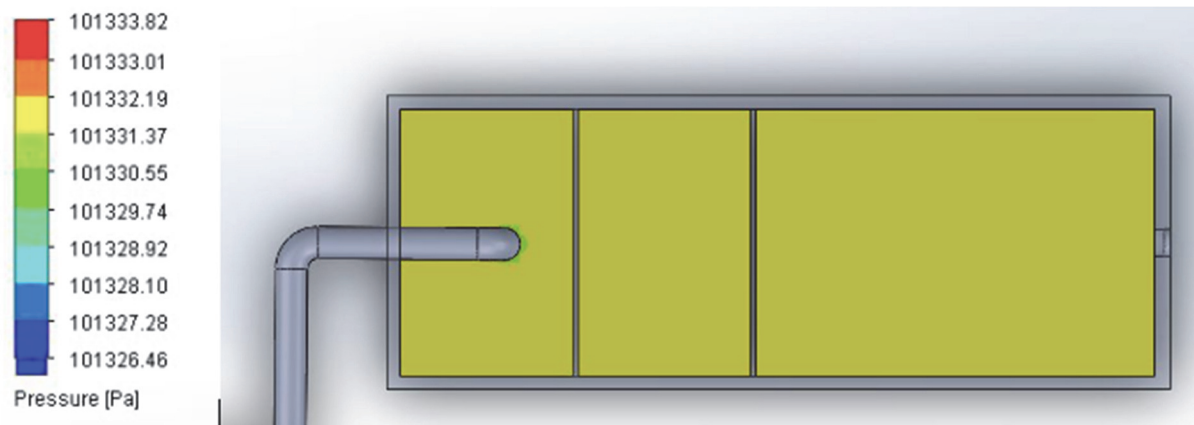
5.5.1 Mesh



Figur 50: Inndeling av celler i 3-kammerstank

Figur 31 gir en oversikt over hvordan sedimenteringstanken er delt inn i ulike celler for analysering av væskedynamikken til 3-kammerstanken.

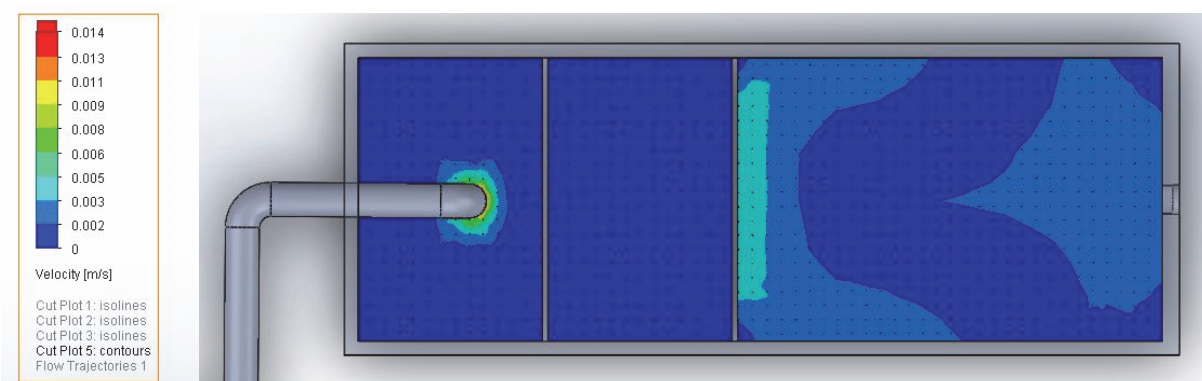
5.5.2 Trykk



Figur 51: Inndeling av celler i 3-kammerstank

På figur 32 ser man hvordan trykket i sedimenterings tanken blir ut fra parameterne vi har satt. Dette viser jevnt fordelt trykk gjennom hele tanken.

5.5.3 Hastighet



Figur 52: Hastighet på vannet i 3-kammerstank

Figur 33 viser hastighet på vannet gjennom sedimenteringstanken. Det vi kan si ut fra bilde er at man har størst hastighet ved uttaket fra tanken, som er ved røret som er vist på bildet. Ellers ser vi at det er noe høyere fart i første kammer i forhold til resten av tanken

6 DRØFTING

I starten var målet med oppgaven å få bygget en elektroflokkuleringsreaktor og formålet var å erstatte det typiske koaguleringsstrinnet ved drikkevannsbehandling. Det skulle utføres tester for å se på renseeffekten av denne. Det var primært kolloidale partikler som var hovedfokuset for oppgaven og reaktoren som ble formgitt skulle driftes av solceller.

Tidlig i 2020 ble verden rammet av COVID-19, også Norge, som førte til at NTNU-Ålesund ble stengt. På grunn av nedstengingen av landet ble det ikke lengre en mulighet for arbeid på laboratoriet, noe som hindret bygging og testing av elektroflokkuleringsreaktoren. Som en konsekvens av dette, ble oppgaven forandret til en mer teoretisk oppgave framfor en praktisk oppgave. I den nye problemstillingen skulle vi se nærmere på potensialet til elektroflokkulering som rensetrinn, der vi tok for oss utforming og spesifikasjoner til reaktoren, men væskedynamikken inne i reaktoren er hovedfokuset.

Siden hovedfokuset har gått fra å omhandle renseeffekt og oppnådde resultater, til å handle om væskedynamikken i reaktoren, har det blitt en annerledes oppgave som ikke er fullt så spennende som den potensielt kunne vært, i våre øyner. En konsekvens av dette som vi har fått kjenne på, er at resultatdelen har vært vanskelig å fylle, og kanskje ikke bruker sitt fulle potensiale når man kobler dette sammen med den omfattende teoridelen. Framgangsmåten har også forandret seg, da aktiviteter som bygging, testing, osv. har blitt fjernet og erstattet med simulering og analysering av væskedynamikken. Vi måtte likevel ta stilling til hvilke komponenter som skulle brukes i reaktoren, da det vil påvirke væskedynamikken.

Vi synes det var problematisk å jobbe med den nye problemstillingen, da vi oppfattet den som vag og ga oss ingen svar på renseeffekten. Skulle vi gjort denne oppgaven på nytt, hadde vi helt klart valgt å fokusere på fortæring av anoden, mengde av utløste partikler, og annen tung teori som tilhører elektroflokkulering.

Valg av spesifikasjoner på reaktor:

- 1) Utforming av reaktor – Partireaktor opererer typisk med et fast volum vann per behandlingssyklus, noe som fører til at forholdene i reaktoren endrer seg over tid. Derimot vil en kontinuerlig reaktor ha en fast gjennomstrømning av vann hele døgnet. Dette gir mindre sedimentering inne i reaktoren og jevnere dosering av koagulant, noe som er ønskelig både for design og drift.

- 2) Reaktortype – Når reaktoren ble designet, valgte vi en virkårlig reaktor og av tilfeldigheter ble det en lang horisontalplate reaktor. Ved denne typen reaktor kan man enten montere elektrodene liggende eller på høykant, som vi nevnte tidligere i teoridelen. Fordelen med å montere disse på høykant kan både faststoff, væske og gass separeres enklere.
- 3) Elektrodeoppsett – De fleste journaler vi har studert, har brukt monopoler-parallell som sitt elektrodeoppsett. Vi valgte derfor å gå for dette, fordi vi anser dette som en «trygg» og mye utprøvd konfigurasjon. Fordelen med MP-P er at strømmen blir fordelt jevnt mellom alle elektrodene i reaktoren. Dette gir en lavere potensialforskjellen enn ved de andre oppsettene. Ved MP-P vil anodene fortære og katodene passiviseres likt.

MP-S har høyere potensialforskjell, men strøm tilføres bare på de ytterste elektrodene. Dette gjør at de indre elektrodene er offerelektroder, som vil redusere fortæringen av anoden og passiviseringen av katoden. Dette kan føre til noe lengre levetid på elektrodene, sammenlignet med MP-P.

- 4) Elektrodemateriale – Ved bruk av jernelektroder i elektroflokkulering, er det å foretrekke en initial pH mellom 8 og 9, da det sørger for fullstendig oksidasjon av jernholdige ioner. Jernholdige ioner er kjent for å være svært oppløselige og dårlige koagulanter, uten adsorpsjonskapasitet av forurensninger. Det er tre metoder man kan bruke for å øke oksidasjonsraten; lufting av vannet, øke oppholdstiden eller tilsette et alternativt oksidasjonsmiddel slik som klor.

Som vi nevnte i teoridelen er aluminium er kjent for å være pH-nøytraliserende. Grunnen til dette er allsidigheten den har på både sur og alkalisk løsning. Om løsningen er sur ($\text{pH} > 3$), så er det forventet at pH-verdien vil stige gjennom elektroflokkuleringsprosessen og tilsvarende om løsningen er alkalisk ($\text{pH} > 11$), så vil pH-verdien synke. Derfor er det å anse aluminiumanode som pH-nøytraliserende, samtidig som aluminium dekker et bredere område enn jern. Er derimot pH-verdien svært sur eller sterk alkalisk, så vil det ikke være noe endring i den opprinnelige pH-verdien. Ut fra egenskapene og at aluminium var tilgjengelig på NTNU Ålesund, valgte vi å bruke dette for reaktoren.

- 5) Elektrodeavstand – I de forskjellige journalene og fagstoffet som har blitt analysert og studert gjennom oppgaven, har vi sett anbefaling om at alt fra 3-6 mm, og 5-20 mm er anbefalt. Det virker som at avstanden som blir benyttet i den gitte studien er den som blir anbefalt, uten å ha testen andre avstander. Siden meningene var såpass splittet valgte vi en mellomting, og gikk for en elektrodeavstand på 10 mm.
- 6) Strømforsyning – Generelt er det benyttet likestrøm som strømtype. Baksiden av likestrøm er at det kan danne seg et oksidlag på overflaten av anoden som vil virke som isolasjon og øke forekomsten av korrosjon. Likestrøm krever også et høyere energiforbruk.

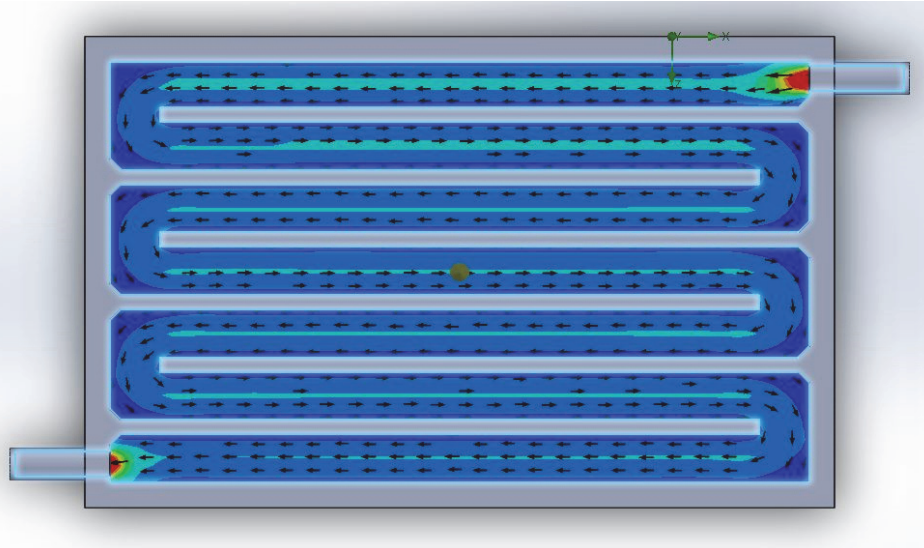
Vekselstrøm har derimot et lavere energiforbruk og er mer effektiv på fjerning av forurensinger på kortere tid. Dette er en fordel ved bruk av kontinuerlige reaktorer. En annen fordel med vekselstrøm er at koagulerings-effekten ikke reduseres over tid, som er tilfelle ved likestrøm. I den originale oppgaven skulle elektroflokkuleringsreaktoren kobles opp mot batteri, og det er derfor en fordel for oss å bruke vekselstrøm.

- 7) Seperasjon av slam

I utgangspunktet skulle vi teste renseeffekten på elektroflokkuleringsstanken og vi ble derfor avhengig av å lage en måte å få det behandlede vannet ut fra reaktoren. Vi valgte å lage en 3-kammers seperasjonstank for seperasjon av slam som oppstår i prosessen. Tanken var å ta prøver fra denne, etter vannet hadde blitt behandlet i elektroflokkuleringsstanken. Partiklene skulle fjernes ved flotasjon og sedimentering. Siden laboratoriet ble stengt, kan vi ikke si noe om renseeffekten som man får ut av dette.

- 8) Simulering av tanker

For å se på vannstrømning i reaktoren, ble det tatt i bruk SolidWorks. SolidWorks har vært et fint verktøy å bruke for å kunne analysere hvordan vannstrømningen i tanken ville bli under ulike forhold. Til tross for simuleringen av hydrodynamikken, har også SolidWorks sine begrensninger. Man kan for eksempel ikke simulere partikkelutfellingen som elektrodene gir fra seg, det vil si at man ikke får sett på den elektrokjemiske prosessen i sin helhet.



Som man ser på resultatene, har væskedynamikken og utformingen forandret seg betraktelig fra første reaktor til den siste. Den siste reaktoren vil ha en jevnere koaguleringsdosering, bedre gjennomstrømning og kunne levere en større mengde behandlet vann, enn den første reaktoren.

Da vi påbegynte oppgaven hadde vi mål om å bygge en reaktor og teste den for å se på prinsippet bak elektroflokkulering. Ut fra dette ville vi få en oppfatning av hva vi måtte tenke på videre i oppgaven. Vi modellerte derfor en reaktor, som skulle brukes til å se på renseseffekten og hvordan små justeringer gjorde utslag på rensesresultatet. Etterhvert som vi satte oss mer inn i teorien, ble det tydeligere at den første tanken var lite effektiv og ikke kunne brukes. Hadde vi hatt mer fokus på teorien i starten av oppgaven, ville tidsbruken på design blitt redusert. Dette gikk forøvrig bare utover det første designet. Videre gikk en god del tid på å lære seg programvaren vi brukte for å modellere og simulere reaktorene.

I ettertid har vi forstått at vi startet oppgaven med feil framgangsmåte. I starten av oppgaven var hovedfokus på hvordan utformingen av reaktoren skulle være, men vi burde hatt større fokus på teoridelen. Det er tross alt bedre å ha kunnskap om et produkt, før man lager seg idéer på hvordan det skal være. Ut fra teoridelen kunne vi satt opp, systematisert og vektlagt parametere basert på tidligere studier, samt fått på plass mer definerte mål og funksjoner for reaktoren.

Elektroflokkulering er et lovende rensetrinn med mye potensiale, som vi har sett komme fram i flere studier gjort på emnet. De studiene som er foretatt på elektroflokkulering, er gjennomført over en liten tidsperiode og har gjerne fokuset rettet mot et enkelt område, for

eksempel fjerning av leire, turbiditet eller tungmetaller. Derfor mangler helheten i studiene som er gjort på elektroflokkulering, en systematisk fremgangsmåte og rød tråd.

7 KONKLUSJON

I tradisjonell vannbehandling er det rensetrinn som kjemisk koagulering og flokkulering, hvor man tilsetter metallsalter eller polyelektrolytter som koagulant. Hovedfordelen med elektroflokkulering er at koagulanten blir produsert in situ via elektrolytisk oksydering av metaller, som resulterer i lavere generering av slam. En annen stor fordel er at vannet ikke blir mer forurenset fordi man ikke tilsetter kjemiske koagulanter. Elektroflokkulering har også et allsidig bruksområde fordi det tolererer store variasjoner i pH, og har en pH-nøytraliserende virkning på løsningen som behandles.

Reaktoren som ble designet, og som vi hadde tenkt å studere nærmere i laboratoriet er av typen lang horisontalplate reaktor. Vi valgte denne reaktoren fordi man får stor kontaktflate på elektrodene og dermed muligheten for å behandle en større mengde vann. Som man kan se på resultatene som ble hentet ut fra SolidWorks, vil man ved bruk av tre inn- og uttak oppnå best vannstrømning. Dette gir laminærstrømning som forhindrer sedimentering inne i reaktoren, samtidig som vi har kontinuerlig behandling av vannet, som sørger for at man genererer en lavere mengde slam, vil man få veldig lite bunnfall.

I simuleringen har vi valgt en vannhastighet på 10 m/s, selv om vi hadde som mål å studere effekten av elektroflokkulering ved ulike hastigheter, for å se på koagulerings-effekten. For å finne de optimale driftsparametere, må man teste vannstrømningen opp mot tilført strøm, og se på renseresultatet. Det er sammenheng mellom hvor mye strøm som blir tilført, og hvor høy koaguleringsdose man tilsetter. Denne balansen er nødvendig å finne, for å finne en optimal verdi, slik det ikke går på bekostning av levetid for elektrodene.

Elektroflokkulering er et veldig kompleks rensetrinn som blant annet er oppbygd av elektriske komponenter. Oppgaven kunne blitt gjort om til en tverrfaglig oppgave, fordi man bør ha kunnskap om elektrofag og automasjon ved bygging slike reaktorer. Dette åpner for muligheter for automatisering av reaktoren, slik det tilføres strøm og utløser dosering av koagulant etter mengde forurensninger det er i løsningen som skal behandles.

Gjennom prosjektet har vi sett på mye fagstoff knyttet til elektroflokkulering. Det har vært et dypdykk i et interessant og omfattende tema, hvor man fokuserer på fjerning av partikler det

blotte øye ikke ser. Vi har lært at små inngrep i design utgjør stor forskjell på væskedynamikken. Det samme gjelder for hvilke konfigurasjoner man velger for reaktoren, elektrodene og strømkilde. Alt dette gjør store endringer på renseseffekten og hvordan reaktoren opererer.

Vi valgte en reaktor med følgende konfigurasjoner:

MP-P fordi det gir en jevnere fordelt strøm og lavere potensialforskjell, som igjen gir jevnere utløsning av partikler og nedbrytning av elektrodematerialet. Til tross for egenskapene til MP-S, så mener vi at MP-P er et bedre alternativ, da man har mer kontroll på når en eventuell utskiftning av elektrodene vil finne sted. Vi valgte AC i og med reaktoren skal kobles opp mot og driftes av solcellekraft, som vil være avhengig av å lagre strømmen på batteri. Fordelen er at det forhindrer passivering av elektrodene over tid. Vi valgte å bruke aluminium, fordi vi så flere fordeler med metallet som var ønskelig for vårt oppsett. Fordi vi vektla plassbesparelse i prosjektet og falt vi på å utvikle en reaktor med kontinuerlig gjennomstrømming, da denne krever mindre volum enn en partireaktor.

Vi har også lært hvor viktig det er med god struktur, samt viktigheten av å ha en konkret plan fra starten av. Ved å sette delmål, hjalp det oss å løse problemstillingen på en bedre og mer effektiv måte, samtidig som det ga oss en bedre forståelse av produktet som skulle lages. Når oppgaven forandret seg grunnet omstendighetene i verden, burde vi i en tidligere fase satt opp nye og klare mål for hvordan vi skulle gå frem og håndtere den nye situasjonen prosjektet befant seg i. Dette ville hjulpet oss å takle utfordringene og endringene som oppstod. Dessverre var det ingen i prosjektgruppen som hadde erfaring med produktutvikling fra før av, så det ble en bratt læringskurve og vi fikk stort utbytte av oppgaven, som vi begge tar med oss videre.

Elektroflokkulering er et lovende rensetrinn med mye potensiale, som vi har sett komme fram i flere studier gjort på emnet. De studiene som er foretatt på elektroflokkulering, er gjennomført over en liten tidsperiode og har gjerne fokuset rettet mot et enkelt område, for eksempel fjerning av leire, turbiditet eller tungmetaller og derfor mangler helheten i studiene, en systematisk fremgangsmåte og rød tråd.

8 REFERANSER

40' Length (feet) and Dry Container Type 40ft High Cube Container (2020). Available at: https://www.google.com/search?q=40+foot+container+dimensions&sxsrf=ALeKk00Y7El0eY5n8JevtnNkwBbVwG7veQ:1585314319306&source=lnms&tbn=isch&sa=X&ved=2ahUKEwiZvO-G3LroAhW3wcQBHWS5C3UQ_AUoAXoECA8QAw&biw=1920&bih=967#imgrc=G3IGXgcBxu7dwM.

Aji, B., Yavuz, Y. and Koparal, A. (2012) 'Electrocoagulation of Heavy Metals Containing Model Wastewater using Monopolar Iron Electrodes', *Separation and Purification Technology*, 86, pp. 248–254. doi: 10.1016/j.seppur.2011.11.011.

Akyol, A. (2012) 'Treatment of paint manufacturing wastewater by electrocoagulation', *Desalination*, 285, pp. 91–99. doi: <https://doi.org/10.1016/j.desal.2011.09.039>.

Bagga, A., Chellam, S. and Clifford, D. A. (2008) 'Evaluation of iron chemical coagulation and electrocoagulation pretreatment for surface water microfiltration', *Journal of Membrane Science*, 309(1), pp. 82–93. doi: <https://doi.org/10.1016/j.memsci.2007.10.009>.

Barrera-Díaz, C. *et al.* (2005) 'Electrochemical Treatment Applied to Food-Processing Industrial Wastewater', *Industrial & Engineering Chemistry Research - IND ENG CHEM RES*, 45. doi: 10.1021/ie050594k.

Bayramoglu, M. (2004) 'Operating cost analysis of electrocoagulation of textile dye wastewater', *Separation and Purification Technology*, 37, pp. 117–125. doi: 10.1016/S1383-5866(03)00241-7.

Brillas, E. and Martínez-Huitle, C. A. (2015) 'Decontamination of wastewaters containing synthetic organic dyes by electrochemical methods. An updated review', *Applied Catalysis B: Environmental*, 166–167, pp. 603–643. doi: <https://doi.org/10.1016/j.apcatb.2014.11.016>.

Can, O., Bayramoğlu, M. and Kobya, M. (2003) 'Decolorization of Reactive Dye Solutions by Electrocoagulation Using Aluminum Electrodes', *Industrial & Engineering Chemistry Research - IND ENG CHEM RES*, 42. doi: 10.1021/ie020951g.

Cañizares, P. *et al.* (2005) 'Electrodissolution of Aluminum Electrodes in Electrocoagulation Processes', *Industrial & Engineering Chemistry Research - IND ENG CHEM RES*, 44. doi: 10.1021/ie048858a.

Chafi, M. *et al.* (2011) 'Comparison of electrocoagulation using iron and aluminium electrodes with chemical coagulation for the removal of a highly soluble acid dye', *Desalination*, 281, pp. 285–292. doi: <https://doi.org/10.1016/j.desal.2011.08.004>.

Chassagne, C., Mietta, F. and Winterwerp, J. C. (2009) 'Electrokinetic study of kaolinite suspensions', *Journal of Colloid and Interface Science*, 336(1), pp. 352–359. doi: <https://doi.org/10.1016/j.jcis.2009.02.052>.

Chen, G. (2004) 'Electrochemical technologies in wastewater treatment', *Separation and Purification Technology*, 38(1), pp. 11–41. doi: <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2003.10.006>.

Chen, X., Chen, G. and Yue, P. L. (2000) 'Separation of pollutants from restaurant wastewater by electrocoagulation', *Separation and Purification Technology*, 19(1), pp. 65–76. doi: [https://doi.org/10.1016/S1383-5866\(99\)00072-6](https://doi.org/10.1016/S1383-5866(99)00072-6).

Chou, W.-L. (2010) 'Removal and adsorption characteristics of polyvinyl alcohol from aqueous solutions using electrocoagulation', *Journal of Hazardous Materials*, 177(1), pp. 842–850. doi: <https://doi.org/10.1016/j.jhazmat.2009.12.110>.

Comninellis, C. and Chen, G. (2010) *Electrochemistry for the Environment*. doi: 10.1007/978-0-387-68318-8.

Corrosionpedia - What is Galvanostatic? - Definition from Corrosionpedia (2020). Available at: <https://www.corrosionpedia.com/definition/575/galvanostatic> (Accessed: 11 May 2020).

Demirci, Y., Pekel, L. C. and Albaz, M. (2015) 'Investigation of different electrode connections in electrocoagulation of textile wastewater treatment', *International Journal of Electrochemical Science*, 10, pp. 2685–2693.

Den, W. and Wang, C.-J. (2008) 'Removal of silica from brackish water by electrocoagulation pretreatment to prevent fouling of reverse osmosis membranes', *Separation and Purification Technology*, 59(3), pp. 318–325. doi: <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2007.07.025>.

Duan, J. and Gregory, J. (2003) 'Coagulation by hydrolysing metal salts', *Advances in Colloid and Interface Science*, 100–102, pp. 475–502. doi: 10.1016/S0001-8686(02)00067-2.

Duman, O. and Tunç, S. (2009) 'Electrokinetic and rheological properties of Na-bentonite in some electrolyte solutions', *Microporous and Mesoporous Materials*, 117(1), pp. 331–338. doi: <https://doi.org/10.1016/j.micromeso.2008.07.007>.

Eikebrokk, B. (2005) 'OPTIMALISERING OG VIDEREUTVIKLING AV KOAGULERING OG KONTAKTFILTRERINGS- PROSESSEN', p. 74.

Emamjomeh, M. M. and Sivakumar, M. (2009) 'Denitrification using a monopolar electrocoagulation/flotation (ECF) process', *Journal of Environmental Management*, 91(2), pp. 516–522. doi: <https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2009.09.020>.

Eyvaz, M. *et al.* (2009) 'The effects of alternating current electrocoagulation on dye removal from aqueous solutions', *Chemical Engineering Journal*, 153(1), pp. 16–22. doi: <https://doi.org/10.1016/j.cej.2009.05.028>.

Fan, L. *et al.* (2008) 'Electrochemical degradation of aqueous solution of Amaranth azo dye on ACF under potentiostatic model', *Dyes and Pigments*, 76(2), pp. 440–446. doi: <https://doi.org/10.1016/j.dyepig.2006.09.013>.

Ferreira, A. [de M., Marchesiello, M. and Thivel, P.-X. (2013) 'Removal of copper, zinc and nickel present in natural water containing Ca²⁺ and HCO₃⁻ ions by electrocoagulation', *Separation and Purification Technology*, 107, pp. 109–117. doi: <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2013.01.016>.

Gatsios, E., Hahladakis, J. N. and Gidarakos, E. (2015) 'Optimization of electrocoagulation (EC) process for the purification of a real industrial wastewater from toxic metals', *Journal of Environmental Management*, 154, pp. 117–127. doi: <https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2015.02.018>.

Gendel, Y. and Lahav, O. (2010) 'A new approach to increasing the efficiency of low-pH Fe-electrocoagulation applications', *Journal of hazardous materials*, 183, pp. 596–601. doi: 10.1016/j.jhazmat.2010.07.066.

Gheraout, D., Naceur, W. and Gheraout, B. (2011) 'A Review of Electrocoagulation as a Promising Coagulation Process for Improved Organic and Inorganic Matters Removal by Electrophoresis and Electroflotation', *Desalination and water treatment*, 28, pp. 287–320. doi: 10.5004/dwt.2011.1493.

Ghosh, D., Solanki, H. and Purkait, M. (2008) 'Removal of Fe(II) from Tap Water by Electrocoagulation Technique', *Journal of hazardous materials*, 155, pp. 135–43. doi: 10.1016/j.jhazmat.2007.11.042.

Gray, K. A., Yao, C. and O'Melia, C. R. (1995) 'Inorganic metal polymers: preparation and characterization', *Journal - AWWA*, 87(4), pp. 136–146. doi: 10.1002/j.1551-8833.1995.tb06350.x.

Gu, Z. *et al.* (2009) 'Estimating Dosing Rates and Energy Consumption for Electrocoagulation Using Iron and Aluminum Electrodes', *Industrial & Engineering Chemistry Research - IND ENG CHEM RES*, 48. doi: 10.1021/ie801086c.

Hakizimana, J. N. *et al.* (2017) 'Electrocoagulation process in water treatment: A review of electrocoagulation modeling approaches', *Desalination*, 404, pp. 1–21. doi: <https://doi.org/10.1016/j.desal.2016.10.011>.

Hansen, H. K. *et al.* (2007) 'Electrocoagulation in wastewater containing arsenic: Comparing different process designs', *Electrochimica Acta*, 52(10), pp. 3464–3470. doi: <https://doi.org/10.1016/j.electacta.2006.01.090>.

Hanson, A. T. and Cleasby, J. L. (1990) 'The Effects of Temperature on Turbulent Flocculation: Fluid Dynamics and Chemistry', *Journal - AWWA*, 82(11), pp. 56–73. doi: 10.1002/j.1551-8833.1990.tb07053.x.

Harif, T. and Adin, A. (2007) 'Characteristics of aggregates formed by electroflocculation of a colloidal suspension', *Water Research*, 41(13), pp. 2951–2961. doi: <https://doi.org/10.1016/j.watres.2006.11.055>.

Harif, T. and Adin, A. (2011) 'Size and structure evolution of kaolin–Al(OH)₃ flocs in the electroflocculation process: A study using static light scattering', *Water Research*, 45(18), pp. 6195–6206. doi: <https://doi.org/10.1016/j.watres.2011.09.027>.

Harif, T. and Adin, A. (2011) 'Size and structure evolution of kaolin–Al(OH)₃ flocs in the electroflocculation process: A study using static light scattering', *Water research*, 45, pp. 6195–206. doi: 10.1016/j.watres.2011.09.027.

Harif, T., Khai, M. and Adin, A. (2012) 'Electrocoagulation versus chemical coagulation: Coagulation/flocculation mechanisms and resulting floc characteristics', *Water research*, 46, pp. 3177–88. doi: 10.1016/j.watres.2012.03.034.

Holt, P., Barton, G. and Mitchell, C. (2005) 'The Future for Electrocoagulation as a Localised Water Treatment Technology', *Chemosphere*, 59, pp. 355–67. doi: 10.1016/j.chemosphere.2004.10.023.

Holt, P. K. *et al.* (2002) 'A quantitative comparison between chemical dosing and electrocoagulation', *Colloids and Surfaces A: Physicochemical and Engineering Aspects*, 211(2), pp. 233–248. doi: [https://doi.org/10.1016/S0927-7757\(02\)00285-6](https://doi.org/10.1016/S0927-7757(02)00285-6).

Hu, C. Y., Lo, S. L. and Kuan, W. H. (2003) 'Effects of co-existing anions on fluoride removal in electrocoagulation (EC) process using aluminum electrodes', *Water Research*, 37(18), pp. 4513–4523. doi: [https://doi.org/10.1016/S0043-1354\(03\)00378-6](https://doi.org/10.1016/S0043-1354(03)00378-6).

Hu, C.-Y., Lo, S.-L. and Kuan, W.-H. (2007) 'Simulation the kinetics of fluoride removal by electrocoagulation (EC) process using aluminum electrodes', *Journal of Hazardous Materials*, 145(1), pp. 180–185. doi: <https://doi.org/10.1016/j.jhazmat.2006.11.010>.

Hutchison, W. and Foley, P. D. (1974) 'Operational and Experimental Results of Direct Filtration', *Journal - AWWA*, 66(2), pp. 79–87. doi: 10.1002/j.1551-8833.1974.tb01978.x.

Jiménez, C. *et al.* (2012) 'Electrochemical dosing of iron and aluminum in continuous processes: A key step to explain electro-coagulation processes', *Separation and Purification Technology*, 98, pp. 102–108. doi: <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2012.07.005>.

Khandegar, V. and Saroha, A. (2013) 'Electrocoagulation for the treatment of textile industry effluent - A review', *Journal of environmental management*, 128C, pp. 949–963. doi: 10.1016/j.jenvman.2013.06.043.

Kissinger, P. T. and Heineman, W. R. (1996) *Laboratory techniques in electroanalytical chemistry*. New York: Marcel Dekker, Inc.

'koagulering' (2019) *Store norske leksikon*. Available at: <http://snl.no/koagulering> (Accessed: 11 May 2020).

Koby, M. *et al.* (2006) 'Treatment of potato chips manufacturing wastewater by electrocoagulation', *Desalination*, 190(1), pp. 201–211. doi: <https://doi.org/10.1016/j.desal.2005.10.006>.

Koby, M. and Demirbas, E. (2015) 'Evaluations of operating parameters on treatment of can manufacturing wastewater by electrocoagulation', *Journal of Water Process Engineering*, 8, pp. 64–74. doi: <https://doi.org/10.1016/j.jwpe.2015.09.006>.

Koby, M., Senturk, E. and Bayramoglu, M. (2006) 'Treatment of poultry slaughterhouse wastewaters by electrocoagulation', *Journal of Hazardous Materials*, 133(1), pp. 172–176. doi: <https://doi.org/10.1016/j.jhazmat.2005.10.007>.

Kone, M. (2009) *Étude expérimentale et théorique du procédé d'électrocoagulation : application au traitement de deux effluents textiles et d'un effluent simulé de tannerie*. PhD Thesis.

- Koparal, A. S. and Ögütveren, Ü. B. (2002) 'Removal of nitrate from water by electroreduction and electrocoagulation', *Journal of Hazardous Materials*, 89(1), pp. 83–94. doi: [https://doi.org/10.1016/S0304-3894\(01\)00301-6](https://doi.org/10.1016/S0304-3894(01)00301-6).
- Kumar, P. [Ratna *et al.* (2004) 'Removal of arsenic from water by electrocoagulation', *Chemosphere*, 55(9), pp. 1245–1252. doi: <https://doi.org/10.1016/j.chemosphere.2003.12.025>.
- Lakshmanan, D., Clifford, D. and Samanta, G. (2009) 'Ferrous and Ferric Ion Generation During Iron Electrocoagulation', *Environmental science & technology*, 43, pp. 3853–9. doi: [10.1021/es8036669](https://doi.org/10.1021/es8036669).
- Larue, O. *et al.* (2003) 'Electrocoagulation and coagulation by iron of latex particles in aqueous suspensions', *Separation and Purification Technology*, 31(2), pp. 177–192. doi: [https://doi.org/10.1016/S1383-5866\(02\)00182-X](https://doi.org/10.1016/S1383-5866(02)00182-X).
- 'likestrøm' (2019) *Store norske leksikon*. Available at: <http://snl.no/likestr%C3%B8m> (Accessed: 11 May 2020).
- Linares-Hernández, I. *et al.* (2009) 'Influence of the anodic material on electrocoagulation performance', *Chemical Engineering Journal - CHEM ENG J*, 148, pp. 97–105. doi: [10.1016/j.cej.2008.08.007](https://doi.org/10.1016/j.cej.2008.08.007).
- Longva, A. and Seidu, R. (2019) 'Analyse av Vannkvalitet'. NTNU.
- Malakootian, M., Mansoorian, H. J. and Moosazadeh, M. (2010) 'Performance evaluation of electrocoagulation process using iron-rod electrodes for removing hardness from drinking water', *Desalination*, 255(1), pp. 67–71. doi: <https://doi.org/10.1016/j.desal.2010.01.015>.
- Mameri, N. *et al.* (1998) 'Defluoridation of septentrional Sahara water of north Africa by electrocoagulation process using bipolar aluminium electrodes', *Water Research*, 32(5), pp. 1604–1612. doi: [https://doi.org/10.1016/S0043-1354\(97\)00357-6](https://doi.org/10.1016/S0043-1354(97)00357-6).
- Mansoorian, H. J., Mahvi, A. H. and Jafari, A. J. (2014) 'Removal of lead and zinc from battery industry wastewater using electrocoagulation process: Influence of direct and alternating current by using iron and stainless steel rod electrodes', *Separation and Purification Technology*, 135, pp. 165–175. doi: <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2014.08.012>.
- Mansouri, K., Ibrik, K., *et al.* (2011) 'Anodic Dissolution of Pure Aluminum during Electrocoagulation Process: Influence of Supporting Electrolyte, Initial pH, and Current Density', *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 50, pp. 13362–13372. doi: [10.1021/ie201206d](https://doi.org/10.1021/ie201206d).
- Mansouri, K., Elsaid, K., *et al.* (2011) 'Application of electrochemically dissolved iron in the removal of tannic acid from water', *Chemical Engineering Journal*, 172, pp. 970–976. doi: [10.1016/j.cej.2011.07.009](https://doi.org/10.1016/j.cej.2011.07.009).
- Mills, D. (2000) 'A new process for electrocoagulation', *Journal - AWWA*, 92(6), pp. 34–43. doi: [10.1002/j.1551-8833.2000.tb08957.x](https://doi.org/10.1002/j.1551-8833.2000.tb08957.x).
- Mollah, M. Y. A. *et al.* (2004) 'Fundamentals, present and future perspectives of electrocoagulation', *Journal of Hazardous Materials*, 114(1), pp. 199–210. doi: <https://doi.org/10.1016/j.jhazmat.2004.08.009>.

Mouedhen, G. *et al.* (2008) 'Behavior of aluminum electrodes in electrocoagulation process', *Journal of Hazardous Materials*, 150(1), pp. 124–135. doi: <https://doi.org/10.1016/j.jhazmat.2007.04.090>.

Mouedhen, Ghada *et al.* (2008) 'Behaviour of Aluminum Electrodes in Electrocoagulation', *Journal of hazardous materials*, 150, pp. 124–35. doi: [10.1016/j.jhazmat.2007.04.090](https://doi.org/10.1016/j.jhazmat.2007.04.090).

Moussa, D. T. *et al.* (2017) 'A comprehensive review of electrocoagulation for water treatment: Potentials and challenges', *Journal of Environmental Management*, 186, pp. 24–41. doi: <https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2016.10.032>.

Nasser, M. and James, A. E. (2006) 'Settling and sediment bed behaviour of kaolinite in aqueous media', *Separation and Purification Technology*, 51, pp. 10–17. doi: [10.1016/j.seppur.2005.12.017](https://doi.org/10.1016/j.seppur.2005.12.017).

Nasser, M. S. and James, A. E. (2006) 'The effect of polyacrylamide charge density and molecular weight on the flocculation and sedimentation behaviour of kaolinite suspensions', *Separation and Purification Technology*, 52(2), pp. 241–252. doi: <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2006.04.005>.

Nasser, M. S. and James, A. E. (2007) 'Numerical simulation of the continuous thickening of flocculated kaolinite suspensions', *International Journal of Mineral Processing*, 84(1), pp. 144–156. doi: <https://doi.org/10.1016/j.minpro.2007.05.005>.

Ødegaard, H. (2014) *Vann- og avløpsteknikk*. 2. utgave, 2014.

Ormestad, H., Grøn, Ø. and Pedersen, B. (2020) 'hydrodynamikk', *Store norske leksikon*. Available at: <http://snl.no/hydrodynamikk> (Accessed: 11 May 2020).

Paul, A. B. (1996) 'Proceedings of the 22nd WEDC Conference on WaterQuality and Supply, New Delhi, India, 1996, p. 286', in.

Ruotolo, L. A. M. and Gubulin, J. C. (2011) 'A mathematical model to predict the electrode potential profile inside a polyaniline-modified reticulate vitreous carbon electrode operating in the potentiostatic reduction of Cr(VI)', *Chemical Engineering Journal*, 171(3), pp. 1170–1177. doi: <https://doi.org/10.1016/j.cej.2011.05.017>.

Sasson, M. B., Calmano, W. and Adin, A. (2009) 'Iron-oxidation processes in an electroflocculation (electrocoagulation) cell', *Journal of Hazardous Materials*, 171(1), pp. 704–709. doi: <https://doi.org/10.1016/j.jhazmat.2009.06.057>.

Sedimentation Processes | IWA Publishing (2020). Available at: <https://www.iwapublishing.com/news/sedimentation-processes> (Accessed: 11 May 2020).

Sincero, A. P. and Sincero, G. A. (2003) *Physical-chemical treatment of water and wastewater*. London : Boca Raton, Fla: IWA Pub. ; CRC Press.

Tadros, T. F. (1986) 'Prevention of formation of dilatant sediments in suspension concentrates', *Colloids and Surfaces*, 18(2), pp. 427–438. doi: [https://doi.org/10.1016/0166-6622\(86\)80327-4](https://doi.org/10.1016/0166-6622(86)80327-4).

Tadros, T. F. (1990) 'Disperse systems in pesticidal formulations', *Advances in Colloid and Interface Science*, 32(2), pp. 205–234. doi: [https://doi.org/10.1016/0001-8686\(90\)80019-V](https://doi.org/10.1016/0001-8686(90)80019-V).

Tucker, C. S. and Hargreaves, J. A. (2009) *Environmental Best Management Practices for Aquaculture*. John Wiley & Sons.

UIO (2020) *Reynoldstall - Institutt for biovitenskap*. Available at: <https://www.mn.uio.no/ibv/tjenester/kunnskap/plantefys/leksikon/r/reynoldstall.html> (Accessed: 10 May 2020).

Vasudevan, S. and Lakshmi, J. (2011) 'Effects of alternating and direct current in electrocoagulation process on the removal of cadmium from water – A novel approach', *Separation and Purification Technology*, 80(3), pp. 643–651. doi: <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2011.06.027>.

Vepsäläinen, M. (2012) 'Electrocoagulation in the treatment of industrial waters and wastewaters', in. doi: 10.1016/b978-0-12-819227-6.00001-2.

What is Potentiostatic? - Definition from Corrosionpedia (2020) *Corrosionpedia*. Available at: <https://www.corrosionpedia.com/definition/915/potentiostatic> (Accessed: 11 May 2020).

Williams, D. J. A. and Williams, K. P. (1978) 'Electrophoresis and zeta potential of kaolinite', *Journal of Colloid and Interface Science*, 65(1), pp. 79–87. doi: [https://doi.org/10.1016/0021-9797\(78\)90260-6](https://doi.org/10.1016/0021-9797(78)90260-6).

Woude, J. H. A. V. D., Verhees, P. and Bruyn, P. L. D. (1983) 'Formation of colloidal dispersions from supersaturated iron(III) nitrate solutions. II. Kinetics of growth at elevated temperatures', *Colloids and Surfaces*, 8(1), pp. 79–92. doi: [https://doi.org/10.1016/0166-6622\(83\)80073-0](https://doi.org/10.1016/0166-6622(83)80073-0).

Zhao, H.-Z. *et al.* (2009) 'Defluoridation of drinking water by combined electrocoagulation: Effects of the molar ratio of alkalinity and fluoride to Al(III)', *Chemosphere*, 74(10), pp. 1391–1395. doi: <https://doi.org/10.1016/j.chemosphere.2008.11.062>.

Zhu, J., Zhao, H. and Ni, J. (2007) 'Fluoride distribution in electrocoagulation defluoridation process', *Separation and Purification Technology*, 56(2), pp. 184–191. doi: <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2007.01.030>.

Zongo, I. *et al.* (2009) 'Removal of hexavalent chromium from industrial wastewater by electrocoagulation: A comprehensive comparison of aluminium and iron electrodes', *Separation and Purification Technology*, 66(1), pp. 159–166. doi: <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2008.11.012>.

VEDLEGG

Vedlegg 1	Planlegging og gjennomføring av prosjektet
Vedlegg 2	Rapport EF-tank versjon 1
Vedlegg 3	Rapport EF-tank versjon 2
Vedlegg 4	Rapport EF-tank versjon 3
Vedlegg 5	Rapport EF-tank versjon 4