

---

# CT5520



Juni 2006

## Voorwoord

Dit rapport is gemaakt in het kader van het ontwerp voor een uitbreiding van een bestaande drinkwaterzuivering voor het vak CT5520: Drinkwaterbereiding 2. Dit rapport bestaat uit 2 delen, het 1<sup>ste</sup> deel beschrijft de verschillende processen die mogelijk zijn en de te ontwerpen alternatieven. In het 2<sup>de</sup> deel wordt het uiteindelijke ontwerp uitgewerkt. Dit ontwerp is opgedeeld in verschillende hoofdstukken. Achtereenvolgens zal worden behandeld: De benodigde debieten, Het Processchema, de Hydraulische lijn, Het hoofdwaterloopschema, De reactor inclusief de benodigde chemicaliën en waterkwaliteit, Plattegrond van het terrein waarin is aangegeven hoe het ontwerp is toegevoegd in de bestaande zuivering inclusief de andere benodigde tekeningen zoals de dwarsdoorsnedes en aanzichten van het nieuwe gebouw. Er wordt afgesloten met een uiteenzetting van de investeringskosten en de exploitatiekosten voor het project.

Delft, juni 2006

## Inhoudsopgave

Voorwoord .....	2
Inhoudsopgave.....	3
1 Probleemomschrijving .....	5
1.1 Inleiding .....	5
1.2 Probleemstelling.....	5
1.3 Doelstelling.....	5
1.4 Randvoorwaarden.....	6
1.5 Uitgangspunten .....	6
1.6 Huidige situatie [Ontwerpopdracht 4 <sup>de</sup> megalocatie Oasen].....	6
2 Onthardingsprocessen .....	9
2.1 Hardheid water .....	9
2.2 Waarom wordt ontharden toegepast in een zuiveringsinstallatie? .....	9
2.3 Ontharden in Lekkerkerk? .....	10
2.4 Normering in Nederland – ontwerpeisen.....	10
2.5 Wijze van ontharden .....	10
2.6 Analyse van de verschillende methoden: .....	12
2.7 Conclusie.....	12
3 Alternatieven .....	14
3.1 Keuze plaats van ontharden.....	14
3.1.1 Alternatief 1, Combinatie van aëroob en anaëroob ontharden op zs Lekkerkerk... 14	
3.1.2 Alternatief 2, .....	15
3.1.3 Alternatief 3 .....	16
3.2 Keuzebepaling .....	16
4 Ontwerp.....	17
4.1 Ontwerp capaciteit .....	17
4.2 Processchema.....	18
4.2.1 2 <sup>de</sup> Fase .....	18
4.2.2 3 <sup>de</sup> Fase .....	19
4.3 Hydraulische lijn.....	20
4.3.1 2 <sup>de</sup> Fase .....	20
4.3.2 3 <sup>de</sup> Fase .....	21
4.4 Hoofdwaterloopschema.....	22
4.4.1 Fase 2.....	23
4.4.2 Fase 3.....	25
4.5 Debieten .....	27
4.6 Onthardingsreactor .....	28
4.6.1 2 <sup>de</sup> fase .....	28
4.6.2 3 <sup>de</sup> Fase .....	33
4.7 De Waterkwaliteit .....	35
4.8 Chemicaliënkeuze .....	36
4.8.1 Ontharding door Natronloog Na(OH) .....	37
4.8.2 Ontharding door kalkmelk Ca(OH) <sub>2</sub> .....	37
4.8.3 Ontharding door Soda Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> .....	38
5 Het nieuwe onthardingsgebouw.....	39
5.1 Tekeningen .....	39
5.2 Aanlevering en opslag.....	41
6 Financiën.....	42
6.1 Investeringskosten.....	42
6.2 Exploitatiekosten.....	44
7 Literatuur & referenties.....	48

Bijlagen .....	49
Bijlage I: Berekening dimensies reactoren 2 <sup>de</sup> fase .....	50
Bijlage II: Berekening dimensies reactoren 3 <sup>de</sup> fase .....	58
Bijlage III Bedrijfsvoering 3 <sup>de</sup> fase.....	66

## 1 Probleemomschrijving

### 1.1 Inleiding

Voor het vak drinkwater 2 zal een realistisch ontwerp gemaakt worden voor een bepaald onderdeel in een bestaand zuiveringsstation. Het bestaande zuiveringsstation is voor deze opdracht een zuiveringsstation te Lekkerkerk, onderdeel van het drinkwaterbedrijf Oasen. In het kader van de opdracht is het de bedoeling dat op deze locatie een '4<sup>de</sup> Megalocatie' zal worden gerealiseerd. Deze '4<sup>de</sup> Megalocatie' zal een onthardingsstap krijgen om het water een ideale hardheid te geven. Daarnaast zal het water van het zuiveringsstation 'De Put' toegevoegd worden aan deze '4<sup>de</sup> Megalocatie', waarna er een schaalvergroting plaats zal vinden.



**Figuur 1** wingebied Oasen

Oasen is een drinkwaterbedrijf die drinkwater maakt voor 750.000 mensen en 320.000 connecties heeft. Het voorzieningsgebied heeft een oppervlakte van 1115 km<sup>2</sup> en omvat het volgende gebied (zie Figuur 1) waarin 34 gemeenten liggen.

### 1.2 Probleemstelling

Binnen Oase is er beleid om te komen tot schaalvergroting, daarnaast is er het doel om al het drinkwater te ontharden tot 1,5 mmol/l. Om dit te realiseren is er het plan om een '4<sup>de</sup> Megalocatie' te bewerkstelligen op het zuiveringsstation bij Lekkerkerk. Op deze 4<sup>de</sup> megalocatie zal water afkomstig van ZS de Put en water van ZS Lekkerkerk worden onthard en gezuiverd. Realisatie van deze megalocatie zal gefaseerd plaats kunnen vinden met als einddoel de zuiveringscapaciteit te vergroten tot 8,5 Mm<sup>3</sup>/jaar inclusief een ontharding van het drinkwater.

Realisatie van deze 4e Megalocatie kan als volgt gefaseerd plaatsvinden:

- 1) Ontharding voor ZS Lekkerkerk (3,0 miljoen m<sup>3</sup>/jaar). In deze fase wordt alleen het water van Lekkerkerk onthard. Er hoeft dus geen nieuwe transportcapaciteit te worden aangelegd.
- 2) Ontharding van halffabrikaat van ZS De Put op ZS Lekkerkerk (6,0 miljoen m<sup>3</sup>/jaar). Het nafiltraat van De Put wordt in deze fase naar Lekkerkerk getransporteerd en daar onthard. Er is aanleg van een transportleiding tussen De Put en Lekkerkerk nodig en een nieuwe verbinding tussen Lekkerkerk en de slagader.
- 3) Ontharding van ruwwater van ZS De Put op ZS Lekkerkerk (8,5 miljoen m<sup>3</sup>/jaar). In deze fase wordt de bestaande zuivering op De Put verlaten. Op ZS Lekkerkerk is aanvullende filtercapaciteit nodig. Deze fase biedt de mogelijkheid om de zuiveringscapaciteit te vergroten.

Het ruwe water wat opgepompt wordt bij PS Tiendweg (ZS Lekkerkerk) en PS de Put bevat een verhoogd ammonium gehalte van 5,9 mg/l respectievelijk 5,09 mg/l. De verwijdering hiervan mag onder geen voorwaarde in het geding komen.

### 1.3 Doelstelling

“Oasen is een drinkwaterbedrijf met een maatschappelijke taak waarbij de kwaliteit van het drinkwater op de eerste plaats komt.”

De bedrijfsvoering wordt gebaseerd op principes van duurzaamheid, doelmatigheid en transparantie. Door aandacht voor innovatie en vakmanschap wordt voldaan aan hoge standaarden die gehanteerd worden voor de kwaliteit en de beschikbaarheid van drinkwater.

Doel van deze opdracht is om met de taak die het drinkwaterbedrijf Oasen zichzelf gesteld heeft te komen tot een schaalvergroting van de zuiveringscapaciteit van het ZS te Lekkerkerk. Tot deze schaalvergroting behoort ook het zuiveren van het water afkomstig van ZS de Put. Daarnaast moet het water onthard worden tot 1,5 mmol/l om te kunnen voldoen aan de nieuwste richtlijnen waarbij de verwijdering van ammonium tot een belangrijke randvoorwaarde behoort. Van de verschillende fase zullen fase 2 en fase 3 verder behandeld worden met uiteindelijk een ontwerp als doel.

#### 1.4 Randvoorwaarden

- Het reine water moet voldoen aan de drinkwaterkwaliteit welke vastligt in het drinkwaterbesluit.
- De verwijdering van ammonium.
- Het bereiken van een totale hardheid van het reine water van ZS Lekkerkerk en ZS de Put van 1,5 mmol/l

#### 1.5 Uitgangspunten

- Het dient een robuuste installatie te worden welke zo min mogelijk onderhoud nodig heeft.
- De keuze van het ontwerp is mede afhankelijk van de kosten (exploitatie en onderhoud), welke zo laag mogelijk dienen te zijn.
- Het ontwerp dient rekening te houden met eventuele veranderingen in waterkwaliteit dan wel fasering.

#### 1.6 Huidige situatie [Ontwerpopdracht 4<sup>de</sup> megalocatie Oasen]

Zuiveringsstation de Put (te Nieuw-Lekkerland) en Lekkerkerk leveren jaarlijks circa 2,9 + 2,8 miljoen m<sup>3</sup> drinkwater aan respectievelijk de voorzieningsgebieden Alblasserdam en omstreken en Krimpen aan de IJssel en omstreken. Voor de productie hiervan hebben de stations beschikking over de winvelden bij Nieuw-Lekkerland en Schuwacht/Tiendweg, waar oevergrondwater wordt opgepompt, zie Figuur 3. De zuiveringen 'De Put' en 'Lekkerkerk' bestaan beide uit voor- en nafilts, actief koolfilters en UV-behandeling, zie Figuur 2. Ter bevordering van de nitrificatie wordt ondergrondse beluchting toegepast op het winveld van Nieuw-Lekkerland en Schuwacht (zie promotieonderzoek Weren de Vet). Alle voorfilters zijn uitgevoerd als droogfilters; ook de nafilts van Lekkerkerk zijn droogfilters. De filters, de actief koolfilters en de UV-behandeling op ZS Lekkerkerk zijn nog in goede conditie, maar wel dient er gecontroleerd te worden of de capaciteit toereikend is voor 'De 4<sup>de</sup> megalocatie'.

De bouwwerken waarin de verschillende zuiveringsstappen gesitueerd zijn, zijn 13 meter hoog. De filters bevinden zich twee aan twee gestapeld in gebouw één en de actief koolfilters en de UV-behandeling bevinden zich ook twee aan twee gestapeld in gebouw twee.

Zuivering de Put	Zuivering Lekkerkerk	
Winning (winveld Nieuw-Lekkerland)	Winning Schuwacht	Winning Tiendweg
Voorfilters	Voorfilters	Voorfilters
Nafilts	Nafilts	Nafilts
Aktief-koolfilters	Aktief-koolfilters	
UV-behandeling	UV-behandeling	
Reinwater	Reinwater	

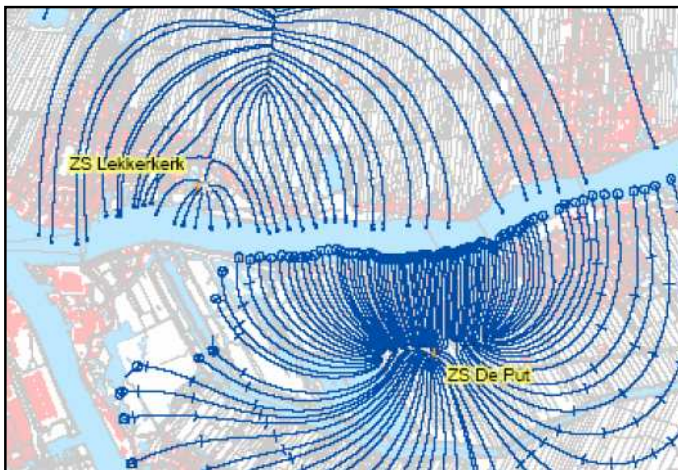
Figuur 2 zuiveringsschema's de Put en Lekkerkerk

Bij elke stap wordt er bij ZS de put achtereenvolgens verwijderd:

- Voorfilters:  $\text{NH}_4^+$ ,  $\text{Fe}^{2+}$ ,  $\text{Mn}^{2+}$ ,  $\text{CH}_4$
- Nafilters:  $\text{NH}_4^+$
- Aktief-Koolfilters: Om een nare smaak en vervelende reuk tegen te gaan, daarnaast verwijderd het pesticiden
- UV-behandeling: de verwijdering van micro-organismen

In het oevergrondfiltraat zitten grote hoeveelheden ammonium, de voorfilter alleen is niet voldoende om al het ammonium om te zetten in nitraat. Om deze reden is er in het zuiveringschema een extra droog nafilter ingebouwd. Uitbreidingen op ZS 'De Put' voor een ontharding of schaalvergroting zijn vanwege ruimtegebrek rondom de zuivering niet mogelijk. Op het terrein van ZS 'Lekkerkerk' is genoeg ruimte voor uitbreiding en schaalvergroting.

Oasen heeft voor het onttrekken van grondwater de benodigde winvergunningen: voor winveld Nieuw-Lekkerland 4,5 Mm<sup>3</sup>/jaar (450.000 m<sup>3</sup>/maand, 15.000 m<sup>3</sup>/dag) en bij Lekkerkerk totaal 4,0 Mm<sup>3</sup>/jaar (Schuwacht 1,7 Mm<sup>3</sup>/jaar; Tiendweg 3,0 Mm<sup>3</sup>/jaar). Het is niet mogelijk om meer water op te pompen, in de toekomst wordt gedacht om al het water dat opgepompt mag worden te gebruiken.



**Figuur 3** Stroombanen van de winningen de Put en Lekkerkerk

De samenstelling van het ruwe water wat opgepompt wordt bij pompstation 'De Put', pompstation 'Schuwacht' en pompstation Tiendweg is weergegeven in de onderstaande Tabel 1. Tevens is gegeven de huidige kwaliteit van het reinwater wat gezuiverd wordt bij ZS Lekkerkerk en ZS De Put, zie Tabel 2. Onder invloed van putschakeling kan de ruwwaterkwaliteit variëren.

Parameter	Ruwwater de Put	Ruwwater Schuwacht	Ruwwater Tiendweg	Opmerking
Temperatuur [oC]	12,3	12,0	12,0	
Zuurstof [mg/l]	<0,5	<0,5	<0,5	
Zuurgraad (pH)	7,34	7,3	7,24	
EGV [mS/m]	68,4	70,6	74,7	
Bicarbonaat [mg/l]	241	233	224	
Chloride [mg/l]	94,5	101	121	
Natrium [mg/l]	46,5	56,8	63,2	
Calcium [mg/l]	80,3	81,7	81,2	
Magnesium [mg/l]	10,6	11,2	10,7	
Ammonium [mg/l]	5,9	1,86	5,09	
Hardheid [mmol/l]		2,51	2,49	
IJzer [mg/l]	2,68	3,12	5,25	
Mangaan [mg/l]	0,336	0,869	0,598	
Orthofosfaat [mg/l P]	0,788	0,713	0,815	
Methaan [mg/l]	ca 1,0	ca. 0,5	ca. 0,5	Uit 2003
DOC [mg/l]	2,60	2,22	2,55	
Kleur [mg/l Pt]	8,09	8,19	9,41	
Bentazon [ug/l]	<0,048	0,0545	0,306	

Tabel 1, Kwaliteit van het ruwwater in 2005

Waterkwaliteit reinwater 2005 Parameter	eenheid	WLB-norm		Reinwater Lekkerkerk			Reinwater De Put		
		min	max	min	gem	max	min	gem	max
Temperatuur	°C		25	12	12	13	9	13	16
Zuurstof	mg/l O2	2,00		7,85	9,22	10,33	5,89	7,69	10,27
Troebelingsgraad	FTE		1	-0,01	0,07	0,31	-0,01	0,06	0,38
Zuurgraad	pH	7,0	9,5	7,7	7,8	7,9	7,5	7,6	8,0
Saturatie-index	SI	-0,20		0,18	0,25	0,29	0,00	0,03	0,06
EGV (elek. geleid. verm., 20 °C)	mS/m		125	66,5	70,9	73,9	40,7	61,9	67,8
Waterstofcarbonaat	mg/l HCO3	60		192	195	198	184	192	201
Chloride	mg/l Cl		150	106,6	111,4	116,7	84,6	92,8	101,0
Sulfaat	mg/l SO4		150	45,6	48,4	51,0	42,2	47,0	52,7
Ammonium	mg/l NH4		0,2	0,00	0,01	0,04	0,00	0,01	0,02
Nitriet	mg/l NO2		0,1	0,00	0,01	0,01	0,00	0,00	0,01
Nitraat	mg/l NO3		50	11,7	12,9	14,2		9,8	15,4
Totaal organisch koolstof (TOC)	mg/l C			1,23	1,56	1,72	1,36	1,54	1,86
Kleurintens., Pt/Co-schaal	mg/l Pt		20	1,84	3,43	5,71	1,19	1,97	2,84
Natrium	mg/l Na		200	54,2	59,2	63,8	45,8	49,5	55,0
Totale hardheid	mmol/l	1,00	2,50	2,46	2,48	2,50	2,36	2,37	2,39
Totale hardheid	°DH	5,6	14	13,8	13,9	14,0	13,2	13,3	13,4
IJzer	mg/l Fe		0,2	0,00	0,01	0,09	0,00	0,01	0,02
Calcium	mg/l Ca			80,6	81,2	82,2	77,1	77,6	78,5
Magnesium	mg/l Mg			10,8	11,0	11,1	10,5	10,5	10,5
Mangaan	mg/l Mn		0,05	0,000	0,001	0,006	0,000	0,000	0,002
Aeromonas spp. 30 °C	kvd/100 ml		1000	<1	<1	<1	<1	<1	<1

Tabel 2 Kwaliteit van het reinwater in 2005



## 2 Onthardingsprocessen

### 2.1 Hardheid water

De hardheid van het water wordt bepaald door de aanwezigheid van Calcium en Magnesium. In natuurlijk water is het magnesiumgehalte bijna altijd beperkt ( $< 0,5$  mmol/l), daardoor is voornamelijk het Calciumgehalte van belang.

$$TH = [Ca^{2+}] + [Mg^{2+}]$$

met:

TH : Totale hardheid [mmol/l]

$[Ca^{2+}]$  : Calcium concentratie [mmol/l]

$[Mg^{2+}]$  : Magnesium concentratie [mmol/l]

### 2.2 Waarom wordt ontharden toegepast in een zuiveringsinstallatie?

Drinkwater is bij voorkeur zacht. De aanbevolen hardheid is ongeveer 1,5 mmol/l. Bij deze hardheid geeft het zachte water geen neerslag in het distributienet, bij de pompen, de wasmachine, de douches en de geiser. De kalkaanslag wordt veroorzaakt door het verwarmen van het water. De volgende reactie vindt dan plaats:



Een lage hardheid zorgt ook voor een verminderd gebruik van fosfaten in wasmiddelen. De fosfaten in wasmiddel worden toegevoegd om de neerslag van  $CaCO_3$  te verminderen.

Een ander bijkomend voordeel is dat een lage hardheid correspondeert met een pH van ongeveer 8,0 – 8,3. Deze hoge pH zorgt voor een lagere koper- en loodoplossend vermogen van het water. Met deze pH, zal het water uit de kraan minder zware metalen bevatten en het distributienetwerk aantasten.

Volgens de Nederlandse wet is het niet toegestaan om het drinkwater verder te ontharden dan 1,0 mmol/l. Een lagere hardheid dan deze waarde brengt risico's voor de volksgezondheid met zich mee. De Wereldgezondheidsorganisatie (WHO) wordt in een concept-guideline een optimale hardheid van drinkwater van 2 tot 4 mmol/l geadviseerd. Dit advies is tot stand gekomen naar aanleiding van studies naar het verband tussen de hardheid van drinkwater en het voorkomen van hart- en vaatziekten. De aandacht van de WHO voor de hardheid van drinkwater wordt veroorzaakt doordat wereldwijd steeds meer ontziltinstallaties worden toegepast, bij deze techniek wordt water met een ultra lage hardheid geproduceerd wat mogelijk risico's inhoudt voor de volksgezondheid.

In de Nederlandse drinkwatersector is het standpunt bepaald om het huidige beleid ten aanzien van ontharding te handhaven, achtergrond van dit standpunt is:

- De door WHO geadviseerde bandbreedte is 'optimaal', bij de gangbare waarde voor hardheid in Nederland treden geen acute gezondheidsrisico's op.
- Uit de studies blijkt dat vooral het gehalte aan magnesium veel effect heeft, het verband met het calcium is minder sterk. Bij ontharding wordt alleen calcium uit het water verwijderd, terwijl bij ontziltinstallaties ook het magnesium wordt verwijderd.
- In het onderzoek is geen rekening gehouden met voedingspatronen, zoals bijvoorbeeld het feit dat in Nederland veel melk gedronken wordt. Melk bevat namelijk ook veel calcium en magnesium, zodat de hardheid in Nederland helemaal niet zo hoog hoeft te zijn zoals de WHO adviseert.

Om in het zuiveringsproces van drinkwater de hardheid te verlagen moet een onthardingsstap worden toegevoegd aan het proces.

### 2.3 Ontharden in Lekkerkerk?

Naar aanleiding van de kwaliteitgegevens van het ruwwater uit 2005, zie Tabel 1, kan worden geconcludeerd dat het water van de locaties de Put en Tiendweg niet onthard hoeft te worden aangezien de hardheid respectievelijk 2,45 en 2,49 mmol/l bedraagt. Deze waarden liggen beneden de maximum toelaatbare waarde van 2,5 mmol/l. Op de locatie de Schuwacht is de waarde voor de hardheid 2,51 mmol/l, dit is net boven de maximaal toelaatbare waarde. Er kan dus geconcludeerd worden dat een ontharding op ZS Lekkerkerk (locatie Tiendweg en Schuwacht) niet noodzakelijk is op basis van de gegevens uit 2005, de totale hardheid van het gecombineerde ruwe water is 2,5 mmol/l. Bij de toevoeging van locatie de Put aan ZS Lekkerkerk neemt de totale hardheid nog verder af tot 2,48 mmol/l. Ook dan kan worden geconcludeerd dat een ontharding niet noodzakelijk is, het is echter wel wenselijk. Een lagere hardheid (1,5 mmol/l) is namelijk beter voor de waterkwaliteit, het milieu en huishoudelijke apparaten. Op basis van dit gegeven is het noodzakelijk om een onthardingsstap aan de zuivering toe te voegen.

### 2.4 Normering in Nederland – ontwerpeisen.

In het Waterleidingbesluit staat vermeld aan welke eisen het reinwater dient te voldoen. In het geval van een onthardingsstap zijn de volgende eisen van belang.

pH

Standaard	: 7,0 < pH < 9,5
Richtlijn	: 8,0 < pH < 8,3

Hardheid,  $[Ca^{2+}] + [Mg^{2+}]$

Standaard	: 1,5 mmol/l
Richtlijn	: 1,5 < hardheid < 2,5 mmol/l

Hydrogen Carbonate,  $HCO_3^-$

Standaard	:-
Richtlijn	: > 60 mg/l

Natrium concentratie,  $Na^+$

standaard	: < 150 mg/l
Richtlijn	: zo laag mogelijk

### 2.5 Wijze van ontharden

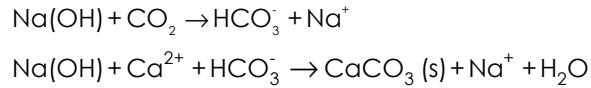
Het ontharden van water kan op verschillende manieren plaatsvinden in het zuiveringsproces. De verschillende methode zullen kort worden toegelicht:

1. Het toevoegen van een base aan het water in een onthardingsreactor, waarbij een chemische reactie wordt teweeg gebracht. Calcium wordt verwijderd uit het water doordat het neerslaat als calcium carbonaat. Als base zijn er verschillende chemicaliën geschikt:
  - a. natronloog  $Na(OH)$
  - b. kalkmelk  $Ca(OH)_2$
  - c. soda  $Na_2CO_3$
2. Het kalk-koolzuurevenwicht extra beïnvloeden, zodat er meer  $CaCO_3$  neerslaat.
3. Met membraamfiltratie de Calcium en Magnesium eruit filtreren.
4. Met een ionenwisselaar, de Calcium en Magnesium ionen ( $Ca^{2+}$  en  $Mg^{2+}$ ) uitwisselen.

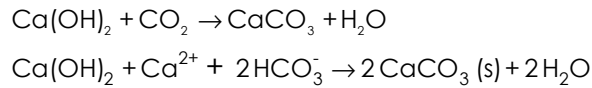
#### Ad 1)

Door het toevoegen van een extra chemicaliën zoals een base in een onthardingsreactor, vinden er verschillende reacties plaats. Deze reacties zullen voor de drie verschillende basen worden weergegeven. De eerste reactie is afhankelijk van de aanwezigheid van  $CO_2$ :

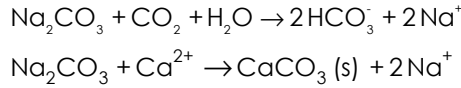
a) Toevoegen van natronloog:



b) Toevoegen van kalkmelk:

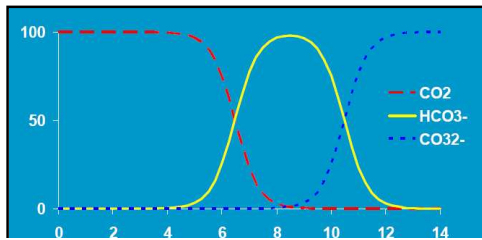


c) Toevoegen van soda:



Om deze verschillende reacties te laten optreden kan gebruik worden gemaakt van een korrelreactor. De base kan onderin de reactor worden toegevoegd. In de reactor kan het CaCO<sub>3</sub> neerslaan op bijvoorbeeld zandkorrels of ander entmateriaal.

Een bijkomend effect van het doseren van een base zoals natronloog, kalkmelk of soda, is dat het aanwezige koolzuur CO<sub>2</sub> wordt omgezet in bicarbonaat HCO<sub>3</sub><sup>-</sup>. Voordat de base zal reageren met het calcium om het water te ontharden, wordt dus al het koolzuur omgezet in het bicarbonaat, het zogenaamde ontzuren door een base.



er treedt ontzuring op, pH wordt dus verhoogd,

$$\text{pH} = 6,4 - \log \frac{[\text{CO}_2]}{[\text{HCO}_3^-]}$$

Het kalk-koolzuurevenwicht verplaatst zich als gevolg naar rechts, zie Figuur 4.

**Figuur 4 kalk-koolzuurevenwicht**

Op moleculaire basis zijn er een aantal verschillen tussen de 3 basen in het verbruik en het reactieproduct, zie Tabel 3.

- Daarbij wordt gekeken naar de hoeveelheid toe te voegen base om de hardheid te verlagen ( $\Delta\text{Ca}^{2+}$ )
- Het totale verbruik / vorming van bicarbonaat (HCO<sub>3</sub><sup>-</sup>)
- De vorming van kalkafzetting CaCO<sub>3</sub> (s)
- De vorming van Natrium Na<sup>+</sup> tijdens de optredende reactie

Ontharden	NaOH Natronloog	Ca(OH) <sub>2</sub> Kalkmelk	Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> Soda
CO <sub>2</sub>	0	0	0
HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	-1	-2	0
Ca <sup>2+</sup>	-1	-1	-1
Na <sup>+</sup>	1	0	2
Ontzuren			
CO <sub>2</sub>	-1	-2	-1
HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	1	2	2
Ca <sup>2+</sup>	0	1	0
Na <sup>+</sup>	1	0	2

**Tabel 3 verandering in waterkwaliteit**

**Ad 2)**

Het kalk-koolzuurevenwicht, Figuur 4, kan licht verschuiven door het toevoegen van een base zoals natronloog, kalkmelk of soda. Deze verschuiving kan worden versterkt door het toepassen van extra verwijdering van CO<sub>2</sub> uit het water. De reactie die daarop volgt, is dat het evenwicht sterker naar rechts verschuift en er dus meer CaCO<sub>3</sub> (kalk) zal gaan neerslaan.

Het verwijderen van CO<sub>2</sub>, kan plaatsvinden door het water lange tijd te beluchten of te verhitten.

**Ad3)**

Bij membraanfiltratie wordt water onder hoge druk door een minuscuul dun filter geperst. De poriën van het filtermembraan worden zodanig gekozen dat het deeltjes kan tegenhouden en water kan laten passeren. Door het toepassen van deze techniek, op de juiste wijze, kunnen opgeloste ionen zoals  $\text{Ca}^{2+}$  en  $\text{Mg}^{2+}$  worden tegenhouden en worden afgescheiden van het water. Deze fijnste techniek heet nanofiltratie. Het verwijderen van deze ionen resulteert in verlaging van de hardheid van het water. membraanfiltratie en nanofiltratie is nog steeds in ontwikkeling.

**Ad4)**

Ionenwisselaars zijn kolommen gevuld met bolletjes kunsthars. Er kunnen ionen uit een vloeistof, zoals water, worden verwijderd door ze uit te wisselen tegen andere ionen. Ionenwisselaars worden doorgaans ingezet voor het verwijderen van de zoutbestanddelen (kationen en anionen) uit het water. Het toegepaste type ionenwisselaar is sterk afhankelijk van de gewenste waterkwaliteit. Als niet al te hoge eisen aan de waterkwaliteit worden gesteld volstaat de goedkopere substitutie van ionen, bij hoogwaardige toepassingen zal worden geprobeerd om alle ionen te verwijderen zodat alleen zuiver water overblijft. Ook is het mogelijk om ionenwisselaars te gebruiken om verschillende typen ionen van elkaar te scheiden. Bij drinkwaterontharding wordt vaak  $\text{Na}^+$  gebruikt als uit te wisselen ion.

**2.6 Analyse van de verschillende methoden:**

- Met het uitdrijven van  $\text{CO}_2$  als enige onthardingsstap, kan geen gewenst hardheid van 1,5 mmol/l worden bereikt. Daarnaast zou het water onder druk belucht moeten worden wat onevenredig veel energie zou kosten.
- Een membraanfilter heeft de kans dat het snel zal verstoppem waardoor de frequentie van vervangen van de membraanfilters hoog is. Een membraanfilter kan geen onderscheid maken tussen  $\text{Ca}^{2+}$  en  $\text{Mg}^{2+}$  waardoor de ongewenste verwijdering van  $\text{Mg}^{2+}$  ook zou plaats vinden.
- Het uitblazen van  $\text{CO}_2$  en het gebruik van membraanfiltratie en ionenwisselaars zijn kostbaardere en minder robuuste processen dan het toevoegen van een base in een onthardingsreactor.
- Een ionenwisselaar heeft tevens als nadeel dat er zeer grote hoeveelheden zout benodigd zijn voor het proces. Ook kan er een afvalwater stroom ontstaan die door de maximale op te pompen capaciteit gegenereerd zou moeten worden.
- Kalk is als chemicaliën voor in een onthardingsreactor goedkoper dan natronloog. De doseerinstallatie daarentegen is gecompliceerder, waardoor de aanschaf duurder is.
- Een onthardingsreactor is robuust in z'n werking en heeft vergeleken met de voorgaande methoden betrekkelijk weinig onderhoud nodig. Nadeel is echter dat de carry over afgevangen moet worden door een nat filter en dat een proces met harde pellets gewenst is.

**2.7 Conclusie**

De keuze van ontharden is afhankelijk van verschillende factoren met als belangrijkste de uiteindelijke waterkwaliteit die moet voldoen aan de normen van het waterleidingbesluit. Andere factoren die van belang zijn, zijn de kosten die gepaard gaan met de verschillende methoden qua bouwkosten, investeringskosten en onderhoudskosten. Eenvoudige bedrijfsvoering en bedrijfszekerheid spelen ook een belangrijke rol in het proces. Het milieu mag niet onnodig nadelig belast worden door de installatie.

**Waterkwaliteit**

Bij het gebruik van het toevoegen van een base in een onthardingsreactor is de waterkwaliteit afhankelijk van de toe te voegen base. Te zien is in Tabel 3 dat met de base soda veel natrium wordt geproduceerd of dat met kalkmelk veel bicarbonaat benodigd is. Er zou dus met het toevoegen van een base opgelet moeten worden dat deze onder alle condities voldoen aan de normen die gesteld zijn aan de hoeveelheid bicarbonaat en natrium.

De waterkwaliteit zal door het uitblazen van CO<sub>2</sub> niet in het geding komen, wel is het de vraag of het de gewenste hardheid kan verkrijgen. Bij membraanfiltratie (nanofiltratie en omgekeerde osmose) wordt het water onder druk door een filter geperst welke zouten en organische microvervuilingen tegen houden. Omdat deze mechanismen in staat zijn om zulke kleine deeltjes te verwijderen zal het filter redelijk snel verstopt raken waarna het vervangen of geregenereerd moet worden. Membraanfiltratie zal in de verwijdering geen onderscheid maken tussen calcium en magnesium waardoor er na de filtratie weer magnesium toegevoegd moet worden. Voordeel van membraanfiltratie is dat het ook pesticiden en andere microverontreinigingen verwijderd.

Bij ionenwisselaars wordt calcium en/of magnesium vervangen door natrium, voor elk tweewaardig ion Ca<sup>2+</sup> en Mg<sup>2+</sup> dat uit het water verdwijnt komen er twee natrium ionen terug. Voor de waterkwaliteit is het echter gewenst dat het natriumgehalte zo laag mogelijk is.

### **Kosten**

Voor alle methodes geldt dat er geïnvesteerd moet worden in een installatie/constructie, welke zich zal bevinden in een apart te bouwen gebouw, daarnaast zal er gedacht moeten worden aan de schaalvergroting tot 8,5 Mm<sup>3</sup>/jaar die ingepast moet worden in het proces. Er geldt dat het goedkoper is om alles in een keer te bouwen, als dat mogelijk is, dan het te spreiden over 2 of 3 fases. Dit mag echter geen kapitaalvernietiging of waterkwaliteitsverlies tot gevolg hebben. Bij het doseren van een base in een onthardingsreactor liggen de kosten voornamelijk in het bouwen van de reactoren, en de benodigde carry over filters. Als base is soda het duurst en kalkmelk het goedkoopst. Voordeel is dat deze installaties lang mee zullen gaan en betrekkelijk weinig , in vergelijking tot de andere methoden, onderhoud nodig hebben. Voor het uitblazen van CO<sub>2</sub> is extreem veel energie nodig om de gewenste hardheid te krijgen, wat daardoor kostenbepalend is. Ook zal er veel onderhoud nodig zijn aan alle bewegende onderdelen van de luchtinbrenger.

De membraanfilters zullen redelijk vaak vervangen moeten worden, ook produceert het (net als de ionenwisselaar) een grote afvalstroom die ook weer behandeld zal moeten worden.

Een ionenwisselaar is een redelijk kostbare en innovatieve installatie welke nog niet veel wordt toegepast voor de ontharding in drinkwaterzuiveringsprocessen. De kosten liggen hem vooral in de installatie, zoutopslag en de grote hoeveelheden zout die nodig zijn voor de ontharding en de regeneratie van het filtermateriaal.

### **Bedrijfsvoering en bedrijfszekerheid**

Voor de bedrijfszekerheid is het van belang dat verschillende debieten, variërend van het minimale tot het maximale debiet, onthard kunnen worden onder verschillende situaties. Zo kan het voorkomen dat bepaalde onderdelen vervangen of onderhouden moeten worden, dit mag niet ten koste gaan van de mate van ontharding. Het is dus van belang dat onderdelen tot op zekere hoogte in meervoud uitgevoerd zullen worden.

Voor een onthardingsstap is het mogelijk om meerder reactoren neer te zetten. Als er een reactor uitvalt zou het gemiddelde debiet met gemak behandeld moeten kunnen worden door de resterende reactoren, dit geldt ook voor ionenwisselaars, CO<sub>2</sub>-beluchters en membraanfilters. Pelletreactoren hebben als voordeel dat er betrekkelijk weinig beweegbare onderdelen mee gemoeid gaan waardoor het weinig onderhoud nodig heeft, wel dienen de reactoren schoon gemaakt te worden. De membraanfilters zouden berekend moeten zijn op frequentie uitschakeling doordat er een filter moet kunnen worden vervangen.

### **Milieu**

Membraanfiltratie en een ionenwisselaar produceren beide een betrekkelijk grote afvalstroom die niet zomaar geloosd zal mogen worden op het oppervlaktewater. Een pelletreactor produceert afhankelijk van de base een bepaalde hoeveelheid pellets van CaCO<sub>3</sub>, indien dit zuivere pellets betreft kunnen deze makkelijk gebruikt worden voor bijvoorbeeld kippenvoer. Het uitblazen van CO<sub>2</sub> koste veel energie wat daardoor negatief uitpakt voor het milieu.

Als alle aspecten in overweging worden genomen dan vallen qua waterkwaliteit af: Het dosering van de chemicaliën soda in een pelletreactor en een ionenwisselaar, dit door de

betrekkelijk hoge natrium concentratie in het effluent (de maximale waarde van natrium hoeft echter niet overschreden te worden) in vergelijking tot de andere methodes. Kostentechnisch gezien is membraanfiltratie het minst ideaal door de hoge onderhoudskosten die het met zich mee brengt doordat de filters redelijk vaak vervangen zouden moeten worden. Als er wordt gekeken naar de bedrijfsvoering en het milieu kan ook geconcludeerd worden dat een pelletreactor (met natronloog) een goede en betrouwbare keuze is. Er is veel ervaring opgedaan met het gebruik van pelletreactoren voor de ontharding, men kent dan ook de exacte werking en bedrijfsvoering ervan.

### 3 Alternatieven

#### 3.1 Keuze plaats van ontharden

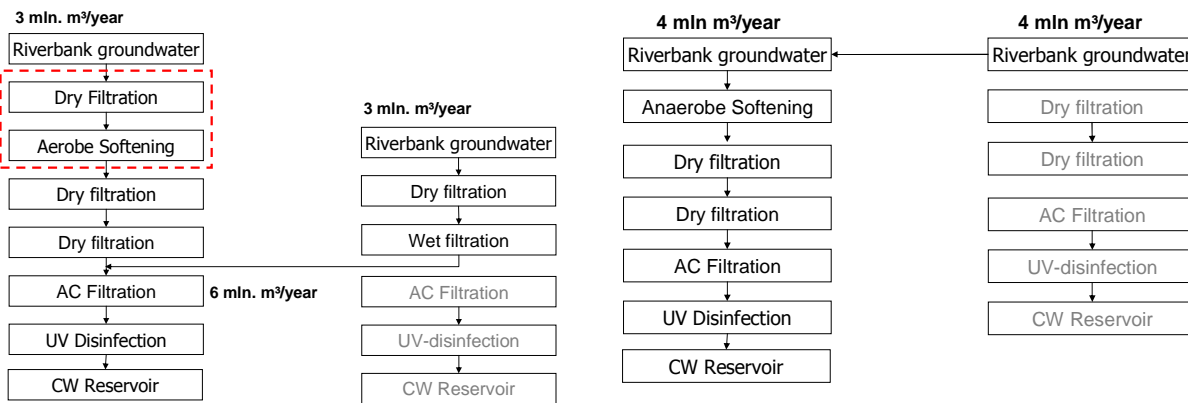
Voor het ontharden van het water van 2,5 mmol/l naar 1,5 mmol/l bij zuiveringsstation Lekkerkerk is gekozen voor een pelletreactor. Deze kan op verschillende plekken binnen het zuiveringsproces geplaatst worden. Bij het plaatsen van de pelletreactoren moet rekening gehouden worden met de ontharding in de 2<sup>de</sup> fase, ook wordt in deze fase het water van zuiveringsstation de Put onthard op zuiveringsstation Lekkerkerk, en de schaalvergroting in de 3<sup>de</sup> fase van een behandeling van 6 Mm<sup>3</sup>/jaar naar 8,5 Mm<sup>3</sup>/jaar. Tevens dient er rekening mee te worden gehouden dat er na de onthardingsstap nog altijd na-ontharding kan plaatsvinden in het proces. Binnen de methode van het ontharden met behulp van een pelletreactor en een base worden 3 verschillende varianten besproken. De verschillende alternatieven zijn onderverdeeld in de 2<sup>de</sup> fase, waarbinnen het water van ZS Lekkerkerk en ZS de Put onthard moet worden, en de 3<sup>de</sup> fase, met de schaalvergroting van 6 Mm<sup>3</sup>/jaar naar 8,5 Mm<sup>3</sup>/jaar. De 3<sup>de</sup> fase zal waarschijnlijk pas 10 tot 15 jaar na de 2<sup>de</sup> fase plaatsvinden, wanneer bepaalde installaties zoals de droogfilters niet meer toereikend zijn voor de zuivering en de schaalvergroting.

#### 3.1.1 Alternatief 1, Combinatie van aëroob en anaëroob ontharden op zs Lekkerkerk.

##### 2<sup>de</sup> fase

Het blokschema van optie 1, de 2<sup>de</sup> fase, is te zien in

Figuur 6.



Figuur 6 blokschema, alternatief 1 fase 2

Figuur 5 blokschema, alternatief 1 fase 3

In deze optie is gekozen voor aëroobe ontharding. De plek van de in te voegen onthardingsstap, voorafgaand door de droogfilter, is rood omrand aangegeven. De ontharding voor ZS Lekkerkerk en ZS de Put vindt plaats op ZS Lekkerkerk. Het gefilterde water van ZS de Put wordt getransporteerd naar ZS Lekkerkerk en ingebracht na de droogfiltratie stappen op ZS Lekkerkerk. Alleen het water van ZS Lekkerkerk wordt zover mogelijk onthard, [Ca<sup>2+</sup>] tot 0,5 mmol/l. De totale hardheid van water van ZS Lekkerkerk en ZS de Put zal uiteindelijk gelijk zijn aan 1,7 mmol/l. Voor een uiteindelijke ontharding tot 1,5 mmol/l zal er ook

1 Mm<sup>3</sup>/jaar van ZS de Put onthardt moeten worden naast de 3 Mm<sup>3</sup>/jaar van ZS Lekkerkerk. Voor deze 4 Mm<sup>3</sup>/jaar zal dan extra droog filtratie capaciteit bijgebouwd moeten worden. Voorafgaand aan de onthardingsreactoren zal er een beluchtingstap plaats moeten vinden gevolgd door een filtratiestap om deeltjes af te vangen. De beluchting en filtratiestap bestaan uit een droogfilter waar het water zo gelijk mogelijk over heen gespreeid wordt. Van onderaf het filter wordt er ook nog zuurstof naar boven geblazen. De beluchtingstap verwijdert methaan en koolstofdioxide en brengt zuurstof in. Methaan heeft een nadelig effect op de vorming van harde pellets in de onthardingsfase en verlaging van de hoeveelheid CO<sub>2</sub> heeft tot gevolg dat er minder chemicaliën bij de onthardingsstap benodigd zijn (anders zou met behulp van de chemicaliën de CO<sub>2</sub> omgezet moeten worden in HCO<sub>3</sub><sup>-</sup>). Het filter is er voor het afvangen van ijzer en mangaan en het omzetten van NH<sub>4</sub><sup>+</sup> naar N. Zonder de beluchtingsstap en de filtratiestap voor de ontharding zouden er 'fluffy' pellets ontstaan en zouden er meer chemicaliën nodig zijn. De eerste droogfiltratie wordt gevolgd door de onthardingsreactoren waarna de huidige zuivering volgt. De twee droogfilters zullen onder andere de resterende hoeveelheden ammonium omzetten. Daarnaast zullen de filters de carry over afvangen en zal er enige na ontharding in het droogfilter ontstaan, dat echter niet ideaal is.

**3<sup>de</sup> fase**

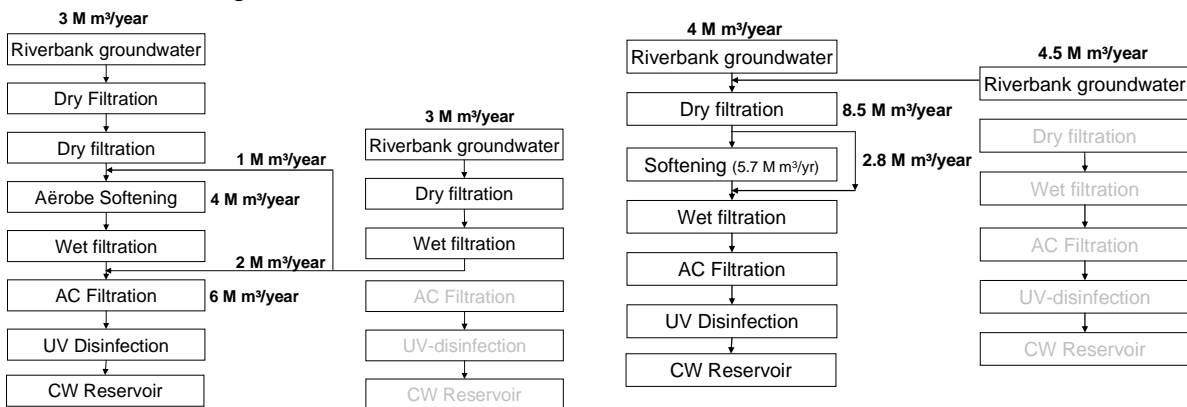
In de 3<sup>de</sup> fase wordt de aërobe ontharding vervangen door anaërobe ontharding. Het bijbehorende blokschema is te zien in Figuur 5. Op het moment is er weinig ervaring in het gebruik van anaërobe ontharding en de ervaring die men er tot nu toe mee heeft is dat het 'fluffy pellets' oplevert. Een voordeel van anaërobe ontharding is dat er geen extra voorbehandeling benodigd is. Er is vanuit gegaan dat over 10 tot 15 jaar, wanneer de 3<sup>de</sup> fase ingaat, er genoeg ervaring is opgedaan met anaërobe ontharding om het op ZS Lekkerkerk toe te kunnen passen.

De droogfiltratie stap die was ingebouwd in de 2<sup>de</sup> fase kan in de 3<sup>de</sup> fase gebruikt worden voor de extra capaciteit benodigd voor de droog filtratie achter de ontharding. Als filtratie stap achter de ontharding is een natfilter het meeste ideaal als carry over filter. In dit geval zou er echter het gevaar kunnen ontstaan van anaërobie in het natfilter als gevolg van de grote hoeveelheid ammonium die omgezet moet worden. Het is dus van belang dat er voldoende zuurstof wordt toegevoegd totdat het ammonium in het water is omgezet. De grote hoeveelheden ammonium in het ruwe water zijn ook de reden voor de twee droogfiltratie stappen in het proces. Theoretisch zou er ook gekozen kunnen worden voor een uitgebreid, perfect werkend enkel droog filter.

**3.1.2 Alternatief 2,**

**2<sup>de</sup> fase**

Voor het 2<sup>de</sup> alternatief is er voor gekozen om het onthardingsgedeelte met het carry over filter te plaatsen tussen de laatste droogfilter en de actiefkool filter. Voordeel is dat er geen extra beluchtingstap ingebouwd hoeft te worden voor de aërobe ontharding. Nadeel is weer dat er een extra carry over filter gebouwd moet worden. Ook zal er na-ontharding plaats kunnen vinden op deze carry over filter. Er zal voor dit alternatief gebruik worden gemaakt van een deelstroom die onthardt gaat worden, zie figuur. Dit is voordelig voor het chemicaliën verbruik voor de ontharding en het debiet door de natfilters is kleiner.



**Figuur 8** blokschema, alternatief 2 fase 2

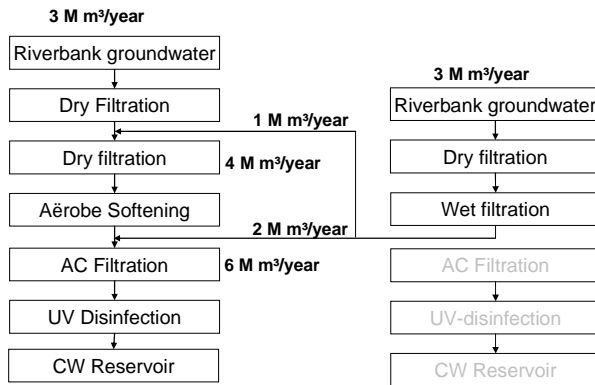
**Figuur 7** blokschema, alternatief 2 fase 3

Een mogelijk nadeel is dat er veel leidingen verlegd moeten worden doordat het nieuwe gedeelte midden in het proces plaatsvindt.

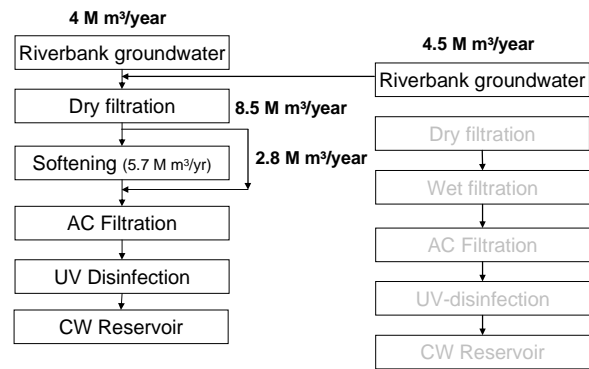
**3<sup>de</sup> fase**

In de 3<sup>de</sup> fase verandert er weinig aan het proces. Er is voor deze fase in dit alternatief voor gekozen om de droogfilters die gebruikt worden in de 2<sup>de</sup> fase af te breken wanneer deze niet meer voldoen. In plaats van de 2 droogfiltratie stappen zal er dan gekozen worden van één enkel (uitstekend) werkende droogfiltratie stap om zuurstof in te brengen en CO<sub>2</sub>, methaan en ammonium te verwijderen. Indien er een kleine hoeveelheid ammonium overblijft, kan deze, indien voldoende zuurstof aanwezig is, verwijderd worden in de natfilter achter de onthardingsreactoren.

**3.1.3 Alternatief 3**



**Figuur 9 blokjeschema alternatief 3 fase 2**



**Figuur 10 blokjeschema alternatief 3 fase 3**

Alternatief 3 komt redelijk overeen met het 2<sup>de</sup> alternatief. Het enige verschil is dat er in dit proces geen natfilter gebouwd wordt na de aërobe ontharding, dat een voordeel is. De onthardingsreactor moet echter dusdanig uitgevoerd worden dat de hoeveelheid carry over en de na-ontharding minimaal is. Dit brengt extra kosten met zich mee wat de reactoren betreft. Een ander nadeel is dat als er carry over meekomt met het ontharde water, de mogelijkheid bestaat dat er wat neerslaat in de leidingen en op de actief koolfilters. In de 3<sup>de</sup> fase ontbreekt het nu ook voor een back up voor de ammonium verwijdering. In de 3<sup>de</sup> fase zal er dus nauwlettend aandacht aan besteed moeten worden dat al het ammonium verwijderd wordt in de droogfilters en dat de onthardingsreactoren praktisch geen carry over produceren.

**3.2 Keuzebepaling**

De kwaliteit van het water is het belangrijkste als er gekeken wordt naar de verschillende alternatieven. Daarnaast is van belang de haalbaarheid en bedrijfsvoering. Alternatief 2 ligt wat dat betreft redelijk voor de hand. Het is een robuust proces en de kwaliteit kan te allen tijde gegarandeerd blijven dit in tegenstelling tot alternatief 1 en 3 waar toch nog enige risico's in voor kunnen komen.

In het volgende onderdeel zal het alternatief 3 uitgewerkt worden.

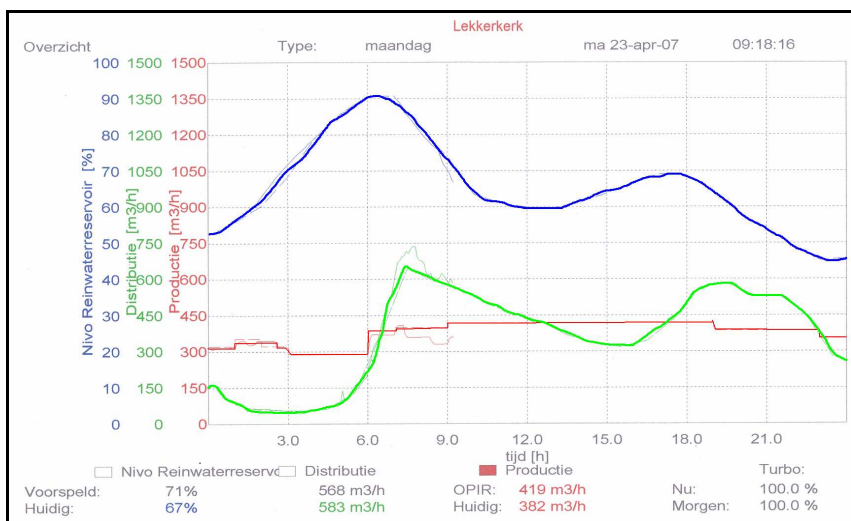


## 4 Ontwerp

### 4.1 Ontwerp capaciteit

Op het zuiveringstation te Lekkerkerk is de uurpiek factor gelijk aan 1,7. Deze fluctuatie wordt volledig opgevangen door het reinwaterreservoir, waardoor de productiecapaciteit redelijk constant is. Als het waterverbruik laag is, in de nacht, wordt de reinwaterkelder gevuld, zodat er overdag voldoende berging is om het dagverbruik op te kunnen vangen. De minimale en maximale dag piekfactor is gelijk aan 0,85-1,45. Deze factoren moeten meegenomen worden in het ontwerp voor de verschillende zuiveringsstappen. Er kan op ZS Lekkerkerk een redelijk goede voorspelling gedaan worden voor een maximaal debiet (droge zomermaanden) en minimaal debiet (april-mei).

De hoeveelheid te behandelen water door onthardingsreactoren in de 2<sup>de</sup> en 3<sup>de</sup> fase is geminimaliseerd door de invoeging van een deelstroom.



**Figuur 11 Productie, minimale en maximale verbruik op ZS Lekkerkerk**

De verschillende debieten in de 2<sup>de</sup> en 3<sup>de</sup> fase zijn gegeven in de onderstaande tabel, Tabel 4, waarin de waarde in Mm<sup>3</sup>/jaar zijn gegeven.

2de Fase	opgepomt	ontharding/filtratie	deelstroom
Qmin	5,1	3,26	1,84
Qgem	6	3,84	2,16
Qmax	8,7	5,57	3,13

3de Fase	opgepomt	ontharding/filtratie	deelstroom
Qmin	7,2	4,8	2,6
Qgem	8,5	5,44	3,06
Qmax	12,3	8,3	4,4

**Tabel 4 Debieten in de 2<sup>de</sup> en 3<sup>de</sup> fase**

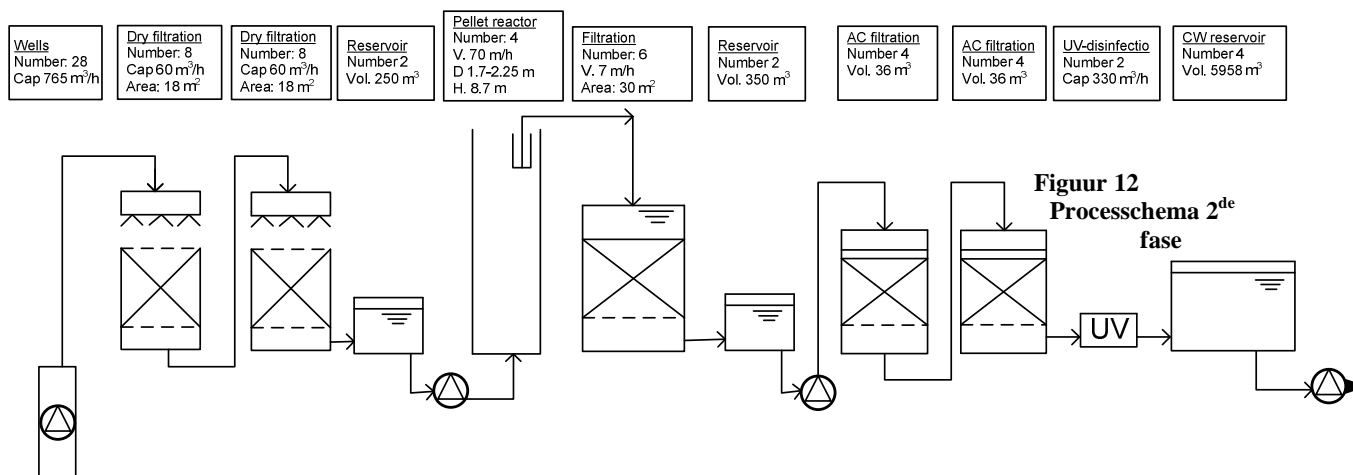
Het debiet wat de installaties moeten verwerken op een maximale dag in ook nog eens een droog jaar is gelijk aan de jaar piekfactor maal het maximale debiet in de 2<sup>de</sup> of 3<sup>de</sup> fase. Deze jaar piekfactor kan gelijk genomen worden aan maximaal 1,08 voor een droge zomer en 0,94 voor een natte zomer.

Voor de dimensionering van de verschillende leidingen en installaties zal gerekend worden met een debiet welke voor kan komen op een maximaal uur (opgevangen door de reinwaterkelder) op een maximale dag.

## 4.2 Processchema

### 4.2.1 2<sup>de</sup> Fase

Voor de leveringszekerheid is het van belang dat de onthardingsreactoren uitgevoerd worden in 2 verschillende straten met een extra bypass voor als er iets uitvalt. Voor het ontwerp in de 2<sup>de</sup> Fase is gekozen om de ontharding plus carry-over filter in te voegen tussen de laatste droogfiltratie en de actief koolfiltratie. In een processchema wordt dit achtereenvolgens: Een filtraatkelder, pompstation, ontharding en de (carry over) snelfiltraat filters. Deze onderdelen zullen achtereenvolgens behandeld worden.



Figuur 13 Processchema 2<sup>de</sup> fase

De filtraatkelder moet voldoende water kunnen bergen opdat de pompen geen lucht zullen 'happen'. Het is voldoende om het maximale debiet meerdere minuten te kunnen bergen. Het maximale debiet in de 2<sup>de</sup> fase is gelijk aan 8,7 Mm<sup>3</sup>/jaar, zie Tabel 4. Voor een half uur bergen in de 2<sup>de</sup> fase geeft dit een inhoud van  $993 \text{ m}^3/\text{h} \cdot 1/2 = 500 \text{ m}^3$ . In de 3<sup>de</sup> fase is het maximale debiet gelijk aan 12,3 Mm<sup>3</sup>/jaar, met een filtraatkelder van 500 m<sup>3</sup> kan het water in de 3<sup>de</sup> fase ongeveer 21 minuten geborgen worden.

Voor de leveringszekerheid zal gekozen worden voor een berging die bestaat uit 2 kelders van elk 250 m<sup>3</sup>. In deze filtraatkelder komt tevens het gefilterde water van De Put samen met het gefilterde water van Lekkerkerk zodat vanaf die filtraatkelder het water één en dezelfde kwaliteit heeft. Vanaf de filtraatkelders wordt de deelstroom via een pomp naar de volgende filtraatkelder, voor de actief koolfiltratie, getransporteerd. Deze bypass bestaat ook uit 2 leidingen, met voor elke leiding een aparte pomp. Deze pomp hoeft het water niet noemenswaardig omhoog te pompen, het is echter wel van belang dat het de wrijvingsverliezen en knikverliezen in de leiding overwint.

De 2 andere leidingen, met voor elke leiding een pomp, zullen het grote deel van het water transporteren naar de onthardingsreactoren, waarbij gekozen is voor 2 straten van elke 2 reactoren. De reactoren zijn elk gedimensioneerd op een debiet van 1,93 Mm<sup>3</sup>/jaar. De reactoren krijgen dan elke een diameter van  $D = 1,7\text{-}2,25 \text{ m}$ , en een hoogte van  $h = 9 \text{ m}$ , zie paragraaf 4.6 onthardingsreactor.

Vanaf de top van de onthardingsreactoren wordt het water via 2 leidingen getransporteerd naar de snelfilters. Voor de snelfilters is gekozen voor een oppervlak welke ook voldoende moet zijn voor de capaciteit van de 3<sup>de</sup> fase. Dit betreft een aantal van 6 filters met elk een oppervlak van 30 m<sup>2</sup>. Er is van uit gegaan dat er constant 1 filter aan het regenereren is, daarnaast is er de mogelijkheid dat er een filter uit kan vallen. Het maximale debiet, zowel in de 2<sup>de</sup> fase als in de

3<sup>de</sup> fase moet opgevangen kunnen worden door 4 filters, dit betreft een debiet van 5,8 respectievelijk 8,3 Mm<sup>3</sup>/jaar. Voor de 2<sup>de</sup> fase geldt dan dat de snelheid door de filters maximaal is:  $662 \text{ m}^3/\text{h} / (30 \cdot 4) = 5,5 \text{ m/h}$ . Voor de 3<sup>de</sup> fase geldt een snelheid van:

$947 \text{ m}^3/\text{h} / (30 \cdot 4) = 7,9 \text{ m/h}$ . De hoofdfunctie van de snelfilter is de verwijdering van mogelijke carry-over die geproduceerd wordt door de onthardingsreactoren en het opvangen van de na-ontharding. Nevenfuncties zijn eventuele resterende ammonium resten omzetten en de verwijdering van gesuspendeerde deeltjes en verscheidene micro-organismen. Voor het eventueel omzetten van ammonium is het van belang dat er voldoende zuurstof in het water zit. Er zal zich na de ontharding ongeveer 10-11 mg/l zuurstof in het water bevinden, voor het omzetten van ammonium is per mg/l ammonium 3,55 mg/l zuurstof nodig.

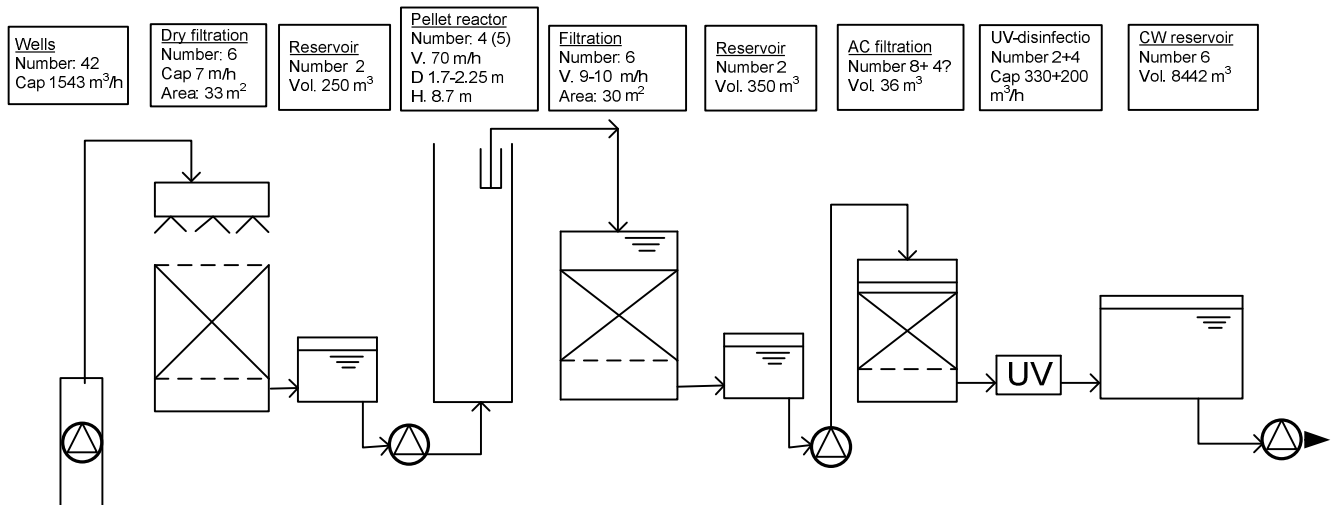
Na de snelfilters wordt het water doorgepompt naar de actief koolfilters. Deze filters hebben in het huidige proces een verblijftijd van ongeveer 40 min. Deze verblijftijd kan verminderd worden tot 20 minuten zonder een achteruitgang van de kwaliteit van het reinwater. Voor de actief koolfiltratie is dus geen uitbreiding benodigd in de 2<sup>de</sup> fase.

Voor de UV-desinfectie geldt dat de huidige capaciteit van 660 m<sup>3</sup>/h voldoende is voor de gemiddelde capaciteit benodigd voor de 2<sup>de</sup> fase, voor alsnog zal er dan ook geen UV-desinfectie bijgebouwd worden.

De reinwaterkelder heeft een totaal volume van 3240 m<sup>3</sup>. Voor het bepalen van het benodigde volume bestaat er een duimregel:

$0,25 \cdot \text{maximale debiet in m}^3/\text{dag} \rightarrow 0,25 \cdot 23836 \text{ m}^3/\text{dag} = 5959 \text{ m}^3$ . Er zal dus berging bijgebouwd moeten worden.

#### 4.2.2 3<sup>de</sup> Fase



Figuur 14 Processchema 3<sup>de</sup> fase

De 3<sup>de</sup> fase zal zich kenmerken door een schaalvergroting van 6 Mm<sup>3</sup>/jaar naar 8,5 Mm<sup>3</sup>/jaar. In de 2<sup>de</sup> fase zijn de onthardingsreactoren en de snelfilters al gedimensioneerd om een debiet van 8,5 M m<sup>3</sup>/jaar aan te kunnen.

Constructieve veranderingen in de 3<sup>de</sup> fase bestaan dan ook uit uitbreiding of vernieuwing van de andere procesonderdelen. De huidige filters hebben een gemiddelde levensduur van 50 jaar. Over 10-15 jaar, wanneer de 3<sup>de</sup> fase ingaat, is deze levensduur bereikt. In dit ontwerp zal er voor gekozen worden om de huidige droogfilters af te breken en te vervangen voor een enkele droogfiltratie stap. Deze nieuwe droogfilters moeten een maximaal debiet kunnen verwerken van:  $1,45 \cdot 8,5 \text{ Mm}^3/\text{jaar} = 12,33 \text{ Mm}^3/\text{jaar}$ . Het belangrijkste doel van deze droogfiltratie stap is het omzetten van ammonium, inbrengen van zuurstof, uitsproeien van CO<sub>2</sub> door sproeiers boven het filter. Daarnaast verwijdert het ook methaan, ijzer en mangaan. Na de droogfiltratie stroomt het water naar de filtraatkelder → de ontharding → de snelfilters, deze zijn besproken in de 2<sup>de</sup> fase. Voordeel van deze enkele droogfiltratiestap is de verlaging van de opvoerhoogte van het op te pompen water.

Het totale volume actief kool in de 2<sup>de</sup> fase is gelijk aan 288 m<sup>3</sup>. Voor het maximale debiet in de 3<sup>de</sup> fase is dit onvoldoende. Om te beginnen worden de actiefkool filters in de 3<sup>de</sup> fase allemaal parallel geschakeld. Daarnaast wordt het actiefkool volume vergroot naar 470 m<sup>3</sup>. Voor dit volume heeft het maximale debiet een contacttijd van ongeveer 20 min:

$(470 \text{ m}^3)/(1407 \text{ m}^3/\text{h})=0,33 \text{ h} \rightarrow 20 \text{ min}$ . De actief kool filters zijn nodig voor de verwijdering van smaak, geur, kleur en organische deeltjes en microvervuilingen.

UV-desinfectie is op de zuivering aanwezig om bacteriën en virussen te doden. In de huidige zuivering heeft deze stap een capaciteit van 660 m<sup>3</sup>/h, het maximale debiet in de 3<sup>de</sup> fase. Een mogelijkheid is om de UV installaties van zs De Put toe te voegen aan de UV installatie in zs Lekkerkerk. Dit is echter alleen mogelijk indien de installaties dan nog goed werken en niet te erg verouderd zijn.

De duimregel voor het reinwaterreservoir in de 3<sup>de</sup> fase geeft een inhoud van:  $0,25 \cdot 33767 \text{ m}^3/\text{dag} = 8442 \text{ m}^3$ . De uitbreiding hiervoor kan zich rondom de huidige reinwaterkelder bevinden. Er kan ook voor worden gekozen om de huidige reinwaterkelder te vervangen zodat er uitbreiding kan plaats vinden boven op de reinwaterkelder.

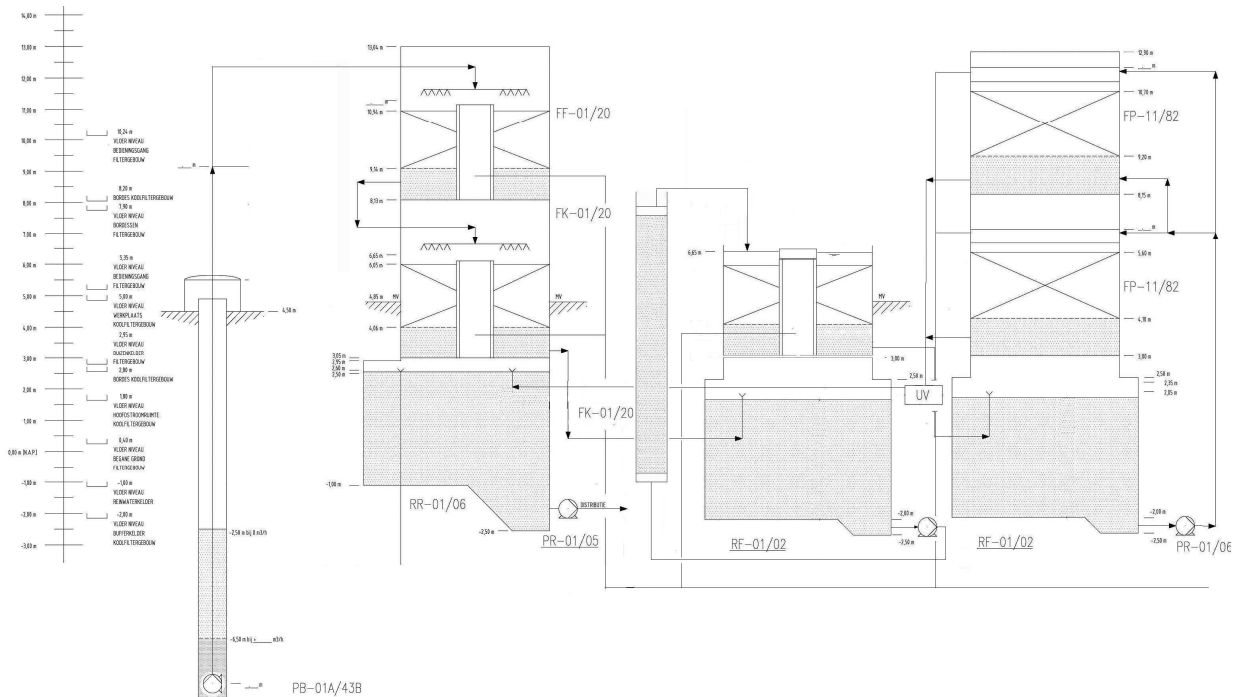
### 4.3 Hydraulische lijn

De benodigde energiehogtes voor en na de verschillende installaties is afhankelijk van een tweetal zaken:

- 1) De hoogte van de installatie met ten opzichte van het waterpeil
- 2) De energieverliezen in de leidingen en de installaties als gevolg van wrijvingen, bochten en knikken.

In onderstaande figuren (Figuur 15 en Figuur 16) is de hydraulische lijn te zien van de 2<sup>de</sup> en de 3<sup>de</sup> fase.

#### 4.3.1 2<sup>de</sup> Fase



**Figuur 15 Hydraulische lijn 2<sup>de</sup> fase**

#### Ad 1)

Dit betreft de hoogte van de onthardingsreactor waar het ontharde water de reactor verlaat ten opzichte van de filtraatkelder van waaruit gepompt wordt. Deze hoogte wordt berekend in

paragraaf 4.6 en is gelijk aan 9 m. Het maaiveld rondom de zuivering ligt gelijk aan +4,85 m boven NAP en het is niet gewenst om het onthardingsgebouw boven de andere gebouwen uit te laten komen, die op +13,04 m boven NAP ligt. De pompen vanaf de filtraatkelder bevinden zich onderin. De optimale plek voor de onthardingsreactoren ligt dan ook op die hoogte zodat het water vanuit de reactor nog net onder vrij naar de filters en de filtraatkelder kan stromen zodat de pompen een minimale hoeveelheid energie het water in hoeven te brengen.

De pomp vanaf de filtraatkelder bevindt zich op -2,25 m NAP. De bovenkant van de kelder bevindt zich op 2 meter boven NAP (net als de 2<sup>de</sup> filtraatkelder). Boven deze kelder is er een ruimte vrijgehouden van 1 meter voor leidingen en dergelijke. De onderkant van het snelfilter zal zich dus 3 meter boven NAP bevinden. Het snelfilter heeft een gemiddelde hoogte van 3,3 meter. De bovenkant van de reactor zal zich dus minimaal 6,6 meter boven NAP bevinden. Het water dat van de reactor naar de filters stroomt, zal wel nog bepaalde wrijving- en knik verliezen moeten overwinnen, zie Ad 2).

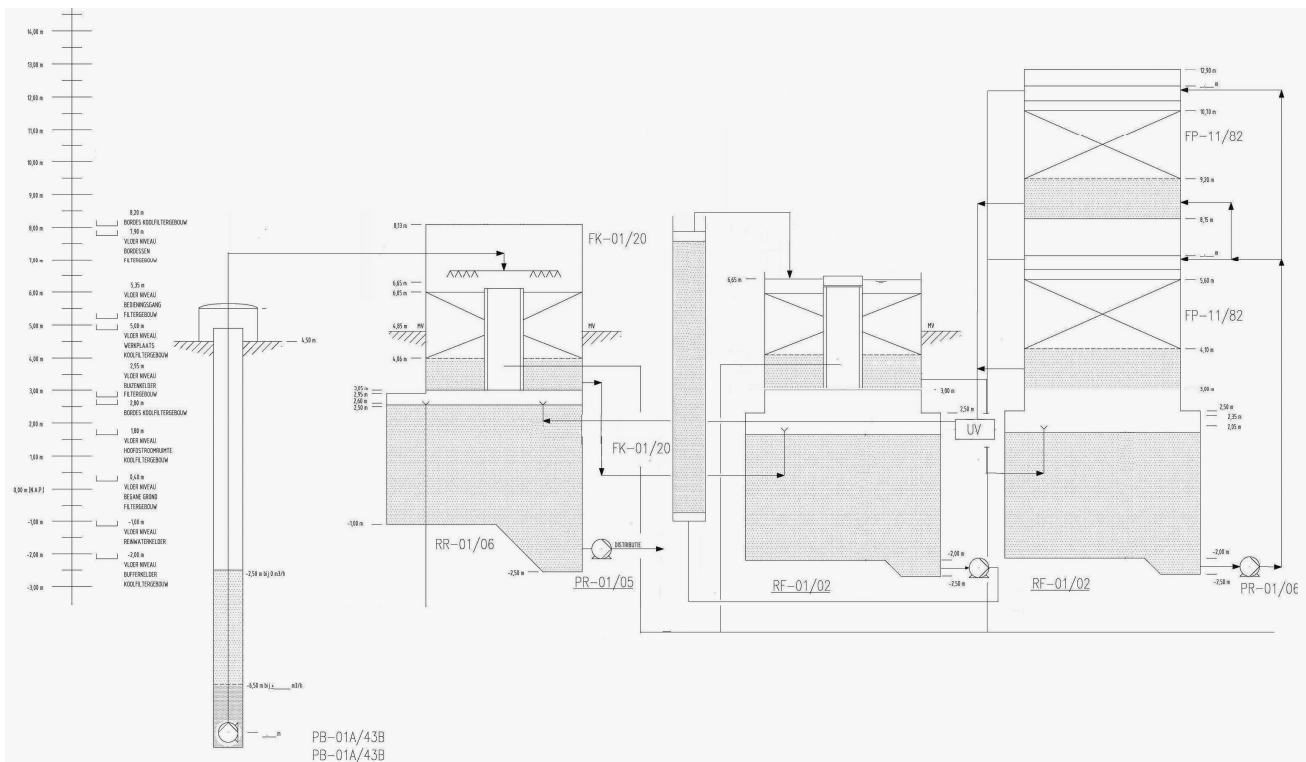
Theoretisch zou het dus mogelijk zijn om de onderkant van de reactor te plaatsen op 2 meter onder NAP en 7 meter boven NAP. Omdat het ingraven van de reactor enige risico's met zich mee kan brengen en het ook de benodigde constructie kosten met zich meebrengt. Zal er gekozen worden om de onderkant van de reactor te plaatsen op 1 meter onder NAP en de bovenkant op 8 meter boven NAP.

Voor de andere onderdelen binnen ZS Lekkerkerk zullen er voor de hydraulisch geen noemenswaardige veranderingen optreden.

**4.3.2 3<sup>de</sup> Fase**

In de derde fase zullen er constructief geen veranderingen plaatsvinden in het nieuwe gedeelte dat bestaat uit de filtraatkelder → onthardingsreactoren → carry-over filters.

De belangrijkste constructieve verandering in de 3<sup>de</sup> fase die doorwerkt in de hydraulische lijn is te vinden in de droogfilters die vervangen zijn door een enkele stap. Dit scheelt dan ook aanzienlijk in pompenergie voor dat onderdeel.



**Figuur 16** Hydraulische lijn 3<sup>de</sup> fase

**Ad 2)**

De energie verliezen treden op wanneer het water wrijving ondervindt of verliezen als gevolg van bochten en afsluiters e.d. Een andere vorm van energieverlies ontstaat als het water met een bepaalde hoeveelheid energie in de filtraatkelders stort, dit wordt dan ook zoveel mogelijk vermeden.

De wrijvingsverliezen wordt berekend met behulp van de volgende formule die voor een geheel gevulde leiding geldt:

$$H_{dyn} = \lambda \frac{l U^2}{D 2g} \quad \text{Waarin } \lambda = \frac{K}{3,71 \cdot D}$$

De waarde voor de wandruwheid K wordt aangenomen op 0,5 mm.

Afhankelijk van de verschillende diameters en de verschillende leidingen zal hier een bepaald energieverlies uitkomen. Enkele berekeningen zijn gemaakt, voor een leiding met een diameter van 0,3 m en een lengte van 10 meter is het energie verlies van een orde 10<sup>-4</sup>. Het energieverlies als gevolg van wrijving zal dan ook binnen de zuivering verder buiten beschouwing worden gelaten.

Als gevolg van bochten en kleppen treedt er ook een bepaald verlies op die berekend kan worden met behulp van de volgende formule:

$$H_u = \xi_u \frac{Q^2}{2gA^2} \quad \text{Afhankelijk van het te veroorzaken energieverlies heeft } \xi_u \text{ een waarde}$$

van maximaal 1 (maximaal energieverlies).

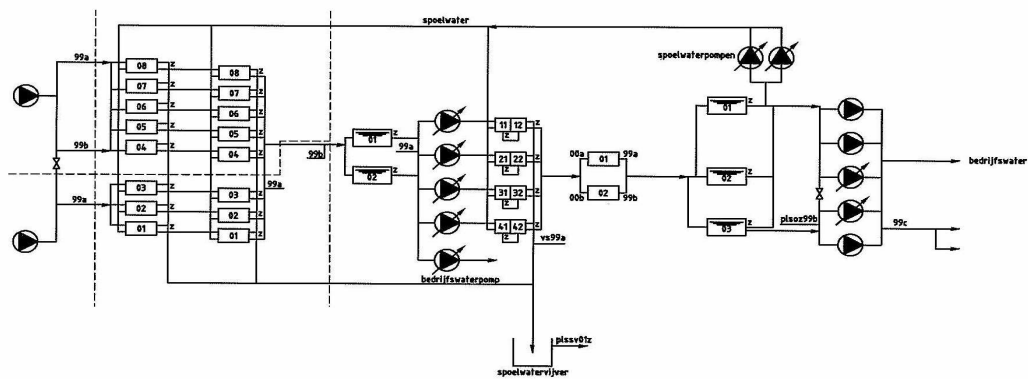
Als we voor  $\xi_u=1$  nemen,  $Q=662 \text{ m}^3/\text{h}$ , en  $A=0,18 \text{ m}^2$ . Geeft dit een energieverlies van 0,05 m.

De energieverliezen  $H_{dyn}$  en  $H_u$  zijn redelijk ondergeschikt aan opvoerhoogte voor de onthardingsreactor, deze zullen daarom niet verder uitgewerkt worden.

Het wrijvingsverlies en het verlies aan energie als gevolg van bochten en kleppen zal in rekening gebracht worden door de opvoerhoogtes als gevolg van de hoogte van de constructie naar boven af te ronden.

**4.4 Hoofdwaterschema**

Doordat Oasen zich tot doel heeft gesteld dat het water tot een volgens de normering goede hardheid te ontharden, is het noodzakelijk dat er een onthardingsinstallatie wordt gebouwd. Dit heeft tot gevolg dat het hoofdwaterschema ook gaat veranderen.



**Figuur 17 Hoofdwaterschema van de huidige situatie**

Zowel in fase 2 als in fase 3 zal het nodige aan de zuivering worden veranderd. Hierna zal voor beide fasen het nieuwe hoofdwaterschema worden behandeld. In het nieuwe hoofdwaterschema is, zoals de naam al zegt, alleen de hoofdwaterstromen in opgenomen. Nevenprocessen, zoals in dit geval chemicaliën dosering, installatie om het

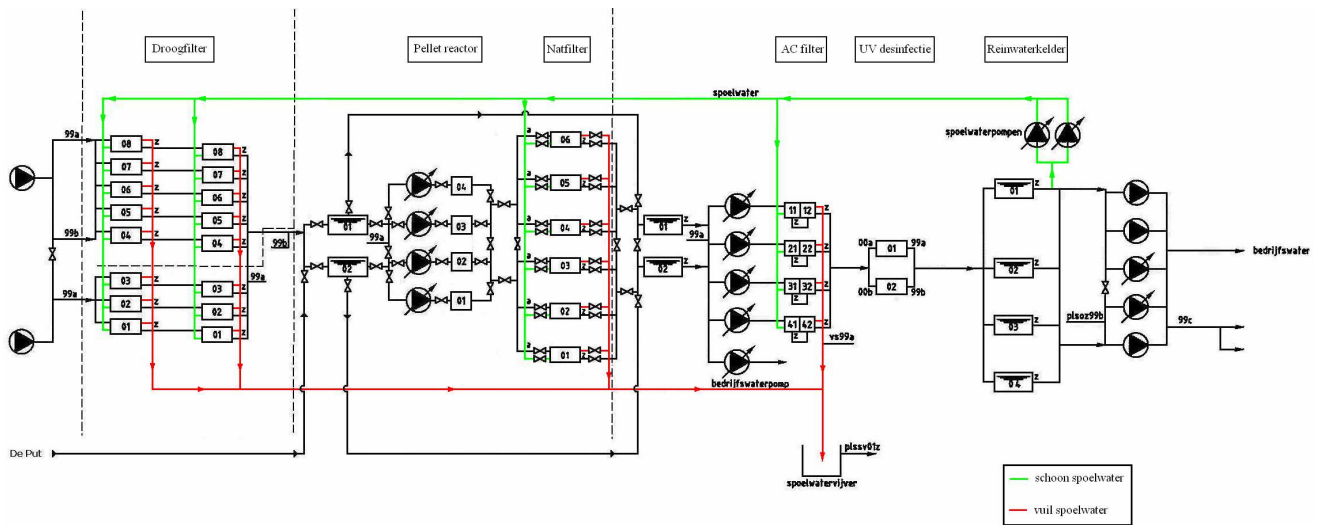
endmateriaal te wassen en doseren, aftappen van pellets, zijn in dit schema niet opgenomen. De spoelwaterstromen zijn wel aangegeven, in het groen staat de schone spoelwaterstroom aangegeven en in het rood de vuile spoelwaterstroom, zie Figuur 18 en Figuur 20.

Aantal straten

Zowel in de tweede fase als in de derde fase is er voor gekozen om de zuivering te verdelen in twee straten . Hiermee wordt de betrouwbaarheid en de leveringszekerheid van de zuivering vergroot. Bij het uitwerken van het hoofdwaterloopschema is er op gelet om afsluiters zodanig te plaatsen dat er inderdaad een verdeling in twee straten gerealiseerd kan worden.

**4.4.1 Fase 2**

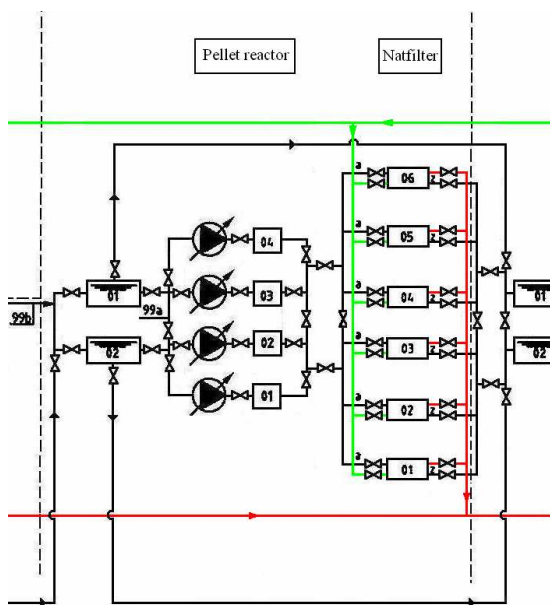
In fase 2 wordt een nieuw te bouwen onthardingsinstallatie, met bijbehorende carry over filters en bufferkelders aan de huidige installatie toegevoegd. De nieuw te bouwen onderdelen komen achter beide voorfilters zoals in Figuur 18 is te zien.



**Figuur 18** Hoofdwaterloopschema 2<sup>de</sup> fase

In het nieuwe hoofdwaterloopschema is te zien dat na de tweede droogfilter de nieuwe bufferkelder wordt gebouwd. Daarachter komen de nieuwe onthardingsreactoren met de daarbij behorende pompen. Vanwege deze pompen moeten de al eerder genoemde bufferkelders worden gebouwd. Dit is noodzakelijk omdat een pomp nooit droog mag draaien, omdat deze dan kapot kan gaan. Achter de onthardingsreactoren worden de nieuwe carry over filters geplaatst, daarna zal het water de bestaande zuivering weer instromen. Hieronder zal verder worden ingegaan op het nieuw te bouwen gedeelte.

In Figuur 19 is goed te zien dat het water van zowel ZS Lekkerkerk als ZS de Put terecht komt in een bufferkelder. Indien een van beide locaties niet kan leveren, is het toch mogelijk om de zuivering operationeel te houden. Er kan dan niet worden geproduceerd op het maximale debiet, maar er wordt dan wel water geleverd zodat er aan de leveringsplicht wordt voldaan. Er is voor gekozen om twee bufferkelders aan te leggen in plaats van 1 grote. Dit heeft er mee te maken dat er is gekozen om de zuivering te verdelen in twee straten, zodat als er een calamiteit optreedt en er 1 straat compleet buiten bedrijf moet er toch water geleverd kan worden. Bij het toepassen van 1 bufferkelder is dit ook mogelijk met het plaatsen van afsluiters op de goede plek, maar als er in de bufferkelder een calamiteit optreedt, is in die situatie de productie van het water niet gewaarborgd en in het geval van 2 kelders wel.



**Figuur 19** Hoofdwaterloopschema nieuwe gedeelte

pomp vervangen/gerepareerd moet worden. De extra afsluiter levert een extra weerstand op in de leiding, maar heeft wel als voordeel dat als er aan een pomp gewerkt moet worden, de reactor niet eerst leeg hoeft te laten lopen. Bij het ontwerp van de reactoren is er rekening mee gehouden dat in geval van een calamiteit, het maximale debiet ook met drie reactoren geleverd kan worden.

### Natfilters

Bij een filter is het noodzakelijk om op elke leiding een afsluiter te hebben in verband met het terugspoelen van een filter. Indien een filter wordt teruggespoeld wordt de toevoer- en afvoerleiding van de filter gesloten, en de afsluiters om het spoelwater aan en af te voeren geopend. Op deze manier wordt het spoelwater gescheiden gehouden van het "drinkwater". Het verdient de voorkeur om het filter zodanig te opereren dat wanneer het water boven het filter is gestegen tot een bepaald niveau, de filter wordt teruggespoeld. Deze manier van het bedienen van een filter is betrouwbaar en robuust, wat zeer goed in de huidige manier van bedrijven van de zuivering past.

### Afsluiters

Er is voor gekozen om op de toevoerleiding van de Put een afsluiter te plaatsen zodat het mogelijk is om de leiding af te sluiten als er geen water van locatie de Put geleverd kan worden. Bij beide bufferkelders is er voor gekozen om zowel op de toevoer als de afvoerleiding een afsluiter te plaatsen. Dit omdat dan een kelder buiten bedrijf kan worden genomen zonder dat dit de rest van de installatie beïnvloed. De eerste afsluiter op de bypass is om het debiet te kunnen regelen dat door de leiding gaat. Aan het einde van de bypass is ook een afsluiter geïnstalleerd, met als bedoeling dat de leiding in geval van onderhoud / calamiteiten compleet buiten bedrijf kan worden genomen. Door de huidige plaatsing van de afsluiters, voor en na de reactoren / pompen, is het mogelijk om een reactor buiten bedrijf te nemen zonder dat dit gevolgen heeft voor de productie. Er staan afsluiters door het hele nieuw te bouwen gedeelte zodanig dat het mogelijk is om 1 straat te scheiden van de ander en op deze manier te kunnen produceren met 1 straat.

### Bypass

De bypass is ook dubbel uitgevoerd in verband met de leveringszekerheid. Indien er inderdaad één straat buiten bedrijf moet, is het ook mogelijk om één bypass leiding buiten bedrijf te stellen om daar eventueel onderhoud aan te doen. Er zal dan alleen meer water door 1 bypass leiding worden geleid om aan dezelfde verdeling van het water te voldoen om de genoemde hardheid te halen van 1,5 mmol/l. Dit geldt alleen niet als één van beide bufferkelders ook buiten bedrijf wordt gesteld, dan blijft de verdeling van de hoeveelheid water dat naar de reactoren gaat en door de bypass hetzelfde.

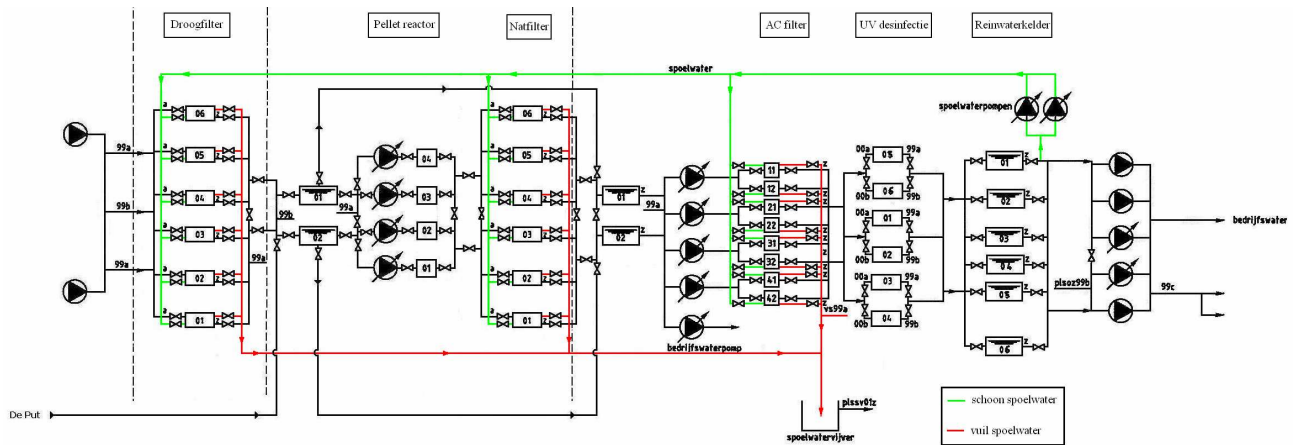
### Onthardingsreactoren

Zoals in, Figuur 19 te zien is zijn de afsluiters zo geplaatst dat er altijd een of meerdere reactoren buiten bedrijf kunnen worden genomen zonder dat de overige reactoren daar invloed van ondervinden. Er is voor gekozen om tussen de pompen en de reactoren een extra afsluiter te plaatsen voor het geval dat een



### 4.4.2 Fase 3

In fase 3 moet de zuivering geschikt zijn voor het leveren van een grotere capaciteit. Er is voor gekozen om de huidige filters af te breken en te vervangen door nieuwe droogfilters zoals hieronder staat weergegeven in het hoofdwaterloopschema.

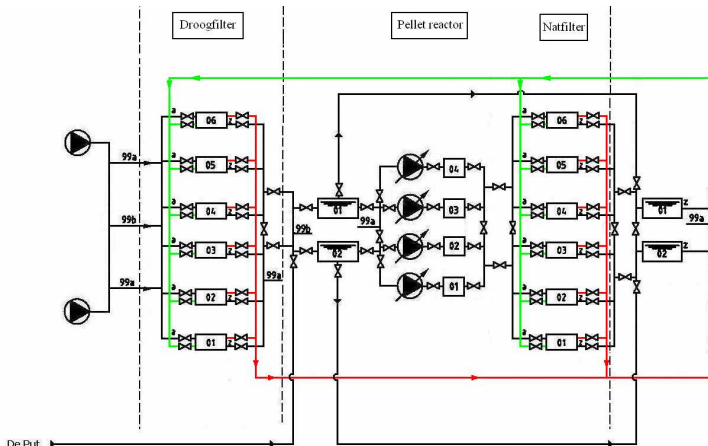


**Figuur 20** Hoofdwaterloopschema 3<sup>de</sup> fase

Daarnaast worden de actief kool filters parallel geplaatst in plaats van in serie en uitgebreid, wordt verder buiten beschouwing gelaten. De UV-desinfectie wordt uitgebreid met, indien mogelijk de installaties van ZS de Put. Doordat het te produceren debiet toeneemt, is het ook noodzakelijk om de reinwaterkelders uit te breiden zodat er voldoende opslagcapaciteit is om aan de vraag te voldoen en om schommelingen in de vraag te kunnen opvangen. Hierna zal verder worden ingegaan op de verschillen met de zuivering uit de tweede fase.

#### Droogfilter

Een droogfilter dient net zoals een natfilter regelmatig te worden teruggespoeld. Om een droogfilter terug te spoelen worden de afsluiters voor de aan- en afvoer van het productiewater gesloten en de afsluiters voor het aan- en afvoeren van het spoelwater geopend. Vandaar dat er dus op elke leiding van en naar de droogfilters een afsluiter zit. Het moment om terug te spoelen is bij een droogfilter lastiger te bepalen dan bij een natfilter. Bij een droogfilter stijgt het water boven het bed niet, omdat er geen water op staat. Het moment van terugspoelen wordt bepaald aan de hand van de waterkwaliteit van het water dat uit de filters komt en aan de hoeveelheid water dat door de filters komt. Als de waterkwaliteit achteruit gaat, is de filter vuil. Er zal dan ook minder water door de filter stromen, omdat door het vuil in het bed de weerstand over het bed toeneemt.



**Figuur 21** Hoofdwaterloopschema 3<sup>de</sup> fase, eerste gedeelte

#### De onthardingsreactor

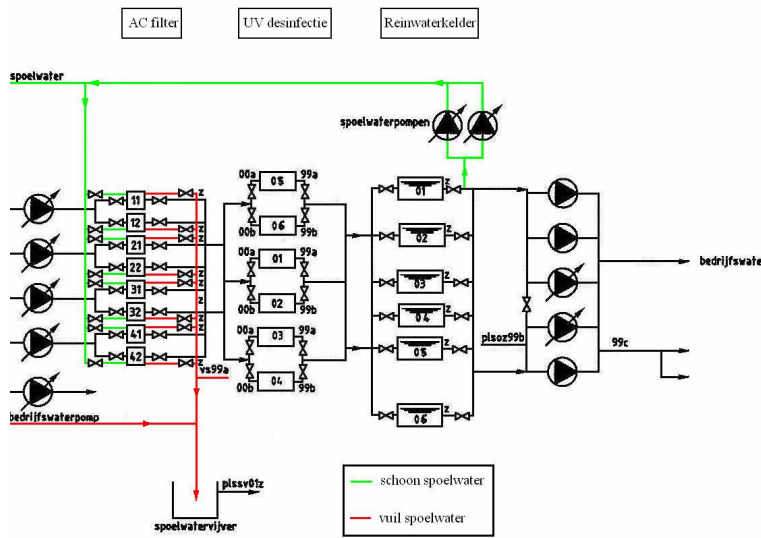
De korrelreactor wordt op dezelfde manier bedreven als in de tweede fase. Alleen is nu het verschil dat er een groter debiet doorheen gaat. Een aandachtspunt hierbij is wel dat als het maximale debiet geproduceerd dient te worden en er een reactor buiten bedrijf gaat, het maximale debiet niet geproduceerd kan worden. In die situatie dienen dan zuiveringen die aan het zelfde netwerk leveren te worden ingelicht, zodat die zuiveringen het tekort aan productie op kunnen vangen.

**Natfilters**

Voor de natfilters is er ook geen verschil behalve dat er meer water door heen gaat en de filtersnelheden vergeleken met de tweede fase iets hoger zullen liggen.

**Afsluiters**

Ten opzichte van de afsluiters verandert in fase 3 niet veel, behalve dat er een aantal bijgeplaatst dienen te worden. Bij alle filters is er net als in fase twee voor gekozen om op alle toe- en afvoerleidingen afsluiters te plaatsen, dit omdat dan de spoelwaterstroom gescheiden dient te worden gehouden van het te produceren drinkwater. Voor en na elke uv-desinfectie unit is een afsluiter geplaatst, op die manier kan een unit buiten bedrijf worden genomen zonder dat dit invloed heeft op de rest van de installatie. Bij de reinwaterkelders is er voor gekozen om op de aan- en afvoerleiding een afsluiter te plaatsen. De reden hiervoor is dat een reinwaterkelder ook schoongemaakt moet kunnen worden, en hiervoor dient de kelder te kunnen worden leeggemopt.



**Actief koolfilters**

Hiernaast is goed te zien dat de actief kool filters in de derde fase in parallel staan. Voor actief koolfilters geldt ook dat er op iedere aan- en afvoerleiding een klep aanwezig dient te zijn, vanwege het terugspoelen van de filters. Hiervoor geldt weer dat de aan- en afvoerleiding naar de desbetreffende filter dicht gezet moeten worden zodat het spoelwater niet in de hoofdstroom terecht komt. Daarna worden de afsluiters van de aan- en afvoerleidingen voor het spoelwater open gezet en kan de filter worden teruggespoeld. Het filtermateriaal dient op een gegeven moment ook verwijderd te worden om het te

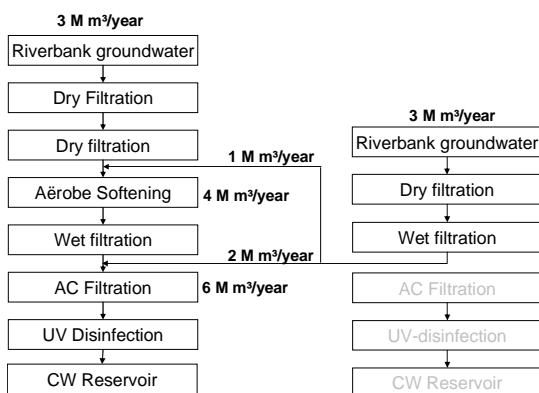
**Figuur 22 Hoofdwaterschema 3<sup>de</sup> fase, tweede gedeelte**

laten regenereren. Hierbij dient rekening te worden gehouden dat een filter dan voor een langere periode buiten bedrijf is. Het is dan van belang dat de andere filters dan voldoende capaciteit hebben om aan de vraag te kunnen voldoen. Ook is het van belang om het regenereren van een filterbed te plannen in de periode waarin de vraag laag ligt, zodat redelijk zeker is dat er dan geen problemen op kunnen treden.

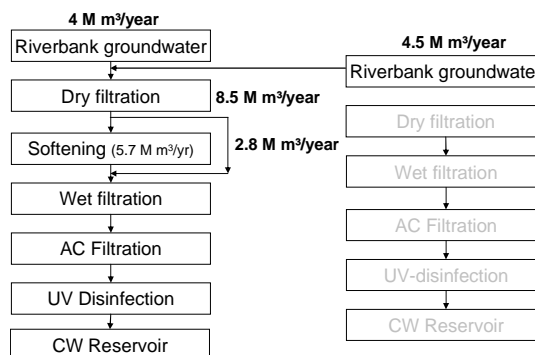
**UV desinfectie**

Voor de 4 bij te bouwen uv-desinfectie installaties dient te worden uitgezocht of het mogelijk is om deze van ZS de Put te hergebruiken. Dit levert dan namelijk een besparing op in de kosten en het is al bekend hoe deze apparaten functioneren.

### 4.5 Debielen



Figuur 24 Blokschema debietverdeling 2<sup>de</sup> fase



Figuur 23 Blokschema debietverdeling 3<sup>de</sup> fase

#### 2<sup>de</sup> Fase

Het gefilterde water van ZS De Put komt in de eerste filtraatkelder van ZS Lekkerkerk samen met het aldaar opgepompte water. Van daaruit zal er een deelstroom plaatsvinden. 3,84Mm<sup>3</sup>/jaar wordt door de onthardingsreactor geleid en 2,16 Mm<sup>3</sup>/jaar wordt erom heen geleid, zie Figuur 24. Na de Natfilters komt het ontharde water en de deelstroom samen in de tweede filtraatkelder. Waarna gemiddeld 6 M m<sup>3</sup>/jaar geleid zal worden door de Actief koolfiltratie en de UV-desinfectie.

Het is van belang dat het reine water onder alle omstandigheden de gewenste waterkwaliteit kan leveren. In dit onderdeel zal de leveringszekerheid van de leidingen worden besproken.

Het water van de eerste filtraatkelder naar de onthardingsreactoren heeft een maximaal debiet van  $3,84 \text{ M m}^3/\text{jaar} \cdot 1,45 = 5,57 \text{ Mm}^3/\text{jaar} \rightarrow 636 \text{ m}^3/\text{h}$ . Dit wordt verdeeld over 2 leidingen welke elke het maximale debiet moeten kunnen transporteren in verband met leveringszekerheid. De snelheid waar de leidingen op gedimensioneerd worden is gelijk aan 1 m/s. De pijpleidingen zullen dus elk een diameter hebben van  $D = 0,47 \text{ m}$ . De pijpleiding zal een afmeting krijgen die verkrijgbaar is, welke in de buurt ligt van 0,48 m.

Twee deelstroomleidingen, hebben als functie de hoeveelheden water te transporteren die niet onthard hoeven te worden, 2,17 M m<sup>3</sup>/jaar. Daarnaast vangen ze plotselinge fluctuaties in het debiet op doordat dit niet instantaan door de pelletreactoren opgevangen kan worden. In verband met de leveringszekerheid zal elke leiding een minimaal debiet van 2,17 M m<sup>3</sup>/jaar kunnen distribueren. Daarnaast wordt voor debietschommelingen 15% van het totaaldebiet in rekening gebracht. Dit komt in het totaal neer op een debiet van:  $2,17 \text{ Mm}^3/\text{jaar} + 0,15 \cdot 6 \text{ Mm}^3/\text{jaar} \rightarrow 331 \text{ m}^3/\text{h}$ , dat geeft een diameter voor elke deelstroomleiding van  $D = 0,34 \text{ m}$ .

Voor de onthardingsreactoren geldt dat de fluctuatie van het minimale debiet en het maximale debiet, de dag factor van 0,85 respectievelijk 1,45, lange tijd van te voren te voorspellen is. Er kan dus aangenomen worden dat onderhoud plaatsvindt wanneer er sprake is van een minimaal debiet, in de maand april-mei, van  $3,84 \text{ Mm}^3/\text{jaar} \cdot 0,85 = 3,26 \text{ M m}^3/\text{jaar}$ . Dit debiet moet opgevangen kunnen worden door één straat van 2 reactoren.

Vanaf de eerste filtraatkelder gaan er 2 leidingen naar de onthardingsreactoren, één straat van 2 reactoren moet minstens het minimale debiet van 3,26 M m<sup>3</sup>/jaar kunnen transporteren. Als een reactor uitvalt, moet een leiding 2/3 van de maximale waterstroom kunnen vervoeren, dit is gelijk aan  $3,84 \text{ Mm}^3/\text{jaar} \cdot 1,45 = 5,57 \text{ M m}^3/\text{jaar} \rightarrow 2/3 \cdot 5,57 \text{ M m}^3/\text{jaar} = 3,71 \text{ M m}^3/\text{jaar}$ . Deze laatste waarde blijkt maatgevend voor de 2 leidingen die een diameter krijgen van  $D = 0,4 \text{ m}$ .

Van daaruit zal er zich een verzamelleiding bevinden die het water verspreid over de verschillende onthardingsreactoren. Voor elke onthardingsreactor bevindt zich een pomp welke het water van onderuit de reactor het water door de reactor pompt. Deze verzamelleiding bestaat uit 2 delen die elk naar een straat gaan, deze moeten dus kunnen distribueren  $2/3 \cdot 5,57 \text{ Mm}^3/\text{jaar} = 3,7 \text{ Mm}^3/\text{jaar}$ . Dit komt neer op een diameter van  $D = 0,4 \text{ m}$ .

Na de verdeelleidingen wordt het water via een pomp en een leiding door elke reactor gepompt. Deze leidingen moeten elke een debiet hebben van  $3,7 \text{ Mm}^3/\text{jaar}/2 \rightarrow 217 \text{ m}^3/\text{h}$ , de leidingen naar de reactoren krijgen dan elke een diameter van  $D = 0,28 \text{ m}$ . Voor de leidingen tussen de onthardingsreactoren en de snelfiltratie gelden dezelfde hoeveelheden en dus ook dezelfde afmetingen.

Het maximale te filteren debiet over de filters is gelijk aan  $3,84 \text{ Mm}^3/\text{jaar} \cdot 1,45 = 5,57 \text{ M m}^3/\text{jaar}$ . Als er voor gekozen wordt om in de aanvang van 2<sup>de</sup> fase al voldoende filtercapaciteit te bouwen voor ook de 3<sup>de</sup> fase dan zal er gekozen worden voor 6 filters met een oppervlak van  $30 \text{ m}^2$ . De leidingen naar de filters toe moeten elk een debiet kunnen vervoeren van  $5,57 \text{ Mm}^3/\text{jaar}/4 = 160 \text{ m}^3/\text{h}$ . Dit geeft een diameter van  $D = 0,24 \text{ m}$ . Deze diameter geldt ook voor de leidingen die de filters verlaten, de leidingen met het gefilterde water. De verzamelleiding

Vanaf de snelfiltratie gaan er 2 leidingen, vanaf een verzamelleiding met  $D = 0,42 \text{ m}$ , naar de nieuwe filtraatkelder. Deze 2 leidingen hebben elke een diameter welke voldoende moet zijn voor de maximale capaciteit,  $D = 0,48 \text{ m}$ .

De nieuwe filtraat kelder is via pompen aangesloten op de actief koolfilters gevolgd door de UV-desinfectie. In de 2<sup>de</sup> fase zal er in dit deel niks veranderen aan de leidingen.

### 3<sup>de</sup> Fase

De leidingen die gelegd zijn in de 2<sup>de</sup> fase zullen ook voldoen aan de debieten in de 3<sup>de</sup> fase. In de 2<sup>de</sup> fase is gekozen voor een gemiddelde snelheid van  $1 \text{ m/s}$  bij een, voor de meeste leidingen, maximaal debiet. In de 3<sup>de</sup> fase zal de gemiddelde snelheid in de leidingen omhoog gaan van gemiddeld  $1 \text{ m/s}$  naar maximaal  $1,9 \text{ m/s}$  in de verzamelleidingen rond de snelfilters.

## 4.6 Onthardingsreactor

In deze paragraaf zal het ontwerp van de onthardingsreactoren voor de tweede fase worden uitgewerkt. Eerst zal de afweging worden gemaakt of er wel of geen deelstroom benodigd is. Vervolgens wordt de doorstroomsnelheid en het aantal toe te passen reactoren worden bepaald. Als laatste wordt uiteengezet voor welke type reactor is gekozen en hoe deze eruit zal komen te zien.

### 4.6.1 2<sup>de</sup> fase

#### Deelstroom

Als eerste dient er een afweging gemaakt te worden of er wel of niet in deze fase voor het toepassen van een deelstroom wordt gekozen. Deze afweging heeft invloed op het ontwerp en de bedrijfsvoering van de reactoren. Indien in deze fase wordt gekozen om het volledige debiet te ontharden zal dit als nadeel opleveren dat de reactoren onnodig groot gedimensioneerd dienen te worden. Tevens wordt de bedrijfsvoering dan een stuk lastiger. Onthardingsreactoren werken het beste met een constante opwaartse snelheid door de reactor, dus een constant debiet. Met het toepassen van een deelstroom kunnen deze fluctuaties worden opgevangen door middel van het variëren van de hoeveelheid water dat door de bypass gaat.

Voor de berekening van de deelstroom is uitgegaan van het gegeven dat het water een uiteindelijke hardheid van  $1,5 \text{ mmol/l}$  dient te hebben na ontharding met een deelstroom. In het "gefilterde" water dat in de reactor wordt geleid, zijn de volgende concentraties aan stoffen aanwezig:

- $[\text{Ca}^{2+}] = 81,1 \text{ mg/l} \rightarrow 2,03 \text{ mmol/l}$
- $[\text{Mg}^{2+}] = 10,8 \text{ mg/l} \rightarrow 0,45 \text{ mmol/l}$
- $[\text{HCO}_3^-] = 193,5 \text{ mg/l} \rightarrow 3,17 \text{ mmol/l}$

Zoals hierboven al vermeld dient de uiteindelijke hardheid naar 1,5 mmol/l te worden gebracht. Het Mg-gehalte blijft gelijk, dus het Ca-gehalte in het gemengde water wordt uiteindelijk ( 1,5-0,45 ) 1,05 mmol/l. De berekening is dan als volgt:

$$Rg[Ca^{2+}]_{onhard} + (1-R)g[Ca^{2+}]_{niet\ onhard} = 1g[Ca^{2+}]_{mengsel}$$

$$Rg0,5 + (1-R)g2,03 = 1g1,05$$

$$R = \frac{(2,03 - 1,05)}{(2,03 - 0,5)} = \frac{0,98}{1,53} \approx 0,64$$

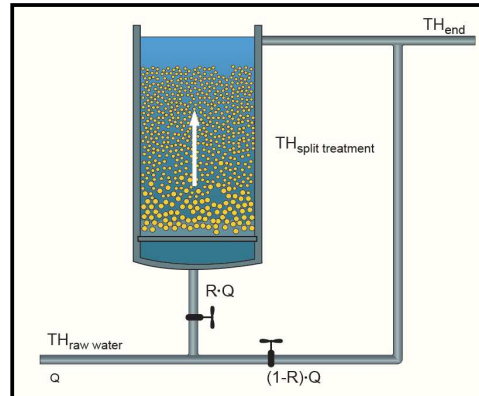
$$TH_{raw\ water} = 2,48\text{mmol/l}$$

$$TH_{split\ treatment} = 0,50\text{mmol/l}$$

$$TH_{end} = 1,50\text{mmol/l}$$

TH : Totale hardheid [mmol/l]

R : Hoeveelheid water dat door de reactor gaat [-]



**Figuur 25 Deelstroomberekening**

Uit bovenstaande berekening kan worden geconcludeerd dat dus 64% van het water door de onthardingsinstallatie dient te worden geleid en 36% niet.

Echte een voorwaarde voor een diepe ontharding tot een concentratie  $Ca^{2+}$  van 0,5 mmol/l is dat de concentratie bicarbonaat niet onder de waarde van 1 mmol/l komt. In dit geval wordt 0,98 mmol/l bicarbonaat verbruikt, in het "ruwe" water is een concentratie bicarbonaat aanwezig van 3,17 mmol/l. De uiteindelijke concentratie bicarbonaat wordt dan 2,19 mmol/l, deze waarde ligt boven de 1mmol/l, dus is het mogelijk om te ontharden tot 0,5 mmol/l calcium.

	Totaal [m <sup>3</sup> /h]	Ontharden [m <sup>3</sup> /h]	Deelstroom [m <sup>3</sup> /h]
Q <sub>min</sub>	582,19	372,60	209,59
Q <sub>gem</sub>	684,93	438,36	246,57
Q <sub>max</sub>	993,15	635,62	357,53

**Tabel 5 De verschillende debieten bij een deelstroomontharding**

### Doorstromsnelheid

Voor de doorstromsnelheid van de reactor geldt dat deze ongeveer tussen de 60 m/h en 100 m/h dient te liggen. De reden hiervoor is dat de reactor bij deze snelheden goed functioneert. De keuze voor de doorstromsnelheid is afhankelijk van wat het rendement en de afmetingen van de reactor zijn bij deze snelheid. Als de doorstromsnelheid groter wordt genomen heeft dit tot gevolg dat het doorstroomoppervlak kleiner wordt en de reactorhoogte groter. Ook dient er rekening mee te worden gehouden dat als de waarde voor de doorstromsnelheid te klein wordt genomen er meer nozzles geplaatst dienen te worden om een goede verdeling / menging van de chemicaliën te waarborgen. In dit geval is er voor gekozen om met de volgende doorstromsnelheden te rekenen: 70 m/h, 80 m/h en 90 m/h.

### Aantal reactoren

Het is technisch haalbaar om in deze fase te kiezen voor 1 reactor, dit heeft als belangrijkste nadeel dat wanneer de reactor uitvalt of in onderhoud moet er geen water geproduceerd kan worden. Zodoende dient er in elk geval gekozen te worden voor twee of meer reactoren. Als er voor wordt gekozen om meer reactoren te bouwen heeft dit als voordeel dat de flexibiliteit van de bedrijfsvoering wordt vergroot. Indien er dan 1 reactor uitvalt en het maximale debiet moet worden geproduceerd, kunnen de andere reactoren dit er bijnemen zonder dat er problemen ontstaan. Deze uitspraak geldt alleen indien de reactoren zodanig gedimensioneerd zijn dat het dan geldende debiet ook daadwerkelijk door de reactoren kan gaan. Twee reactoren lijkt in eerste instantie een goede oplossing, maar wanneer in deze configuratie een van beide

reactoren buiten bedrijf gaat, kan nog maar de helft van het totale debiet worden geproduceerd. Het is dus in deze situatie reëel om te kiezen voor 3 of 4 reactoren.

Het dimensioneren van de reactoren is voor de volgende varianten uitgevoerd:

- Variant 1:  $v = 70$  m/h;  $n = 3$
- Variant 2:  $v = 70$  m/h;  $n = 4$
- Variant 3:  $v = 80$  m/h;  $n = 3$
- Variant 4:  $v = 80$  m/h;  $n = 4$
- Variant 5:  $v = 90$  m/h;  $n = 3$
- Variant 6:  $v = 90$  m/h;  $n = 4$

Voor variant 2 zal hieronder de berekening worden weergegeven met de bijbehorende formules, de gedetailleerde berekeningen van de andere varianten zijn terug te vinden in Bijlage I: Berekening dimensies reactoren 2<sup>de</sup> fase.

### Berekening Variant 2

Van de volgende gegevens wordt gedurende de berekening gebruikt gemaakt:

Max. debiet	$Q_{\max} = 635,62$ m <sup>3</sup> /h
Doorstroomsnelheid	$v = 70$ m/h
Aantal reactoren	$n = 4$ reactoren
Vast bed hoogte	$L_0 = 2,0$ m
Totale expansie	$E_{\text{totaal}} = 2,53$ [-]

Voordat kan worden bepaald wat de hoogte van het geëxpandeerde bed wordt bij een doorstroomsnelheid van 70 m/h, dient eerst de totale expansie te worden berekend. Het bed bestaat voor 1/3 uit zandkorrels met een diameter van 1,0 mm met expansie  $E_{1,0}$  en voor 2/3 uit zandkorrels met een diameter van 0,3 mm met expansie  $E_{0,3}$ . De totale expansie ( $E_{\text{totaal}}$ ) wordt met behulp van de formule en de hiernaast weergegeven grafiek bepaald.

$$E_{\text{totaal}} = \frac{1}{3} \cdot E_{1,0} + \frac{2}{3} \cdot E_{0,3}$$

$$E_{1,0} = 1,0 \text{ [-]} \text{ (afgelezen uit de grafiek)}$$

$$E_{0,3} = 3,3 \text{ [-]} \text{ (afgelezen uit de grafiek)}$$

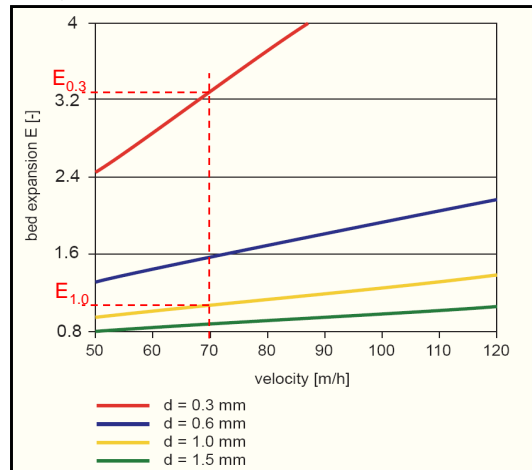
$$E_{\text{totaal}} = \frac{1}{3} \cdot 1,0 + \frac{2}{3} \cdot 3,3 = 2,53 \text{ [-]}$$

De hoogte van het geëxpandeerde bed ( $L_e$ ) wordt:

$$L_e = E_{\text{totaal}} \cdot L_0 = 2,53 \cdot 2,0 = 5,06 \text{ m}$$

Het totale oppervlak dat aan reactoren benodigd is, is zoals al eerder is uitgerekend:

$$A_{\text{totaal}} = \frac{Q_{\max}}{v} = \frac{635,62}{70} = 9,08 \text{ m}^2$$



Figuur 26 Expansie bij  $v = 70$  m/h

Aangezien in deze variant gekozen is voor 4 reactoren, wordt het oppervlak van 1 reactor:

$$A_{\text{per reactor}} = \frac{Q_{\max}}{n \cdot v} = \frac{A_{\text{totaal}}}{n} = \frac{9,08}{4} = 2,27 \text{ m}^2$$

Nu de oppervlakte bekend is kan de diameter ( $d_{\text{cil}}$ ) van 1 reactor worden bepaald.

$$d_{\text{cil}} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{\text{per reactor}}}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 2,27}{\pi}} = 1,70 \text{ m}$$

De doorstroomsnelheid in de reactoren dient zodanig te worden verlaagd dat de mogelijkheid op carry-over zo klein mogelijk wordt. Hierna wordt er van uitgegaan dat een doorstroomsnelheid van 40 m/h voldoende is om dat te realiseren. Om de doorstroomsnelheid

in de reactor te verlagen tot 40 m/h, dient de reactor daarom in de hoogte wijder te worden. De breedte van de bovenkant van de reactor wordt:

$$A_{\text{per reactor, uit}} = \frac{Q_{\text{max}}}{n \cdot v_{\text{uit}}} = \frac{A_{\text{totaal, uit}}}{n} = \frac{15,89}{4} = 3,97 \text{ m}^2$$

$$d_{\text{uit}} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{\text{per reactor, uit}}}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 3,97}{\pi}} = 2,25 \text{ m}$$

Nu bekend is hoe breed de reactor aan de bovenkant moet zijn, kan worden uitgerekend wat de hoogte is van het verwijdende gedeelte van de reactor. De hoogte van de uitstroom opening wordt nu dan:

$$L_{\text{uit}} = \frac{8 \cdot (d_{\text{uit}} - d_{\text{cil}})}{2} = 4 \cdot (2,25 - 1,70) = 2,20 \text{ m}$$

De totale hoogte van de reactor kan nu als volgt worden bepaald:

$$L_{\text{totaal}} = L_{\text{in}} + L_e + L_{\text{uit}}$$

$$L_{\text{totaal}} = 1,5 + 5,06 + 2,20 = 8,76 \text{ m}$$

De resultaten van de berekeningen voor alle varianten staan weergegeven in onderstaande tabel.

Variant	v [m/h]	n [-]	E <sub>totaal</sub> [-]	L <sub>uit</sub> [m]	L <sub>e</sub> [m]	L <sub>totaal</sub> [m]	d <sub>cil</sub> [m]	d <sub>uit</sub> [m]
1	70	3	2,53	2,56	5,06	9,12	1,96	2,60
2	70	4	2,53	2,20	5,06	8,70	1,70	2,25
3	80	3	2,79	3,04	5,58	10,12	1,84	2,60
4	80	4	2,79	2,64	5,58	9,72	1,59	2,25
5	90	3	3,19	3,48	6,38	11,36	1,73	2,60
6	90	4	3,19	3,00	6,38	10,88	1,50	2,25

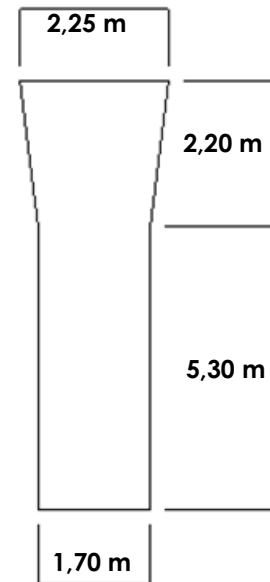
**Tabel 6 Resultaten van de berekeningen**

Waarin:

- v : doorstroomsnelheid in de reactor [m<sup>3</sup>/h]
- n : aantal reactoren [-]
- E<sub>totaal</sub> : totale expansie [-]
- L<sub>uit</sub> : hoogte van het uitstroomgedeelte [m]
- L<sub>e</sub> : hoogte van het geëxpandeerde bed [m]
- L<sub>totaal</sub> : totale hoogte van de reactor ten opzichte van de vloer [m]
- d<sub>cil</sub> : diameter van de reactor [m]
- d<sub>uit</sub> : diameter van de bovenkant van de reactor [m]

**Conclusie**

Uit de bovenstaande tabel kan worden opgemaakt dat wanneer de doorstroomsnelheid toeneemt de hoogte van de reactor ook toeneemt. Een hogere doorstroomsnelheid heeft als voordeel dat de diameter van de reactor kleiner wordt. Aan de hand van deze tabel is uiteindelijk gekozen voor een doorstroomsnelheid van 70 m/h en 4 reactoren (Variant 2). Deze configuratie heeft als voordeel dat het flexibeler te bedienen is dan een configuratie van 3 reactoren. Doordat de stroomsnelheid lager is, wordt de reactor ook kleiner qua lengte. Nadeel is dat hierbij de diameter groter is dan bij een hogere stroomsnelheid, maar in het gebruik van deze reactoren heeft het water minder hoog te worden opgevoerd zodat dit in de energiekosten scheelt en er kan een minder hoog gebouw worden gebouwd. De reactor kan namelijk bij de huidige configuratie 2,18 m ( 10,88-8,70 ) korter zijn dan bij variant 6, de diameter is wel 0,20 m ( 1,70-1,50 ) groter. De winst in de hoogte levert meer op dan een eventuele winst in de



**Figuur 27 Dimensies reactor**

breedte als voor een hogere doorstroomsnelheid wordt gekozen.

### Bedrijfsvoering

Indien 1 reactor buiten bedrijf gaat, moeten de andere drie het maximale debiet kunnen leveren. De reactoren dienen dus geschikt te zijn om ieder een debiet van  $635,62 / 3 = 211,87$  m<sup>3</sup>/h te kunnen verwerken.

$$\begin{array}{l} \text{Totaal:} \\ Q_{\max} = 635,62 \text{ m}^3/\text{h} \\ n = 3 \end{array}$$

$$\begin{array}{l} \text{Per reactor:} \\ Q_{\max} = 211,87 \text{ m}^3/\text{h} \\ A_{\text{per reactor}} = 2,27 \text{ m}^2 \end{array} \left. \vphantom{\begin{array}{l} Q_{\max} \\ A_{\text{per reactor}} \end{array}} \right\} v = Q/A = 211,87 / 2,27 \approx 93 \text{ m/h}$$

$$\begin{array}{l} E_{1,0} = 1,24 \\ E_{0,3} = 4,27 \\ E_{\text{totaal}} = 3,26 \end{array} \left. \vphantom{\begin{array}{l} E_{1,0} \\ E_{0,3} \\ E_{\text{totaal}} \end{array}} \right\} L_e = E \cdot L_0 = 6,52 \text{ m} (< 7,26)$$

De hoogte van het geëxpandeerde bed is kleiner dan de hoogte van de reactor. Dus er kan geconcludeerd worden dat met 3 reactoren ook het maximale debiet geleverd kan worden. Het enige is dat er in die situatie waarschijnlijk meer entmateriaal zal uitspoelen.

Het is ook belangrijk om te weten hoeveel reactoren benodigd zijn om het minimale en gemiddelde debiet te leveren. Hieronder zal eerst worden bepaald hoeveel reactoren nodig zijn om het minimale debiet te leveren.

$$\begin{array}{l} Q_{\min} = 372,60 \text{ m}^3/\text{h} \\ n = 2 \\ A_{\text{per reactor}} = 2,27 \text{ m}^2 \end{array} \left. \vphantom{\begin{array}{l} Q_{\min} \\ n \\ A_{\text{per reactor}} \end{array}} \right\} v = Q/(n \cdot A) = 372,60 / (2 \cdot 2,27) \approx 82 \text{ m/h}$$

Met 2 reactoren kan het minimale debiet worden geleverd. Een controle van de hoogte van het geëxpandeerde bed is in dit geval niet nodig, als het geëxpandeerde bed bij een  $v$  van 93 m/h in de reactor past, past het nu ook. Het veranderen van de snelheid in de reactor heeft tot gevolg dat een tijd duurt voordat het evenwicht in de reactor opnieuw is ingesteld. De hardheid van het water zal bij een omschakeling tijdelijk iets hoger zijn. Nu rest alleen nog de bepaling hoeveel reactoren nodig zijn om het gemiddelde debiet te kunnen leveren.

$$\begin{array}{l} Q_{\text{gem}} = 438,36 \text{ m}^3/\text{h} \\ n = 3 \\ A_{\text{per reactor}} = 2,27 \text{ m}^2 \end{array} \left. \vphantom{\begin{array}{l} Q_{\text{gem}} \\ n \\ A_{\text{per reactor}} \end{array}} \right\} v = Q/(n \cdot A) = 438,36 / (3 \cdot 2,27) \approx 65 \text{ m/h}$$

In deze situatie kan er nog voor worden gekozen om de deelstroom te verkleinen zodat er een zodanig debiet ( $Q = 476,7$ ) door de reactor gaat, dat de doorstroomsnelheid in de reactor 70 m/h blijft. Dit heeft als voordeel dat wanneer er van het maximale debiet wordt teruggeschakeld naar het gemiddelde debiet het niet lang duurt om een evenwicht in te stellen, het evenwicht is er al. Nadeel alleen is dat de hardheid van het water lager wordt, namelijk 1,41 mmol/l ( $[Ca^{2+}] + [Mg^{2+}] = 0,96 + 0,45$ ). De gewenste hardheid is 1,5 mmol/l en aangezien de nieuwe hardheid niet ver van deze waarde ligt, is dit een goed alternatief.

Het is ook mogelijk om wanneer er geschakeld moet worden van het maximale debiet naar het gemiddelde debiet, de doorstroomsnelheid in de reactoren eerst op 70 m/h te houden. Wanneer dan geproduceerd wordt op het gemiddelde debiet kan de snelheid in de reactor omlaag worden gebracht naar 65 m/h met de gewenste deelstroom, zodat er minder chemicaliën nodig zijn en er weer water wordt geproduceerd met een hardheid van 1,5 mmol/l.



### 4.6.2 3<sup>de</sup> Fase

#### Deelstroom

Ook in deze fase wordt net als in fase 2 om dezelfde redenen gekozen voor een reactor met een deelstroom, zodat niet het volledige debiet hoeft te worden behandeld.

Ook voor deze berekening van de deelstroom is uitgegaan van het gegeven dat het water een uiteindelijke hardheid van 1,5 mmol/l dient te hebben na ontharding met een deelstroom. Voordat het water in de reactoren wordt geleid komen beide stromen samen in een kelder, waarin het water van beide locaties wordt gemengd. In fase 3 komt er 4 Mm<sup>3</sup>/jaar van de locatie Lekkerkerk en 4,5 Mm<sup>3</sup>/jaar van de locatie de Put. Doordat er nu een andere verhouding water van beide locaties komt wordt de samenstelling van het ruwe water opnieuw bekeken. In het "ruwe" water dat dan in de reactor wordt geleid, zijn de volgende concentraties aan stoffen aanwezig:

- $[Ca^{2+}] = \frac{4}{8,5} \cdot (81,7 + 81,2) + \frac{4,5}{8,5} \cdot (80,3)$   
 $[Ca^{2+}] \approx 80,8 \text{ mg/l} \rightarrow 2,02 \text{ mmol/l}$
- $[Mg^{2+}] = \frac{4}{8,5} \cdot (11,2 + 10,7) + \frac{4,5}{8,5} \cdot (10,6)$   
 $[Mg^{2+}] \approx 10,8 \text{ mg/l} \rightarrow 0,45 \text{ mmol/l}$
- $[HCO_3^-] = \frac{4}{8,5} \cdot (195) + \frac{4,5}{8,5} \cdot (192)$   
 $[HCO_3^-] \approx 193,4 \text{ mg/l} \rightarrow 3,17 \text{ mmol/l}$

Zoals hierboven al vermeld dient de uiteindelijke hardheid naar 1,5 mmol/l te worden gebracht. Het Mg-gehalte blijft gelijk, dus het Ca-gehalte in het gemengde water wordt uiteindelijk ( 1,5 - 0,45 ) 1,05 mmol/l. De berekening is dan als volgt:

$$R \cdot [Ca^{2+}]_{onhard} + (1-R) \cdot [Ca^{2+}]_{niet\ onhard} = 1 \cdot [Ca^{2+}]_{mengsel}$$

$$R \cdot 0,5 + (1-R) \cdot 2,02 = 1 \cdot 1,05$$

$$R = \frac{(2,02 - 1,05)}{(2,02 - 0,5)} = \frac{0,97}{1,52} \approx 0,64$$

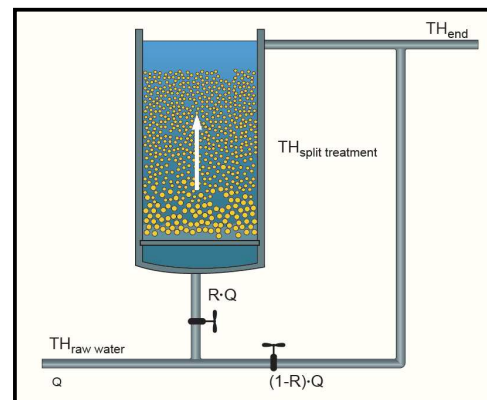
$$TH_{\text{raw water}} = 2,47 \text{ mmol/l}$$

$$TH_{\text{split treatment}} = 0,50 \text{ mmol/l}$$

$$TH_{\text{end}} = 1,50 \text{ mmol/l}$$

TH : Totale hardheid [mmol/l]

R : Hoeveelheid water dat door de reactor gaat [-]



Figuur 28 Deelstroomberekening

Hieruit kan worden afgeleid dat het geen invloed heeft dat de verhouding van de stromen van beide locaties is verschoven van 50% Lekkerkerk / 50% de Put naar 47% Lekkerkerk / 53% de Put.

Uit bovenstaande berekening kan worden geconcludeerd dat dus nog steeds 64% van het water door de onthardingsinstallatie dient te worden geleid en 36% niet.

Voorwaarde voor een ontharding tot een concentratie Ca<sup>2+</sup> van 0,5 mmol/l is dat de concentratie bicarbonaat niet onder de waarde van 1 mmol/l komt. In dit geval wordt 0,97 mmol/l bicarbonaat verbruikt, in het "ruwe" water is een concentratie bicarbonaat aanwezig van 3,17 mmol/l. De uiteindelijke concentratie bicarbonaat wordt dan 2,19 mmol/l, deze waarde ligt boven de 1 mmol/l, dus is het mogelijk om te ontharden tot 0,5 mmol/l calcium.

	Totaal [m <sup>3</sup> /h]	Ontharden [m <sup>3</sup> /h]	Deelstroom [m <sup>3</sup> /h]
Q <sub>min</sub>	824,77	527,85	296,92
Q <sub>gem</sub>	970,32	621,00	349,32
Q <sub>max</sub>	1406,96	900,45	506,51

**Tabel 7 De verschillende debieten bij een deelstroomontharding**

Het dimensioneren van de reactoren is voor de volgende varianten uitgevoerd, zie kolom 2 en 3 van Tabel 8.

Gedetailleerde berekeningen zijn terug te vinden in Bijlage II: Berekening dimensies reactoren 3de fase, de resultaten staan weergegeven in de onderstaande tabel.

Variant	v [m/h]	n [-]	E <sub>totaal</sub> [-]	L <sub>uit</sub> [m]	L <sub>e</sub> [m]	L <sub>totaal</sub> [m]	d <sub>cil</sub> [m]	d <sub>uit</sub> [m]
1	70	3	2,53	3,00	5,06	9,56	2,34	3,09
2	70	4	2,53	2,64	5,06	9,20	2,02	2,68
3	80	3	2,79	3,60	5,58	10,68	2,19	3,09
4	80	4	2,79	3,16	5,58	10,24	1,89	2,68
5	90	3	3,19	4,12	6,38	12,00	2,06	3,09
6	90	4	3,19	3,60	6,38	11,48	1,78	2,68

**Tabel 8 Resultaten van de berekeningen**

- v : doorstroomsnelheid in de reactor [m<sup>3</sup>/h]
- n : aantal reactoren [-]
- E<sub>totaal</sub> : totale expansie [-]
- L<sub>uit</sub> : hoogte van het uitstroomgedeelte [m]
- L<sub>e</sub> : hoogte van het geëxpandeerde bed [m]
- L<sub>totaal</sub> : totale hoogte van de reactor ten opzichte van de vloer [m]
- d<sub>cil</sub> : diameter van de reactor [m]
- d<sub>uit</sub> : diameter van de bovenkant van de reactor [m]

### Conclusie

Ook in fase drie is waar te nemen (zie bovenstaande tabel) dat de doorstroomsnelheid toeneemt de hoogte van de reactor ook toeneemt. Aan de hand van de bovenstaande tabel is uiteindelijk gekozen voor een doorstroomsnelheid van 70 m/h en 4 reactoren (Variant 2). Bij deze configuratie is de totale hoogte van de reactor het laagst, dit heeft als voordeel dat het water minder hoog hoeft te worden opgevoerd. Ook heeft een configuratie met 4 reactoren als voordeel dat het flexibeler te bedrijven is dan een configuratie van 3 reactoren. Nadeel hierbij is dat de diameter van de reactor groter is dan van een reactor met een hogere doorstroomsnelheid. Als bijkomend voordeel geldt ook dat bij een lager hoogte van de reactor het nieuwe reactorgebouw lager kan zijn, dit scheelt dan in de bouwkosten. De reactor kan namelijk bij de huidige configuratie 2,28 m ( 11,48-9,20 ) korter zijn dan bij variant 6, de diameter is dan wel 0,24 m ( 2,02-1,78 ) groter.

De reactoren die hierboven worden beschreven gelden voor een situatie waarin nog geen reactoren aanwezig zijn of waarin de huidige reactoren aan vervanging toe zijn. Bij de aanpak van de drie fasen is het niet waarschijnlijk dat de reactoren die in de tweede fase nieuw gebouwd zijn al aan vervanging toe zijn. De huidige reactoren uit de tweede fase zullen in de derde fase ook in gebruik blijven, alleen is waarschijnlijk de capaciteit van de huidige reactoren niet voldoende om een goede ontharding / procesvoering te garanderen. Er dient dan ook waarschijnlijk een reactor bijgebouwd te worden. Indien er bijgebouwd moet worden gaat de voorkeur uit naar



**Figuur 29 Dimensies reactor**

het bijbouwen van een reactor van het zelfde model en dimensies als er nu staan. Met deze keuze wordt het proces niet gecompliceerder gemaakt om te bedrijven / schakelen.

Hieronder wordt berekend of het mogelijk is om het grotere debiet door de bestaande vier reactoren te laten ontharden.

$$\begin{aligned} \text{Totaal: } Q_{\max} &= 900,45 \text{ m}^3/\text{h} \\ n &= 4 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Per reactor: } Q_{\max} &= 225,11 \text{ m}^3/\text{h} \\ A_{\text{per reactor}} &= 2,27 \text{ m}^2 \end{aligned} \left. \vphantom{\begin{aligned} Q_{\max} \\ A_{\text{per reactor}} \end{aligned}} \right\} v = Q/A = 225,11 / 2,27 \approx 100 \text{ m/h}$$

$$\begin{aligned} E_{1,0} &= 1,25 \\ E_{0,3} &= 4,70 \\ E_{\text{totaal}} &= 3,55 \end{aligned} \left. \vphantom{\begin{aligned} E_{1,0} \\ E_{0,3} \\ E_{\text{totaal}} \end{aligned}} \right\} L_e = E \cdot L_0 = 7,10 \text{ m } (< 7,50 \text{ m})$$

$$v_{\text{uit}} = 225,11/3,97 = 57 \text{ m/h}$$

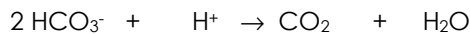
Hieruit kan worden geconcludeerd dat het inderdaad mogelijk is om het maximale debiet te leveren met de vier reactoren uit de tweede fase. Een kanttekening hierbij moet wel worden gemaakt, namelijk dat door de verhoogde snelheid in de reactor en de hogere uitstroomsnelheid de kans op (meer) uitspoeling van het entmateriaal vergroot wordt. In Bijlage III Bedrijfsvoering 3<sup>de</sup> fase is verder uitgewerkt wat deze situatie voor invloed heeft op de bedrijfsvoering.

#### 4.7 De Waterkwaliteit

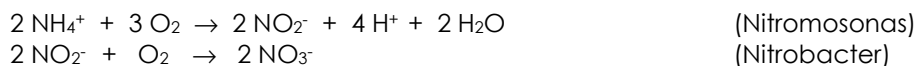
De waterkwaliteit van het ruwe water en de kwaliteit van het reinwater zonder ontharding is gegeven in Tabel 1 en Tabel 2. De waterkwaliteit zou als gevolg van de ontharding niet negatief beïnvloed mogen worden. Enkele stoffen waar daarbij extra aandacht aan wordt besteedt is het ammonium gehalte ( $\text{NH}_4^+$ ), Bicarbonaat ( $\text{HCO}_3^-$ ), koolstofdioxide ( $\text{CO}_2$ ) en natuurlijk de hardheid die bepaald wordt door de hoeveelheid calcium en magnesium.

##### Ammonium

Het ammonium gehalte in het ruwwater van de Put en Tiendweg is, 5,9 mg/l respectievelijk 5,09 mg/l. Bij de omzetting van ammonium naar nitriet en vervolgens naar nitraat is veel zuurstof nodig daarnaast wordt er zuur gevormd. Er is echter voldoende  $\text{HCO}_3^-$  in het oeverfiltraat aanwezig om het zuur om te zetten in  $\text{CO}_2$ :



De huidige verwijdering van ammonium wordt bewerkstelligd door 2 droogfilters achter elkaar waarbij het water op de droogfilter gespreid wordt. Ammonium heeft bij de omzetting per mg/l 3,55 mg/l  $\text{O}_2$  nodig, om anaërobie in het filter tegen te gaan is het daardoor van belang dat er tijdens het filteren lucht van onderaf aangevoerd wordt om het gewenste zuurstofgehalte te behouden. Ammonium wordt in het filter omgezet door de volgende reacties met behulp van de bijbehorende bacteriën. De deelreactie vergelijkingen zien er als volgt uit:



De totale reactie voor nitrificatie is dan als volgt:



Deze omzetting vindt tegelijk plaats. In het geval dat er zich te weinig zuurstof in het water bevindt zal er alleen nitriet in plaats van nitraat in het filter gevonden worden. Een extra beluchtingstap kan zorgen voor een extra zekerheid voor de verwijdering van ammonium.

### Het Kalk-Koolzuur evenwicht,

Het calcium in het ruwwater is afkomstig uit een reactie tussen het calciumcarbonaat in de bodem en het CO<sub>2</sub> uit het water:



Een bijkomend effect van het doseren van een base zoals natronloog, kalkmelk of soda, is dat koolzuur wordt omgezet in bicarbonaat HCO<sub>3</sub><sup>-</sup>. Voor alle drie reactie geldt dat door het toevoegen van een base, de pH wordt verhoogd, er treedt ontzuring op. Het toevoegen van een base is dus alleen mogelijk wanneer een kleine verhoging van de PH gewenst is. Het koolzuurevenwicht verplaatst zich, zie Figuur 4. De te doseren base is als gevolg afhankelijk van de hoeveelheid CO<sub>2</sub>. CO<sub>2</sub> zit vaak in het grondwater als gevolg van velerlei afbraakprocessen van organisch materiaal in de ondergrond. Bij overdosering van de base zal er ontharding plaatsvinden en dus neerslag van CaCO<sub>3</sub>.

In het ruwe water is het bicarbonaat gehalte gelijk aan 230 mg/l, dit komt overeen met 3,8 mmol/l. Het CO<sub>2</sub> gehalte kan bepaald worden met behulp van de volgende formule:

$$\text{pH} = 6,4 - \log \frac{[\text{CO}_2]}{[\text{HCO}_3^-]}$$

$$7,3 = 6,4 - \log \frac{[\text{CO}_2]}{3,8 \text{ mmol/l}} \rightarrow [\text{CO}_2] = 0,48 \text{ mmol/l}$$

Het is van belang voor de waterkwaliteit dat dit 'agressief' CO<sub>2</sub> verwijderd wordt. Ook is hoeveelheid CO<sub>2</sub> van belang voor de chemicaliën dosering tijdens de ontharding.

Als er tijdens de ontharding CO<sub>2</sub> in het water zit zullen de chemicaliën eerst met al het CO<sub>2</sub> gaan reageren voordat de ontharding plaats kan vinden.

Dit CO<sub>2</sub> wordt in de huidige zuivering verwijderd door de sproeiers boven de droogfilters. In het ruwe water is het bicarbonaat gehalte 3,8 mmol/l, dit is ruim voldoende. Een voordeel van op deze manier neutraliseren is dat er geen stoffen toegevoegd hoeven te worden, daarnaast resulteert het in een goede pH waarde.

In de 2<sup>de</sup> en de 3<sup>de</sup> fase zal dan ook gekozen worden voor deze vorm van neutraliseren. Een andere reden is dat deze vorm in combinatie is met het droogfilters welke benodigd is voor de omzetting van ammonium.

## 4.8 Chemicaliënkeuze

In de onthardingsreactor wordt onderin de chemicaliën gedoseerd. De exacte wijze van doseren is afhankelijk van de soort chemicaliën. In de reactor kan de CaCO<sub>3</sub> neerslaan op bijvoorbeeld zandkorrels of ander een entmateriaal.

Er zijn 3 soorten chemicaliën geschikt voor het ontharden van het water, dit zijn natronloog (Na(OH)), kalkmelk (Ca(OH)<sub>2</sub>) en soda Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>. Door het toevoegen één van deze chemicaliën vinden er verschillende reacties plaats.

Op moleculaire basis zijn er een aantal verschillen tussen de 3 bases/chemicaliën in het verbruik en het reactieproduct.

- Daarbij wordt gekeken naar de hoeveelheid toe te voegen base om de hardheid te verlagen ( $\Delta\text{Ca}^{2+}$ ).
- Het totale verbruik / vorming van bicarbonaat (HCO<sub>3</sub><sup>-</sup>), minimaal 60 mg/l
- De vorming van kalkafzetting CaCO<sub>3</sub> (s)
- De vorming van Natrium (Na<sup>+</sup>) tijdens de optredende reactie, maximaal 150 mg/l

Voor de keuze van de chemicaliën is ook de bedrijfsvoering van belang. De plaats in het proces van de onthardingsreactor is ook van belang. In dit ontwerp is gekozen om de onthardingreactor te plaatsen achter de droogfilters. Het CO<sub>2</sub> is dan al uitgeblazen en dus is

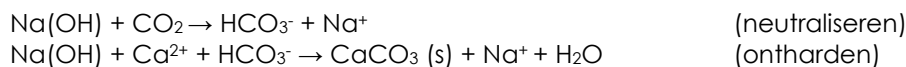
neutralisatie niet meer nodig. Was ervoor gekozen om de ontharding te plaatsen voor de droogfilters, dus ontharding van het zuurstofloze ruwe water dan was neutralisering door middel van de chemicaliën benodigd.

De hardheid van het water is gelijk aan  $[Mg^{2+}] + [Ca^{2+}] = 0,45 \text{ mmol/l} + 2,02 \text{ mmol/l} = 2,47 \text{ Mmol/l}$ . De totale hardheid van het water moet verlaagd worden tot  $1,5 \text{ mmol/l}$ . Daar magnesium een positief effect heeft op de volksgezondheid zal het verlagen van de hardheid alleen gebeuren door de verwijdering van het calcium. In dit proces is gekozen voor een ontharding van een deelstroom. Van de  $6 \text{ Mm}^3/\text{jaar}$  in de 2<sup>de</sup> fase zal  $3,84 \text{ Mm}^3/\text{jaar}$  wel onthard worden en  $2,16 \text{ Mm}^3/\text{jaar}$  niet. Het calcium gehalte in het te ontharden water zal daartoe onthard moeten worden tot een minimum van  $0,5 \text{ mmol/l}$ , wat inhoudt dat  $1,52 \text{ mmol/l}$   $[Ca^{2+}]$  verwijderd zal moeten worden. Voor de 3<sup>de</sup> fase gelden dezelfde verhoudingen voor de deelstroom. Er wordt dan van de  $8,5 \text{ Mm}^3/\text{jaar}$   $3,06 \text{ Mm}^3/\text{jaar}$  niet onthard, dit water slaat via een bypass het onthardingsgedeelte en de carry over filters over.  $5,44 \text{ Mm}^3/\text{jaar}$  zal er wel onthard worden.

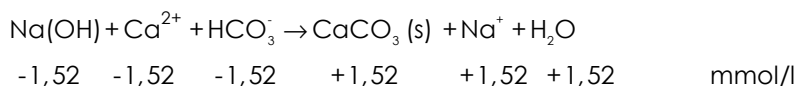
De verschillende chemicaliën zullen achtereenvolgens behandeld worden waarna een afweging gemaakt zal worden voor de meest geschikte chemicaliën voor dit proces.

#### 4.8.1 Ontharding door Natronloog Na(OH)

Door het toevoegen van Natronloog zullen de volgende reacties plaatsvinden.



Het neutraliseren is voor het grootste deel al gebeurd bij het versproeien van het water boven de droogfilters. Voor de waterkwaliteit en de chemicaliën zal dan ook alleen rekening gehouden worden met de reactie voor het ontharden.



Deze reactie levert op voor de waterkwaliteit:

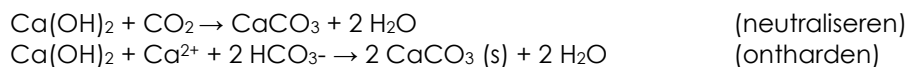
	mmol/l	mg/l	reinwater mg/l
Na(OH)	-1,52	-60,8	
Ca <sup>2+</sup>	-1,52	-60,8	
HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	-1,52	-92,72	137,28
Na <sup>+</sup>	1,52	34,96	90,46

**Tabel 9 Waterkwaliteit**

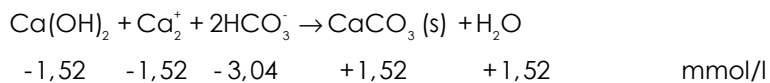
Als er gekeken wordt naar de richtlijnen voor bicarbonaat (>60 mg/l) en natrium (<150 mg/l) wordt daar aan voldaan. Voor de waterkwaliteit zou Na(OH) dan ook een goede optie zijn. Voor de bedrijfsvoering geldt voor bicarbonaat dat het eenvoudig te doseren is. Natronloog is verkrijgbaar als bulkchemicaliën als 50% oplossing. Voor de bereiding van drinkwater wordt het verder verdund tot 25%, zodat het bij een lagere temperatuur bewaard kan worden.

#### 4.8.2 Ontharding door kalkmelk Ca(OH)<sub>2</sub>

Door het toevoegen van kalkmelk zullen de volgende reacties plaatsvinden.



De reactie voor het ontharden is maatgevend voor de kwaliteit van het reinwater.



De kwaliteitsparameters als gevolg van ontharden met behulp van kalkmelk zijn gegeven in de onderstaande tabel.

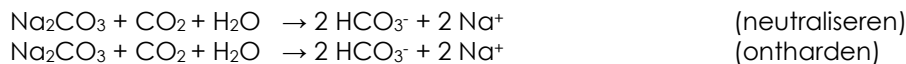
	mmol/l	mg/l	reinwater mg/l
Ca(OH) <sub>2</sub>	-1,52	-112,48	
Ca <sup>2+</sup>	-1,52	-91,2	
HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	-3,04	-185,44	44,56
Na <sup>+</sup>	0	0	55,5

**Tabel 10 Waterkwaliteit**

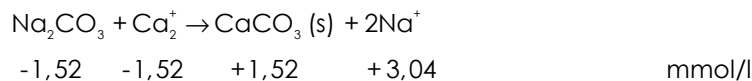
De waarde van het bicarbonaat in het voldoen niet aan het waterleidingbesluit. Dit maakt kalkmelk dan ook ongeschikt voor de ontharding op ZS Lekkerkerk. Een ander nadeel van kalkmelk is dat het lastiger te doseren is dan natronloog omdat het moeilijk oplosbaar is in water. Een voordeel van kalkmelk is dat het goedkoper is.

#### 4.8.3 Ontharding door Soda Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>

Door het toevoegen van soda zullen de volgende reacties plaatsvinden.



Voor de waterkwaliteit en de chemicaliën zal alleen rekening gehouden worden met de reactie voor het ontharden.



Deze reactie levert voor de waterkwaliteit:

	mmol/l	mg/l	reinwater mg/l
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	-1,52	-161,12	
Ca <sup>2+</sup>	-1,52	-60,8	
HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	0	0	230
Na <sup>+</sup>	3,04	69,92	125,42

Als er gekeken wordt naar de richtlijnen voor bicarbonaat en natrium wordt daar aan voldaan. Het natrium gehalte voor soda gaat richting de kritische waarde. Een voordeel van soda is dat er geen HCO<sub>3</sub><sup>-</sup> consumptie plaats vindt.

Daar de waterkwaliteit het zwaarst weegt zal gekozen worden voor de chemicaliën Natronloog. Bij dit chemicaliën liggen de waarde voor natrium en bicarbonaat netjes binnen de grenzen. Het zal dan ook geen nadelige bijeffecten hebben voor de kwaliteit van het water. Daarnaast is Natronloog eenvoudig te doseren. Met het gebruik van natronloog is ook de kleinste hoeveelheid chemicaliën nodig voor de gewenste ontharding.

## 5 Het nieuwe onthardingsgebouw

### 5.1 Tekeningen

De dimensies van het nieuwe onthardingsgebouw volgen grotendeels uit de dimensies van de verschillende installatie die in het gebouw dienen te worden geplaatst. De breedte van het gebouw is 23,4 m en de lengte wordt 31,4 m. Aan de bovenkant van de tekening, zie Figuur 30 is het mogelijk om het gebouw te gaan, tevens komt daar het water vanaf de voorfilters het gebouw binnen ( onder de grond ). Bij het binnen gaan van het gebouw wordt over een vier meter breed pad langs de naffilters gelopen in de richting van de korrelreactoren. Onder de vloer waar overheen gelopen wordt bevinden zich de leidingen voor de aanvoer van productie- en spoelwater. Aan de andere zijde van de filters bevinden zich, ook onder de vloer, de leidingen voor de afvoer van productie- en spoelwater. Spoelwater verlaat het gebouw nabij de ingang en zal worden getransporteerd naar de spoelwatervijver. Het productie water verlaat aan de rechterkant het gebouw en gaat dan onder de weg naar het huidige kool filter / UV gebouw. Aan het einde van het pad wordt tegen de korrelreactoren aangelopen. Hier is het mogelijk om een verdieping lager te gaan. Beneden aangekomen zijn de bufferkelders duidelijk te zien van waaruit het water naar de reactoren wordt geleid. Boven komt het water uit de reactoren en gaat naar de eerder genoemde naffilters. Beneden zijn de leidingen nu duidelijk waar te nemen tegen het plafond, zo zijn deze ook goed te bereiken voor onderhoud. Aan de achterzijde van het gebouw zijn de volgende installaties gehuisvest:

- Opslag NaOH.
- Opslag zandkorrels.
- Opslag pellets.
- De zand wasser.

Vanuit de kleine NaOH tank wordt chemicaliën gedoseerd aan de zandwasser, welke onder in de zandsilo's zijn geïnstalleerd. Vanuit de zandsilo's wordt het gedesinfecteerde zand naar de reactoren vervoerd om de korrels te vervangen die al helemaal aangegroeid zijn. Vanuit de reactoren komen pellets terug en worden opgeslagen in de desbetreffende silo's. De silo's voor de opslag van zand en pellets zijn goed bereikbaar van buiten, er is vlakbij een roldeur gemaakt zodat een vrachtwagen gemakkelijk zand kan aanvoeren en pellets kan afvoeren. De opslag van chemicaliën vindt apart plaats van de zuivering, zodat in het geval van lekkage het drinkwater nooit verontreinigd kan worden. Vanwege deze beredenering is het dan ook niet mogelijk om van het onthardingsgebouw naar de chemicaliën opslag te gaan, dit dient buitenom te gebeuren.

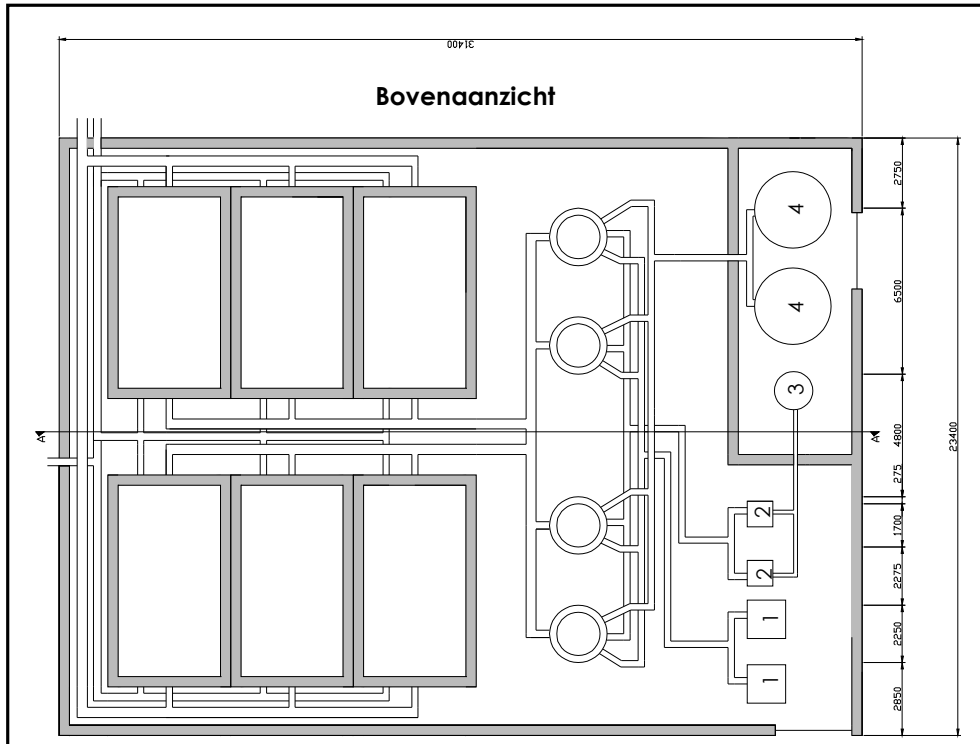
In verband met de architectuur van de andere gebouwen wordt er voor gekozen om een stenen muur toe te passen, om het natuurlijke karakter van de uiterwaarden te benadrukken. Bij het ontwerpen van het gebouw is er rekening mee gehouden dat er eventueel onderdelen vervangen moeten worden, hiervoor is dan ook voldoende ruimte opengelaten.

De afmetingen voor de onthardingsreactoren zijn gegeven in paragraaf 4.6

De dimensies voor het naffilters zijn aangenomen op:

- Lengte L = 7,5 m
- Breedte B = 4 m
- Hoogte H = 3,3 m

Zie Figuur 30 een bovenaanzicht van het nieuwe gebouw met de inrichting zoals deze er in de 2<sup>de</sup> en 3<sup>de</sup> fase uit zal komen te zien. In **de bijlagen** zijn voor de tekeningen de gedetailleerde versies gegeven. Maten bij de tekeningen zijn in mm.

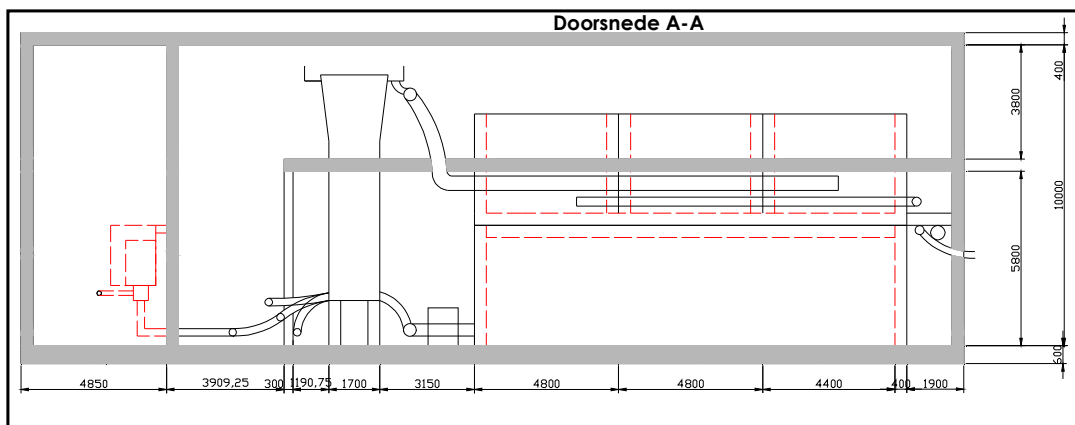


**Figuur 30 Bovenaanzicht van het nieuwe reactorgebouw**

Hieronder wordt weergegeven welke installaties worden aangegeven met de verschillende nummers in de tekening.

1. Opslag pellets
2. Opslag zandkorrels met zandwasser
3. NaOH opslagtank voor het doseren van NaOH aan de zandwasser
4. NaOH opslagtank voor het doseren van NaOH aan de korrelreactoren

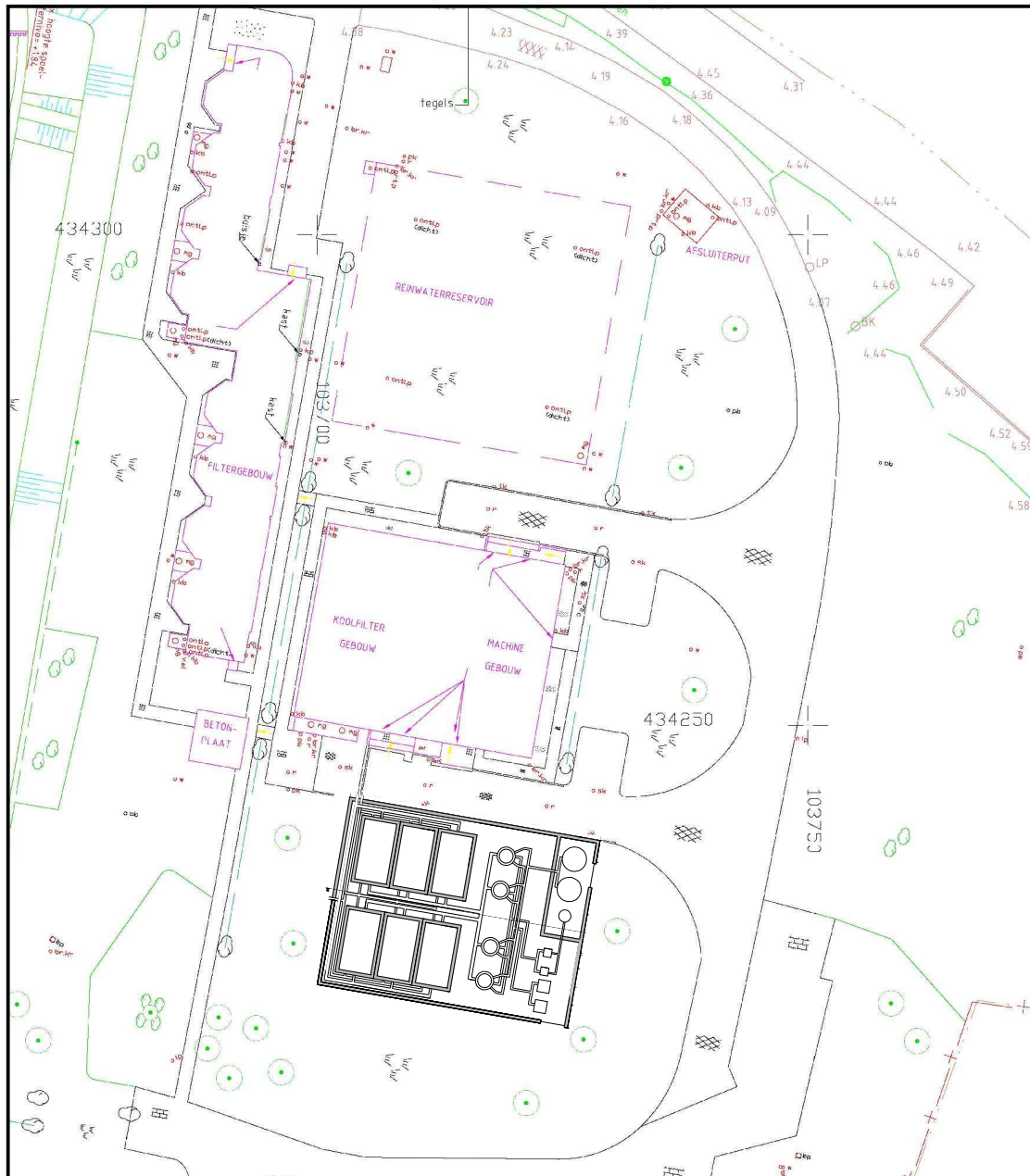
Eerder is de mogelijkheid vermeld dat indien noodzakelijk een vijfde reactor kan worden toegevoegd. Hiervoor is in het midden tussen de reactoren ruimte opengelaten.



**Figuur 31 Doorsnede van het nieuwe reactorgebouw**



Plattegrond van ZS Lekkerkerk



Figuur 32 Plattegrond van ZS Lekkerkerk

## 5.2 Aanlevering en opslag

### Natronloog

Natronloog wordt opgelost in demi water aangeleverd, waarbij 50% bestaat uit natronloog en de ander 50% uit water. Bij een dergelijke oplossing zal natronloog kristalliseren bij temperaturen van 12 °C. Als gevolg zal de oplossing nog verder verdund worden tot 25% zodat kristalliseren pas ontstaat bij -18 °C.

Natronloog wordt naar de zuivering getransporteerd in een truck, van waaruit het de opslagtank in wordt gepompt. Het van belang dat de chemicaliën op een veilige plek staan ten opzichte van de onthardingsreactoren. De tank zal dan ook in een aparte ruimte van de onthardingreactoren geplaatst worden, zie Figuur 30. Voor de veiligheid en de

leveringszekerheid zal er gekozen worden voor 2 opslag tanks voor de chemicaliën. Het volume zal ongeveer 10% groter dan benodigd worden.

Naast het ontharden zal natronloog ook gebruikt worden voor de desinfectie van het zand. Dit is nodig om er zeker van te zijn dat het water niet bacteriologisch besmet zal raken.

### Entmateriaal

Er zal gekozen worden voor het entmateriaal zand. Het volume van het entmateriaal opslag kan als volgt berekend worden: De zandkorrels beginnen met een diameter van 0,3 mm. Voor het ontwerp van de reactor is uitgegaan van een volgroeide pellet van 1,0 mm. Het neergeslagen volume van  $\text{CaCO}_3$  wordt dan een factor groter van  $(1,0/0,3)^3 = 37$  keer. Wat het gebruik van zand gelijk maakt aan  $(1/(37-1)) = 3\%$  van de  $\text{CaCO}_3$  productie. De  $\text{CaCO}_3$  productie is gelijk aan  $1,52 \text{ mmol/l} \cdot 100 = 152 \text{ mg/l}$ . In de 2<sup>de</sup> fase zal  $3,84 \text{ M m}^3/\text{jaar}$  onthardt worden, dit is gelijk aan  $43835 \text{ l}$  water per uur.  $152 \text{ mg/l} \cdot 43835 \text{ l/h} = 67 \text{ kg/h}$  aan  $\text{CaCO}_3$ . Dit geeft  $0,03 \cdot 67 \text{ kg/h} = 2 \text{ kg/h}$  aan zandverbruik. In de 3<sup>de</sup> fase zal  $5,44 \text{ M m}^3/\text{jaar}$  onthardt worden, dit is gelijk aan  $621004 \text{ l}$  water per uur.  $152 \text{ mg/l} \cdot 621004 \text{ l/h} = 94 \text{ kg/h}$  aan  $\text{CaCO}_3$ . Dit geeft  $0,03 \cdot 94 \text{ kg/h} = 2,8 \text{ kg/h}$  aan zandverbruik.

Het opslagvolume zou groot genoeg moeten zijn voor de berging van zand van enkele maanden. Als de opslagtank groot genoeg zou moeten zijn voor 3 maanden opslag in de 3<sup>de</sup> fase dan geldt een benodigd volume van  $5645 \text{ kg}/3 \text{ mnd}$ . Voor zand is de dichtheid gelijk aan  $\rho = 2650 \text{ kg/m}^3$ , wat het opslagvolume gelijk maakt aan  $(5645 \text{ kg}/3 \text{ mnd}) / (2650 \text{ kg/m}^3) = 2,13 \text{ m}^3$ . Het zand dient voor gebruik gewassen te worden in de zandwasmachine. Deze machine heeft een opwaartse snelheid die groter is dan de opwaartse snelheid in de reactor waardoor de kleinste deeltjes eruit gespoeld worden. Dit is nodig omdat die kleine deeltjes extra carry-over veroorzaken.

### Pellets

De geproduceerde pellets zullen geborgen worden in 2 silo's. De silo's moeten voldoende ruimte hebben om de pellets 1 week te bergen. Voor de productie van de aanvoer aangenomen van de 3<sup>de</sup> fase. Gegeven is dat er in de 3<sup>de</sup> fase  $94 \text{ kg/h}$  aan  $\text{CaCO}_3$  wordt geproduceerd, is gelijk aan  $15792 \text{ kg/week}$ . Er wordt aangenomen dat de dichtheid van de pellets gelijk is aan  $\rho = 2500 \text{ kg/m}^3$  (zie stimela). Dit geeft een benodigd volume van  $(15792 \text{ kg/week}) / (2500 \text{ kg/m}^3) = 6,32 \text{ m}^3$ . Als er aangenomen wordt dat de porositeit van de pellets gelijk is aan 40% dan wordt het totale volume:  $6,32 \cdot 0,4 + 6,6 = 8,85 \text{ m}^3$ .

De silo voor de pellets zal wekelijks geleegd moeten worden door een vrachtwagen. De silo's zullen dan bereikbaar te dienen opgesteld voor het vrachtverkeer.

## 6 Financiën

Voor de kosten zal alleen gekeken worden naar de kosten die ontstaan door de implementatie van filtraatkelder, onthardingsreactoren, de carry-over filters en de vergroting van de reinwaterkelder. De kosten voor deze onderdelen zijn onderverdeeld in investeringskosten en exploitatiekosten en zullen hieronder behandeld worden. Om een schatting te kunnen maken zijn de kosten gebaseerd op voorgaande vergelijkbare projecten. De kostenfuncties hiervoor zijn verzameld in het boekje 'standaardisatie van de kosten' gemaakt door het ingenieursbureau DHV. Die kostenfuncties zijn gebaseerd op het jaar 2002, in deze kostenraming wordt uitgegaan van een inflatie van 2,5% tot en met het jaar 2007.

Als gevolg van de implementatie van de 2<sup>de</sup> en de 3<sup>de</sup> fase zal er uiteindelijk een prijsverhoging voor de consument van het water plaatsvinden.

### 6.1 Investeringskosten

De investeringskosten bestaan uit de totale ontwikkelingskosten voor de 2<sup>de</sup> en de 3<sup>de</sup> fase.

#### Grondkosten

De uitbreiding kan gebouwd worden op het terrein van zs Lekkerkerk, daar zijn verder geen kosten aan verbonden. Wel zijn er kosten verbonden aan het bouwrijp maken van het perceel voor het gebouw en de filtraatkelder waar ook het nodige grondverzet bij komt kijken. Andere bijbehorende kosten zijn het aanleggen en verleggen van kabels en leidingen.

**Bouwkosten**

De bouwkosten zijn onder te verdelen in: Civiele werken, werktuigbouwkundige werken en elektrotechnische werken.

Onder de constructiekosten vallen: Het gebouw waarin de ontharding en filtratie plaats zal vinden met eventueel extra kantoorruimte. Ook moet er een goedgefundeerde weg aangelegd worden van de ingang tot aan het nieuwe gebouw.

De kosten hiervoor zullen rond 2-3% van de totale investeringskosten liggen

**Inrichtingskostenkosten**

Onder inrichtingskosten wordt verstaan alle kosten die gemaakt worden voor de inrichting van het nieuwe gebouw zoals de zuiveringsapparatuur, aanschaf eerste vulling chemicaliën en filterbed en hulpapparatuur

**Bijkomende kosten**

Dit betreft de voorbereidings- en de begeleidingskosten en de overige bijkomende kosten.

**Bouwrente**

De bouwrente bevat de financieringskosten voor de betalingen tijdens de voorbereidings- en bouwfase tot het moment van ingebruikname c.q. actualisatie.

Deze bouwrente zal variëren van 5-15% en is afhankelijk van de duur tussen betalingen en ingebruikname en van de rentevoet.

**Standaard opbouw investeringen, DHV**

De uiteindelijke investeringskosten kunnen bepaald worden met behulp van de bouwkostenfuncties van de verschillende onderdelen in de zuivering. Deze bouwkostenfuncties zijn gebaseerd op referenties van gerealiseerde projecten. Na de bouwkosten zullen de zogenaamde startkosten voor de installaties en de leidingen (de kosten die gemaakt worden bovenop de bouwkosten) berekend worden.

**Bouwkostenfuncties**

Alle kosten zijn gegeven in miljoenen euro en zijn berekend op maximaal debiet per uur.

Bouwkosten filtraatberging =  $0,35 + 0,00013 \cdot V$   
 2<sup>de</sup> en 3<sup>de</sup> fase →  $0,35 + 0,00013 \cdot 500 = 0,415$  mln euro

Bouwkosten reinwaterberging =  $0,35 + 0,00013 \cdot V$   
 2<sup>de</sup> fase →  $0,35 + 0,00013 \cdot (5959-3240) = 0,703$  mln euro  
 3<sup>de</sup> fase →  $0,35 + 0,00013 \cdot (8442-5959) = 0,672$  mln euro

In deze kostenfunctie is inbegrepen:

- o Rechthoekige reinwaterkelder in beton uitgevoerd
- o Bijbehorend leidingwerk en appendages
- o Regelingen en beveiligingen
- o Een gebouwvolume 500, met toegang voor onderhoud en inspectie

Bouwkosten ontharding =  $0,7 + 0,003 \cdot Q^{0,92}$   
 2<sup>de</sup> fase →  $0,7 + 0,003 \cdot 636^{0,92} = 1,838$  mln euro  
 3<sup>de</sup> fase →  $0,7 + 0,003 \cdot 900^{0,92} = 2,267$  mln euro

In deze kostenfunctie is inbegrepen:

- o Reactoren inclusief regelapparatuur en besturing
- o Leidingwerk en appendages
- o Voedingspompen
- o Opslag- en doseervoorzieningen chemicaliën, incl. pelletopslag, entzandopslag, entzandwasser, etc
- o Gebouwvolume

- o Energievoorzieningen
- o Algemene voorzieningen (verlichting, verwarming, koeling, ventilatie)

$$\text{Bouwkosten snelfiltratie} = 0,6 + 0,041 \cdot A^{0,70}$$

$$2^{\text{de}} + 3^{\text{de}} \text{ fase} \rightarrow 0,6 + 0,041 \cdot 180^{0,70} = 2,154 \text{ mln euro}$$

In deze kostenfunctie is inbegrepen:

- o Filters, inclusief regelapparatuur en besturing
- o Leidingwerk en appendages
- o Spoelwaterpompen en spoelwaterbuffer
- o Blowers
- o Gebouwwolume
- o Energievoorzieningen
- o Algemene voorzieningen (verlichting, verwarming, koeling, ventilatie)

De totale bouwkosten voor de 2<sup>de</sup> fase:

Bouwkosten filtraatberging	0,415 mln. euro
Bouwkosten reinwaterberging	0,703 mln. euro
Bouwkosten ontharding	1,838 mln. euro
Bouwkosten snelfiltratie	<u>2,154 mln. euro</u>
Totaal	5,11 mln. euro

	Kostencomponent	%	miljoen euro	Staartkosten
A	grondkosten	nvt	nvt	
B	bouwkosten	100%	5,11 mln	
C	inrichtingskosten	2% van B	0,1022 mln	
D	bijkomende kosten			
	voorbereiding en begeleiding	20% van A+B+C	1,042 mln	
	Overige bijkomende kosten	2% van A+B+C	0,104 mln	
E	bouwrente	10% van A+B+C+D	0,636 mln	
F	investeringskosten	137%	7 mln	

**Tabel 11 Kosten**

Nivellering van het prijspeil:  $7 \text{ mln} \cdot 1,025^5 = 7,92 \text{ mln}$

## 6.2 Exploitatiekosten

De exploitatiekosten bestaan uit alle kosten die gemaakt worden door het gebruik van de installaties. Deze exploitatiekosten zijn onder te verdelen in.

Vaste kosten

- o Rente en afschrijvingen
- o Overige vaste kosten

Verbruikskosten

- o Energie en water
- o Chemicaliën (natronloog)
- o Overige verbruiksgoederen (entzand, vervanging filtermateriaal)
- o Afvoer afvalstoffen (afvoer onthardingskorrels)
- o ecotax

## Onderhoudskosten

- Administratieve beheerskosten
- o administratief personeel

## Specifieke bedrijfskosten

- o bedienend personeel
- o personeel voor onderhoud
- o analysekosten

De vaste kosten worden berekend met behulp van de lineaire afschrijving:

$$\text{Jaarlijkse afschrijving} = \text{investering} / \text{afschrijvingstermijn}$$

$$\text{Jaarlijkse rente} = \text{rentepercentage} \cdot (\text{investering} - \text{aflossingen})$$

Jr	Jaarlijkse afschrijving mln	Jaarlijkse rente mln
	0,396	rente 7%
0	7,92	0,554
1	7,524	0,527
2	7,128	0,499
3	6,732	0,471
4	6,336	0,444
5	5,94	0,416
6	5,544	0,388
7	5,148	0,360
8	4,752	0,333
9	4,356	0,305
10	3,96	0,277
11	3,564	0,249
12	3,168	0,222
13	2,772	0,194
14	2,376	0,166
15	1,98	0,139
16	1,584	0,111
17	1,188	0,083
18	0,792	0,055
19	0,396	0,028
20	0,00	0,000

Het investeringsbedrag van de 2<sup>de</sup> fase wordt over 20 jaar afgeschreven

$$\text{Jaarlijkse afschrijving} \rightarrow 7/20 = 0,396 \text{ mln. euro}$$

Het rentepercentage vanaf het eerste wordt gelijk genomen aan 7%.

**Tabel 12**

Verbruikskosten, de kosten voor de verbruiksgoederen. Dit betreft de extra energiekosten voor de elektriciteit, brandstoffen, verwarming en water. De chemicaliën natronloog benodigd voor de ontharding en de desinfectie van het entzand. Het entzand en het filtermateriaal voor de carry over filters.

De energiekosten als gevolg van drukverliezen over de nieuwe procesonderdelen worden bepaald met behulp van de volgende vergelijking:

$$\text{Energiekosten (€/jaar)} = 4 \cdot \Delta H \cdot P_{\text{kWh}} \cdot Q_{\text{jaar}} \cdot 10^{-3}$$

Waarin  $\Delta H$  gelijk is aan de opvoerhoogte voor de onthardingsreactoren inclusief energieverliezen als gevolg van verval over de leidingen,  $P_{\text{kWh}}=0,08$  €/kWh. Voor het debiet worden de gemiddelde waarden per jaar aangenomen

$$2^{\text{de}} \text{ fase} \rightarrow 4 \cdot 11 \cdot 0,08 \cdot 3,84 \cdot 10^6 \cdot 10^{-3} = 135168 \text{ euro per jaar}$$

3<sup>de</sup> fase  $\rightarrow 4 \cdot 11 \cdot 0,08 \cdot 5,44 \cdot 10^6 \cdot 10^{-3} = 191488$  euro per jaar

Het filterzand is niet inbegrepen in de bouwkosten. Één m<sup>3</sup> filterzand kost 140 euro.

De filters hebben elke een inhoud van  $30 \text{ m}^2 \cdot 1,5 \text{ m} = 45 \text{ m}^3$ , dit komt neer op een totale inhoud van  $6 \cdot 45 \text{ m}^3 = 270 \text{ m}^3$ .

2<sup>de</sup> fase  $\rightarrow 270 \cdot 140 = 37800$  euro per vulling/totale vervanging.

De kosten voor de chemicaliën natronloog bedragen 0,015 €/m<sup>3</sup> per mmol/l

2<sup>de</sup> fase  $\rightarrow$  er is 1,52 mmol/l nodig om tot de gewenste hardheid te komen. Per jaar wordt er gemiddeld  $3,84 \cdot 10^9$  liter water onthardt,  $0,015 \cdot 1,52 \text{ mmol/l} = 0,0228 \text{ €/m}^3$

Dit geeft voor een totale hoeveelheid water per jaar:

$(0,0228 \text{ €/m}^3) \cdot (3,84 \cdot 10^6 \text{ m}^3/\text{jaar}) = 87552 \text{ €/jaar}$

3<sup>de</sup> fase  $\rightarrow (0,0228 \text{ €/m}^3) \cdot (5,44 \cdot 10^6 \text{ m}^3/\text{jaar}) = 124032 \text{ €/jaar}$

Voor het entzand wordt om te beginnen uitgegaan van zand (als dit niet bevalt, kan later nog overgestapt worden op granaatzand).

In de 2<sup>de</sup> fase is het zandverbruik gelijk aan 2 kg/h, voor een heel jaar komt dat neer op:

$2 \cdot 24 \cdot 365 = 17520 \text{ kg/jaar}$ . 1 ton zand kost € 150,-.  $\rightarrow 17,52 \text{ ton} \cdot € 150,- = 2628$  euro

In de 3<sup>de</sup> fase is het zandverbruik gelijk aan 2,8 kg/h, voor een heel jaar komt dat neer op:

$2,8 \cdot 24 \cdot 365 = 24528 \text{ kg/jaar}$ .  $\rightarrow 24,53 \text{ ton} \cdot € 150,- = 36792$  euro

De pellets kunnen kosteloos hergebruikt worden door verscheidene industrieën. Deze sullen financieel dan ook niet verder behandeld worden.

Onderhoudskosten worden berekend als percentage van de bouwkosten. Voor de verschillende onderdelen worden bijbehorende percentages gehanteerd. De onderdelen zijn onder te verdelen in:

Civiele bouwkosten	0,5%
Werktuigbouwkundige bouwkosten	2%
Elektrotechnische bouwkosten	4%
Inrichtingskosten	10%

De totale kosten in de 2<sup>de</sup> fase voor de berging is gelijk aan 1,12 mln euro, de gemiddelde verdeling voor de verschillende onderdelen is gelijk aan:

CT $\rightarrow 88\%$	$0,88 \cdot 1,12 \text{ mln euro} = 0,9856 \text{ mln euro}$
WTB $\rightarrow 10\%$	$0,1 \cdot 1,12 \text{ mln euro} = 0,112 \text{ mln euro}$
ET $\rightarrow 2\%$	$0,02 \cdot 1,12 \text{ mln euro} = 0,0224 \text{ mln euro}$

De totale kosten in de 2<sup>de</sup> fase voor ontharding is gelijk aan 1,838 mln euro. De gemiddelde verdeling voor de verschillende onderdelen is gelijk aan:

CT $\rightarrow 37\%$	$0,37 \cdot 1,838 \text{ mln euro} = 0,68 \text{ mln euro}$
WTB $\rightarrow 44\%$	$0,44 \cdot 1,838 \text{ mln euro} = 0,8087 \text{ mln euro}$
ET $\rightarrow 19\%$	$0,19 \cdot 1,838 \text{ mln euro} = 0,35 \text{ mln euro}$

De totale kosten in de 2<sup>de</sup> fase voor snelfiltratie is gelijk aan 2,154 mln. euro. De gemiddelde verdeling voor de verschillende onderdelen is gelijk aan:

CT $\rightarrow 52\%$	$0,52 \cdot 2,154 \text{ mln euro} = 1,12 \text{ mln euro}$
WTB $\rightarrow 33\%$	$0,33 \cdot 2,154 \text{ mln euro} = 0,71 \text{ mln euro}$
ET $\rightarrow 15\%$	$0,15 \cdot 2,154 \text{ mln euro} = 0,323 \text{ mln euro}$

Civiele bouwkosten, 0,5%:

$(0,9856 \text{ mln euro} + 0,68 \text{ mln euro} + 1,12 \text{ mln euro}) \cdot 0,005 = 13928$  euro

Werktuigbouwkundige bouwkosten, 2%

$(0,112 \text{ mln euro} + 0,8087 \text{ mln euro} + 0,71 \text{ mln euro}) \cdot 0,02 = 32614$  euro

Elektrotechnische bouwkosten, 4%

$(0,0224 \text{ mln euro} + 0,35 \text{ mln euro} + 0,323 \text{ mln euro}) \cdot 0,04 = 27816 \text{ euro}$

Inrichtingskosten, 10%

De eerder berekende inrichtingskosten is gelijk aan 0,1022 mln. Euro. De onderhoudskosten voor de inrichting is gelijk aan  $0,1 \cdot 0,1022 \text{ mln. Euro} = 10220 \text{ euro}$ .

De totale onderhoudskosten zijn gelijk aan 84578 euro per de afschrijvingsperiode van 20 jaar.

Voor de administratieve beheerskosten wordt ervan uit gegaan dat deze niet noemenswaardig veranderd ten opzicht van de huidige administratieve beheerskosten.

Specifieke bedrijfskosten

De kosten voor het bedienend personeel zal door de extra zuiveringsstap en de schaalvergroting toenemen per m<sup>3</sup> geleverd water. Met behulp van het volgende afgeleide verband wordt het extra personeel berekend.

$$\text{Personeel} = \text{productie}^{0,9}$$

Huidige capaciteit  $\rightarrow (3 \text{ M m}^3/\text{jaar})^{0,9} = 2,688 \text{ manjaren}$

2<sup>de</sup> fase  $\rightarrow (6 \text{ M m}^3/\text{jaar})^{0,9} = 5 \text{ manjaren}$

3<sup>de</sup> fase  $\rightarrow (8,5 \text{ M m}^3/\text{jaar})^{0,9} = 6,86 \text{ manjaren}$

In 1995 kostte 1 manjaar productiepersoneel in Nederland ongeveer 34091 euro.

Huidige capaciteit  $\rightarrow 2,688 \text{ manjaren} \cdot 34091 \text{ euro} = 91637 \text{ euro}$

2<sup>de</sup> fase  $\rightarrow 5 \text{ manjaren} \cdot 34091 \text{ euro} = 170455 \text{ euro}$

3<sup>de</sup> fase  $\rightarrow 6,86 \text{ manjaren} \cdot 34091 \text{ euro} = 233864 \text{ euro}$

Het verschil tussen de 2<sup>de</sup> en de 1<sup>ste</sup> fase is gelijk aan 78818 euro:  $78818 \cdot 1,025^{12} = 0.106 \text{ mln}$

De totale exploitatiekosten per jaar zijn afhankelijk van de afschrijvingstermijn en de rente, zie tabel 12. Afhankelijk van het onderhoud dat gepleegd wordt kan het gebeuren dat er installaties gerepareerd moeten worden, dit zijn onvoorzien kosten wat de exacte exploitatiekosten moeilijk te bepalen maakt. Een overzicht van vaste exploitatiekosten die in ieder geval elk jaar, of over de afschrijvingsperiode, wordt gemaakt is hierboven gemaakt.

## 7 Literatuur & referenties

- [1] P.J. de Moel, J.Q.J.C. Verberk, J.C. van Dijk. Drinking water 'Principles and Practices' / Drinkwater – principes en praktijk. TuDelft / SDU, 2004.
- [2] J.C. van Dijk. Drinking water supply I – Technology. Delft University of Technology, Sanitary Engineering section, faculty of Civil Engineering and Geosciences, September 2004.
- [3] J.C. van Dijk. Civiele Gezondheidstechniek. Technische Universiteit Delft, Sectie Gezondheidstechniek, Faculteit Civiele Techniek en Geowetenschappen, Januari 2004
- [4] Jan-Hendrik Bouman, Jan-Willem Bonekamp. Ontharding PS Seppe WNWB. Technische Universiteit Delft, 1995.
- [5] Clemy de Kok, Wim Oorthuizen. Ontharding PS Ridderkerk Hydron MN. Technische Universiteit Delft, september 2005.
- [6] DHV Water/Niveau Beleidsplan en systeemkeuze, 13 maart 2002, versie 4
- [7] Drinkwaterbesluit. <http://wetten.overheid.nl>



---

## Bijlagen

---

## Bijlage I: Berekening dimensies reactoren 2<sup>de</sup> fase

In deze bijlage worden de verschillende varianten uitgerekend. De verschillende berekeningen resulteren uiteindelijk in een grof ontwerp voor de korrelreactor. Alvorens met de uitwerking van de verschillende varianten te beginnen zal hieronder eerst begonnen worden met de berekening van een aantal waarden die gelden voor alle varianten.

In het rapport is gekozen voor drie verschillende stroomsnelheden, namelijk 70 m/h, 80 m/h en 90 m/h. Bij deze doorstroomsnelheden kunnen de daarbij behorende totale oppervlakte van de reactoren worden bepaald. In fase 2 is uitgegaan van een onthardingsdebiet van  $Q = 635,62 \text{ m}^3/\text{h}$ .

$$v = 70 \text{ m/h} \rightarrow A_{\text{totaal}} = Q/v = 635,62 / 70 = 9,08 \text{ m}^2.$$

$$v = 80 \text{ m/h} \rightarrow A_{\text{totaal}} = Q/v = 635,62 / 80 = 7,95 \text{ m}^2.$$

$$v = 90 \text{ m/h} \rightarrow A_{\text{totaal}} = Q/v = 635,62 / 90 = 7,06 \text{ m}^2.$$

In een eerder stadium is een afweging gemaakt om als chemicaliën natronloog te kiezen. Bij natronloog is het gebruikelijk om een vast bed hoogte ( $L_0$ ) te nemen van 2m.

De hoogte van het geëxpandeerde bed ( $L_e$ ) kan worden bepaald met behulp van Figuur 33 en bijbehorende formule.

Aannames die hierbij gedaan zijn, zijn dat het geëxpandeerde bed voor 1/3 bestaat uit korrels met een diameter van 1,0 mm en voor 2/3 uit korrels met een diameter van 0,3 mm.

$$E_{\text{totaal}} = \frac{1}{3} \cdot E_{1,0} + \frac{2}{3} \cdot E_{0,3}$$

$$L_e = E_{\text{totaal}} \cdot L_0$$

$E_{\text{totaal}}$  : Totale expansie [-]

$E_{1,0}$  : Expansie bij een korrel diameter van 1,0 [-]

$E_{0,3}$  : Expansie bij een korrel diameter van 3,0 [-]

$L_e$  : Hoogte van het geëxpandeerde bed [m]

$L_0$  : Hoogte van het vast bed [m]

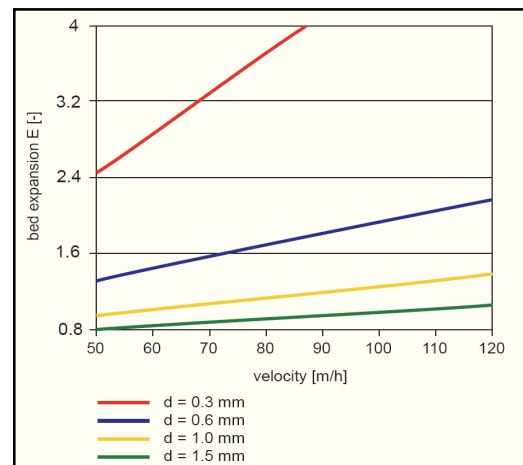
De expansie bij de verschillende stroomsnelheden zijn dan als volgt:

$$v = 70 \text{ m/h} \rightarrow E_{\text{totaal}} = 2,53 [-].$$

$$v = 80 \text{ m/h} \rightarrow E_{\text{totaal}} = 2,79 [-].$$

$$v = 90 \text{ m/h} \rightarrow E_{\text{totaal}} = 3,19 [-].$$

De expansie is bij de verschillende snelheden als volgt bepaald; er wordt nu een voorbeeld berekening gepresenteerd met een doorstroomsnelheid van 70 m/h.



**Figuur 33** Bed expansie als functie van de korrel diameter en de stroomsnelheid

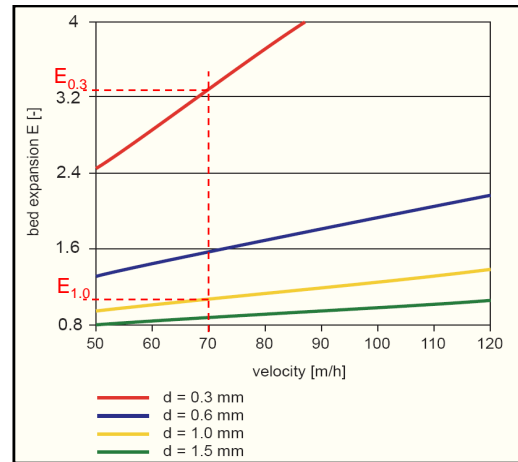
De doorstroomsnelheid  $v$  is 70 m/h.  
 De totale expansie wordt met behulp van de formule en de hiernaast weergegeven grafiek bepaald.

$$E_{\text{totaal}} = \frac{1}{3} \cdot E_{1,0} + \frac{2}{3} \cdot E_{0,3}$$

$$E_{1,0} = 1,0 \text{ [-]} \text{ (afgelezen uit de grafiek)}$$

$$E_{0,3} = 3,3 \text{ [-]} \text{ (afgelezen uit de grafiek)}$$

$$E_{\text{totaal}} = \frac{1}{3} \cdot 1,0 + \frac{2}{3} \cdot 3,3 = 2,53 \text{ [-]}$$



**Figuur 34 Bed expansie bij  $v = 70$  m/h**

Om de uitspoeling van entmateriaal zo veel mogelijk tegen te gaan is er voor gekozen om de reactor een bovenstuk te geven dat wijder wordt over de hoogte (zie Figuur 35). Hierbij is aangenomen dat de stroomsnelheid bovenaan maximaal 40 m/h moet zijn om de uitspoeling van de lichtste korrels te voorkomen.

$$v_{\text{uitstroom}} = 40 \text{ m/h}$$

$$A_{\text{totaal,uit}} = \frac{Q_{\text{max}}}{v_{\text{uitstroom}}} = \frac{635,62}{40} = 15,89 \text{ m}^2$$

$v_{\text{uitstroom}}$  : Uitsroomsnelheid aan de bovenkant van de reactor [m/h]

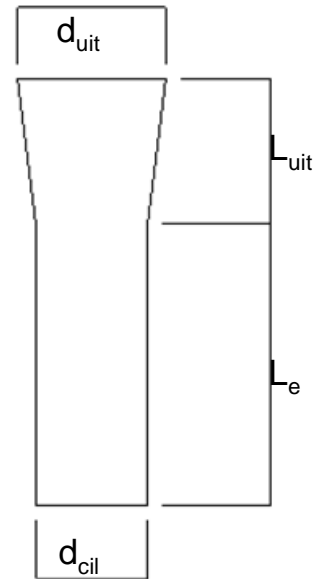
$A_{\text{totaal,uit}}$  : Totaal benodigd oppervlak om de snelheid in de reactoren te verlagen [m<sup>2</sup>]

De totale hoogte van de reactor wordt dan bepaald met behulp van de volgende formule:

$$L_{\text{totaal}} = L_{\text{in}} + L_e + L_{\text{uit}}$$

Hierin is:

- $L_{\text{totaal}}$  de totale hoogte van de reactor ten opzicht van de vloer van het reactorgebouw.
- $L_{\text{in}}$  de hoogte vanaf de vloer tot aan de instroomopening in de reactor. Deze is hier aangenomen op een hoogte van 1,5m.
- $L_e$  de hoogte van het geëxpandeerde bed [m].
- $L_{\text{uit}}$  de hoogte van het segment van de reactor waarin de doorstroomsnelheid wordt verlaagt.



**Figuur 35 Dimensies reactor**

Hierna volgen de berekening voor de verschillende varianten.

**Variant 1**

Max. debiet	$Q_{\max} = 635,62 \text{ m}^3/\text{h}$
Doorstroomsnelheid	$v = 70 \text{ m/h}$
Aantal reactoren	$n = 3 \text{ reactoren}$
Vast bed hoogte	$L_0 = 2,0 \text{ m}$
Totale expansie	$E_{\text{totaal}} = 2,53 \text{ [-]}$

De hoogte van het geëxpandeerde bed wordt:

$$L_e = E_{\text{totaal}} \cdot L_0 = 2,53 \cdot 2,0 = 5,06 \text{ m}$$

Het totale oppervlak dat aan reactoren benodigd is, is zoals al eerder is uitgerekend:

$$A_{\text{totaal}} = \frac{Q_{\max}}{v} = 9,08 \text{ m}^2$$

Aangezien in deze variant gekozen is voor 3 reactoren, wordt het oppervlak van 1 reactor:

$$A_{\text{per reactor}} = \frac{Q_{\max}}{n \cdot v} = \frac{A_{\text{totaal}}}{n} = 3,03 \text{ m}^2$$

Nu de oppervlakte bekend is kan de diameter ( $d_{\text{cil}}$ ) van 1 reactor worden bepaald.

$$d_{\text{cil}} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{\text{per reactor}}}{\pi}} = 1,96 \text{ m}$$

Om de doorstroomsnelheid in de reactor te verlagen tot 40 m/h, dient de reactor in de hoogte wijder te worden. De breedte van de bovenkant van de reactor wordt:

$$A_{\text{per reactor,uit}} = \frac{Q_{\max}}{n \cdot v_{\text{uit}}} = \frac{A_{\text{totaal,uit}}}{n}$$

$$d_{\text{uit}} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{\text{per reactor,uit}}}{\pi}}$$

$$A_{\text{per reactor,uit}} = \frac{15,89}{3} = 5,29 \text{ m}^2$$

$$d_{\text{uit}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 5,29}{\pi}} = 2,60 \text{ m}$$

De hoogte van de uitstroom opening wordt nu dan:

$$L_{\text{uit}} = 4 \cdot (d_{\text{uit}} - d_{\text{cil}}) = 4 \cdot (0,64) = 2,56 \text{ m}$$

De totale hoogte van de reactor kan nu als volgt worden bepaald:

$$L_{\text{totaal}} = L_{\text{in}} + L_e + L_{\text{uit}}$$

$$L_{\text{totaal}} = 1,5 + 5,06 + 2,56 = 9,12 \text{ m}$$

**Variant 2**

Max. debiet	$Q_{\max} = 635,62 \text{ m}^3/\text{h}$
Doorstroomsnelheid	$v = 70 \text{ m/h}$
Aantal reactoren	$n = 4 \text{ reactoren}$
Vast bed hoogte	$L_0 = 2,0 \text{ m}$
Totale expansie	$E_{\text{totaal}} = 2,53 [-]$

De hoogte van het geëxpandeerde bed wordt:

$$L_e = E_{\text{totaal}} \cdot L_0 = 2,53 \cdot 2,0 = 5,06 \text{ m}$$

Het totale oppervlak dat aan reactoren benodigd is, is zoals al eerder is uitgerekend:

$$A_{\text{totaal}} = \frac{Q_{\max}}{v} = 9,08 \text{ m}^2$$

Aangezien in deze variant gekozen is voor 4 reactoren, wordt het oppervlak van 1 reactor:

$$A_{\text{per reactor}} = \frac{Q_{\max}}{n \cdot v} = \frac{A_{\text{totaal}}}{n} = 2,27 \text{ m}^2$$

Nu de oppervlakte bekend is kan de diameter ( $d_{\text{cil}}$ ) van 1 reactor worden bepaald.

$$d_{\text{cil}} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{\text{per reactor}}}{\pi}} = 1,70 \text{ m}$$

Om de doorstroomsnelheid in de reactor te verlagen tot 40 m/h, dient de reactor in de hoogte wijder te worden. De breedte van de bovenkant van de reactor wordt:

$$A_{\text{per reactor,uit}} = \frac{Q_{\max}}{n \cdot v_{\text{uit}}} = \frac{A_{\text{totaal,uit}}}{n}$$

$$d_{\text{uit}} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{\text{per reactor,uit}}}{\pi}}$$

$$A_{\text{per reactor,uit}} = \frac{15,89}{4} = 3,97 \text{ m}^2$$

$$d_{\text{uit}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 3,97}{\pi}} = 2,25 \text{ m}$$

De hoogte van de uitstroom opening wordt nu dan:

$$L_{\text{uit}} = 4 \cdot (d_{\text{uit}} - d_{\text{cil}}) = 4 \cdot (0,55) = 2,20 \text{ m}$$

De totale hoogte van de reactor kan nu als volgt worden bepaald:

$$L_{\text{totaal}} = L_{\text{in}} + L_e + L_{\text{uit}}$$

$$L_{\text{totaal}} = 1,5 + 5,06 + 2,20 = 8,76 \text{ m}$$

**Variant 3**

Max. debiet	$Q_{\max} = 635,62 \text{ m}^3/\text{h}$
Doorstroomsnelheid	$v = 80 \text{ m/h}$
Aantal reactoren	$n = 3 \text{ reactoren}$
Vast bed hoogte	$L_0 = 2,0 \text{ m}$
Totale expansie	$E_{\text{totaal}} = 2,79 \text{ [-]}$

De hoogte van het geëxpandeerde bed wordt:

$$L_e = E_{\text{totaal}} \cdot L_0 = 2,79 \cdot 2,0 = 5,58 \text{ m}$$

Het totale oppervlak dat aan reactoren benodigd is, is zoals al eerder is uitgerekend:

$$A_{\text{totaal}} = \frac{Q_{\max}}{v} = 7,95 \text{ m}^2$$

Aangezien in deze variant gekozen is voor 3 reactoren, wordt het oppervlak van 1 reactor:

$$A_{\text{per reactor}} = \frac{Q_{\max}}{n \cdot v} = \frac{A_{\text{totaal}}}{n} = 2,65 \text{ m}^2$$

Nu de oppervlakte bekend is kan de diameter ( $d_{\text{cil}}$ ) van 1 reactor worden bepaald.

$$d_{\text{cil}} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{\text{per reactor}}}{\pi}} = 1,84 \text{ m}$$

Om de doorstroomsnelheid in de reactor te verlagen tot 40 m/h, dient de reactor in de hoogte wijder te worden. De breedte van de bovenkant van de reactor wordt:

$$A_{\text{per reactor,uit}} = \frac{Q_{\max}}{n \cdot v_{\text{uit}}} = \frac{A_{\text{totaal,uit}}}{n}$$

$$d_{\text{uit}} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{\text{per reactor,uit}}}{\pi}}$$

$$A_{\text{per reactor,uit}} = \frac{15,89}{3} = 5,29 \text{ m}^2$$

$$d_{\text{uit}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 5,29}{\pi}} = 2,60 \text{ m}$$

De hoogte van de uitstroom opening wordt nu dan:

$$L_{\text{uit}} = 4 \cdot (d_{\text{uit}} - d_{\text{cil}}) = 4 \cdot (0,76) = 3,04 \text{ m}$$

De totale hoogte van de reactor kan nu als volgt worden bepaald:

$$L_{\text{totaal}} = L_{\text{in}} + L_e + L_{\text{uit}}$$

$$L_{\text{totaal}} = 1,5 + 5,58 + 3,04 = 10,12 \text{ m}$$

**Variante 4**

Max. debiet	$Q_{\max} = 635,62 \text{ m}^3/\text{h}$
Doorstroomsnelheid	$v = 80 \text{ m/h}$
Aantal reactoren	$n = 4 \text{ reactoren}$
Vast bed hoogte	$L_0 = 2,0 \text{ m}$
Totale expansie	$E_{\text{totaal}} = 2,79 \text{ [-]}$

De hoogte van het geëxpandeerde bed wordt:

$$L_e = E_{\text{totaal}} \cdot L_0 = 2,79 \cdot 2,0 = 5,58 \text{ m}$$

Het totale oppervlak dat aan reactoren benodigd is, is zoals al eerder is uitgerekend:

$$A_{\text{totaal}} = \frac{Q_{\max}}{v} = 7,95 \text{ m}^2$$

Aangezien in deze variant gekozen is voor 4 reactoren, wordt het oppervlak van 1 reactor:

$$A_{\text{per reactor}} = \frac{Q_{\max}}{n \cdot v} = \frac{A_{\text{totaal}}}{n} = 1,99 \text{ m}^2$$

Nu de oppervlakte bekend is kan de diameter ( $d_{\text{cil}}$ ) van 1 reactor worden bepaald.

$$d_{\text{cil}} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{\text{per reactor}}}{\pi}} = 1,59 \text{ m}$$

Om de doorstroomsnelheid in de reactor te verlagen tot 40 m/h, dient de reactor in de hoogte wijder te worden. De breedte van de bovenkant van de reactor wordt:

$$A_{\text{per reactor,uit}} = \frac{Q_{\max}}{n \cdot v_{\text{uit}}} = \frac{A_{\text{totaal,uit}}}{n}$$

$$d_{\text{uit}} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{\text{per reactor,uit}}}{\pi}}$$

$$A_{\text{per reactor,uit}} = \frac{15,89}{4} = 3,97 \text{ m}^2$$

$$d_{\text{uit}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 3,97}{\pi}} = 2,25 \text{ m}$$

De hoogte van de uitstroom opening wordt nu dan:

$$L_{\text{uit}} = 4 \cdot (d_{\text{uit}} - d_{\text{cil}}) = 4 \cdot (0,66) = 2,64 \text{ m}$$

De totale hoogte van de reactor kan nu als volgt worden bepaald:

$$L_{\text{totaal}} = L_{\text{in}} + L_e + L_{\text{uit}}$$

$$L_{\text{totaal}} = 1,5 + 5,58 + 2,64 = 9,72 \text{ m}$$

**Variant 5**

Max. debiet	$Q_{\max} = 635,62 \text{ m}^3/\text{h}$
Doorstroomsnelheid	$v = 90 \text{ m/h}$
Aantal reactoren	$n = 3 \text{ reactoren}$
Vast bed hoogte	$L_0 = 2,0 \text{ m}$
Totale expansie	$E_{\text{totaal}} = 3,19 [-]$

De hoogte van het geëxpandeerde bed wordt:

$$L_e = E_{\text{totaal}} \cdot L_0 = 3,19 \cdot 2,0 = 6,38 \text{ m}$$

Het totale oppervlak dat aan reactoren benodigd is, is zoals al eerder is uitgerekend:

$$A_{\text{totaal}} = \frac{Q_{\max}}{v} = 7,06 \text{ m}^2$$

Aangezien in deze variant gekozen is voor 3 reactoren, wordt het oppervlak van 1 reactor:

$$A_{\text{per reactor}} = \frac{Q_{\max}}{n \cdot v} = \frac{A_{\text{totaal}}}{n} = 2,35 \text{ m}^2$$

Nu de oppervlakte bekend is kan de diameter ( $d_{\text{cil}}$ ) van 1 reactor worden bepaald.

$$d_{\text{cil}} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{\text{per reactor}}}{\pi}} = 1,73 \text{ m}$$

Om de doorstroomsnelheid in de reactor te verlagen tot 40 m/h, dient de reactor in de hoogte wijder te worden. De breedte van de bovenkant van de reactor wordt:

$$A_{\text{per reactor,uit}} = \frac{Q_{\max}}{n \cdot v_{\text{uit}}} = \frac{A_{\text{totaal,uit}}}{n}$$

$$d_{\text{uit}} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{\text{per reactor,uit}}}{\pi}}$$

$$A_{\text{per reactor,uit}} = \frac{15,89}{3} = 5,29 \text{ m}^2$$

$$d_{\text{uit}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 5,29}{\pi}} = 2,60 \text{ m}$$

De hoogte van de uitstroom opening wordt nu dan:

$$L_{\text{uit}} = 4 \cdot (d_{\text{uit}} - d_{\text{cil}}) = 4 \cdot (0,87) = 3,48 \text{ m}$$

De totale hoogte van de reactor kan nu als volgt worden bepaald:

$$L_{\text{totaal}} = L_{\text{in}} + L_e + L_{\text{uit}}$$

$$L_{\text{totaal}} = 1,5 + 6,38 + 3,48 = 11,36 \text{ m}$$



**Variante 6**

Max. debiet	$Q_{\max} = 635,62 \text{ m}^3/\text{h}$
Doorstroomsnelheid	$v = 90 \text{ m/h}$
Aantal reactoren	$n = 4 \text{ reactoren}$
Vast bed hoogte	$L_0 = 2,0 \text{ m}$
Totale expansie	$E_{\text{totaal}} = 3,19 [-]$

De hoogte van het geëxpandeerde bed wordt:

$$L_e = E_{\text{totaal}} \cdot L_0 = 3,19 \cdot 2,0 = 6,38 \text{ m}$$

Het totale oppervlak dat aan reactoren benodigd is, is zoals al eerder is uitgerekend:

$$A_{\text{totaal}} = \frac{Q_{\max}}{v} = 7,06 \text{ m}^2$$

Aangezien in deze variant gekozen is voor 4 reactoren, wordt het oppervlak van 1 reactor:

$$A_{\text{per reactor}} = \frac{Q_{\max}}{n \cdot v} = \frac{A_{\text{totaal}}}{n} = 1,77 \text{ m}^2$$

Nu de oppervlakte bekend is kan de diameter ( $d_{\text{cil}}$ ) van 1 reactor worden bepaald.

$$d_{\text{cil}} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{\text{per reactor}}}{\pi}} = 1,50 \text{ m}$$

Om de doorstroomsnelheid in de reactor te verlagen tot 40 m/h, dient de reactor in de hoogte wijder te worden. De breedte van de bovenkant van de reactor wordt:

$$A_{\text{per reactor,uit}} = \frac{Q_{\max}}{n \cdot v_{\text{uit}}} = \frac{A_{\text{totaal,uit}}}{n}$$

$$d_{\text{uit}} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{\text{per reactor,uit}}}{\pi}}$$

$$A_{\text{per reactor,uit}} = \frac{15,89}{4} = 3,97 \text{ m}^2$$

$$d_{\text{uit}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 3,97}{\pi}} = 2,25 \text{ m}$$

De hoogte van de uitstroom opening wordt nu dan:

$$L_{\text{uit}} = 4 \cdot (d_{\text{uit}} - d_{\text{cil}}) = 4 \cdot (0,75) = 3,00 \text{ m}$$

De totale hoogte van de reactor kan nu als volgt worden bepaald:

$$L_{\text{totaal}} = L_{\text{in}} + L_e + L_{\text{uit}}$$

$$L_{\text{totaal}} = 1,5 + 6,38 + 3,00 = 10,88 \text{ m}$$

## Bijlage II: Berekening dimensies reactoren 3de fase

In deze bijlage worden de verschillende varianten voor de 3<sup>de</sup> fase uitgerekend. De verschillende berekeningen resulteren uiteindelijk in een grof ontwerp voor de korrelreactor. Voordat met de uitwerking van de verschillende varianten wordt begonnen, zal eerst een berekening van een aantal waarden die gelden voor alle varianten worden gepresenteerd.

In het rapport is ook voor de 3<sup>de</sup> fase gekozen voor drie verschillende stroomsnelheden, namelijk 70 m/h, 80 m/h en 90 m/h. Bij deze doorstroomsnelheden kunnen de daarbij behorende totale oppervlakte van de reactoren worden bepaald. In fase 3 is uitgegaan van een onthardingsdebiet van  $Q = 900,45 \text{ m}^3/\text{h}$ .

$$v = 70 \text{ m/h} \rightarrow A_{\text{totaal}} = Q/v = 900,45 / 70 = 12,86 \text{ m}^2.$$

$$v = 80 \text{ m/h} \rightarrow A_{\text{totaal}} = Q/v = 900,45 / 80 = 11,26 \text{ m}^2.$$

$$v = 90 \text{ m/h} \rightarrow A_{\text{totaal}} = Q/v = 900,45 / 90 = 10,00 \text{ m}^2.$$

Net zoals in de 2<sup>de</sup> fase wordt er in de 3<sup>de</sup> fase natronloog als chemicaliën gedoseerd. In de 3<sup>de</sup> fase wordt daarom nog steeds uitgegaan van een vast bed hoogte ( $L_0$ ) te nemen van 2m.

Met behulp van Figuur 36 en de daarbij behorende formule kan de hoogte van het geëxpandeerde bed ( $L_e$ ) worden bepaald.

Dezelfde aannames die in de 2<sup>de</sup> fase zijn gedaan, worden in de 3<sup>de</sup> fase ook gedaan. De aannames zijn dat het geëxpandeerde bed voor 1/3 bestaat uit korrels met een diameter van 1,0 mm en voor 2/3 uit korrels met een diameter van 0,3 mm.

$$E_{\text{totaal}} = \frac{1}{3} \cdot E_{1,0} + \frac{2}{3} \cdot E_{0,3}$$

$$L_e = E_{\text{totaal}} \cdot L_0$$

$E_{\text{totaal}}$  : Totale expansie [-]

$E_{1,0}$  : Expansie bij een korrel diameter van 1,0 [-]

$E_{0,3}$  : Expansie bij een korrel diameter van 3,0 [-]

$L_e$  : Hoogte van het geëxpandeerde bed [m]

$L_0$  : Hoogte van het vast bed [m]

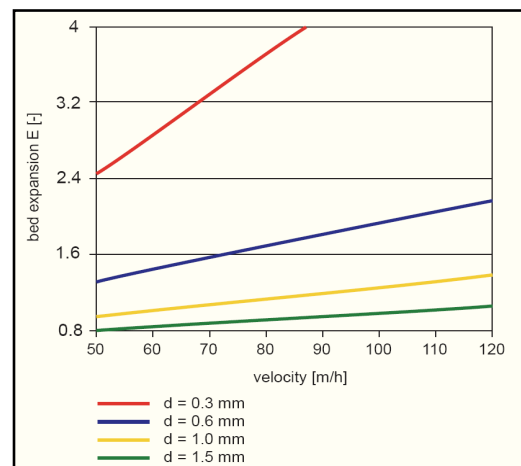
De expansie bij de verschillende stroomsnelheden zijn dan als volgt:

$$v = 70 \text{ m/h} \rightarrow E_{\text{totaal}} = 2,53 \text{ [-]}$$

$$v = 80 \text{ m/h} \rightarrow E_{\text{totaal}} = 2,79 \text{ [-]}$$

$$v = 90 \text{ m/h} \rightarrow E_{\text{totaal}} = 3,19 \text{ [-]}$$

Hieronder zal een voorbeeldberekening worden weergegeven op welke manier de expansie is bepaald. Deze berekening is voor de verschillende snelheden uitgevoerd.



**Figuur 36 Bed expansie als functie van de korrel diameter en de stroomsnelheid**

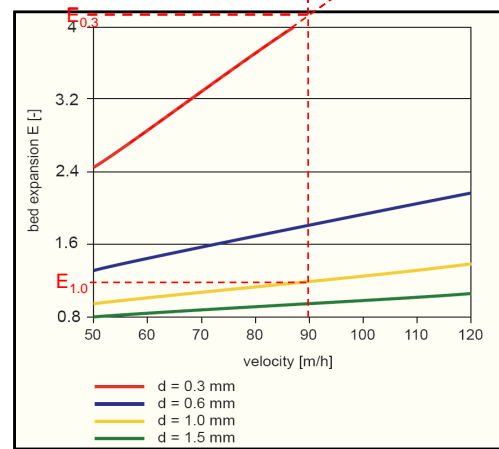
De doorstroomsnelheid  $v$  is 90 m/h.  
 De totale expansie wordt met behulp van de formule en de hiernaast weergegeven grafiek, Figuur 37 bepaald.

$$E_{\text{totaal}} = \frac{1}{3} \cdot E_{1,0} + \frac{2}{3} \cdot E_{0,3}$$

$$E_{1,0} = 1,20 \text{ [-]} \text{ (afgelezen uit de grafiek)}$$

$$E_{0,3} = 4,18 \text{ [-]} \text{ (afgelezen uit de grafiek)}$$

$$E_{\text{totaal}} = \frac{1}{3} \cdot 1,20 + \frac{2}{3} \cdot 4,18 = 3,19 \text{ [-]}$$



**Figuur 37 Expansie bij  $v = 90$  m/h**

Wederom is er voor gekozen om de reactor een bovenstuk te geven dat wijder wordt over de hoogte (zie Figuur 38), om de uitspoeling van entmateriaal zo veel mogelijk tegen te gaan. Hierbij is aangenomen dat de stroomsnelheid bovenaan maximaal 40 m/h moet zijn om de uitspoeling van de lichtste korrels te voorkomen.

$$v_{\text{uitstroom}} = 40 \text{ m/h} \rightarrow A_{\text{totaal}} = 900,45 / 40 = 22,51 \text{ m}^2$$

$$v_{\text{uitstroom}} = 40 \text{ m/h}$$

$$A_{\text{totaal,uit}} = \frac{Q_{\text{max}}}{v_{\text{uitstroom}}} = \frac{900,45}{40} = 22,51 \text{ m}^2$$

$v_{\text{uitstroom}}$  : Uitstroomsnelheid aan de bovenkant van de reactor [m/h]

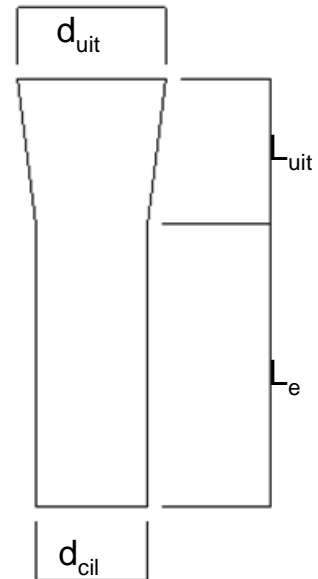
$A_{\text{totaal,uit}}$  : Totaal benodigd oppervlak om de snelheid in de reactoren te verlagen [m<sup>2</sup>]

De totale hoogte van de reactor wordt dan bepaald met behulp van de volgende formule:

$$L_{\text{totaal}} = L_{\text{in}} + L_e + L_{\text{uit}}$$

Hierin is:

- $L_{\text{totaal}}$  de totale hoogte van de reactor ten opzicht van de vloer van het reactorgebouw.
- $L_{\text{in}}$  de hoogte vanaf de vloer tot aan de instroomopening in de reactor. Deze is hier aangenomen op een hoogte van 1,5m.
- $L_e$  de hoogte van het geëxpandeerde bed [m].
- $L_{\text{uit}}$  de hoogte van het segment van de reactor waarin de doorstroomsnelheid wordt verlaagd.



**Figuur 38 Reactor**

Hierna worden de berekeningen weergegeven die zijn uitgevoerd bij de verschillende stroomsnelheden en een verschillend aantal reactoren, de 6 varianten.

**Variant 1**

Max. debiet	$Q_{\max} = 900,45 \text{ m}^3/\text{h}$
Doorstroomsnelheid	$v = 70 \text{ m/h}$
Aantal reactoren	$n = 3 \text{ reactoren}$
Vast bed hoogte	$L_0 = 2,0 \text{ m}$
Totale expansie	$E_{\text{totaal}} = 2,53 [-]$

De hoogte van het geëxpandeerde bed wordt:

$$L_e = E_{\text{totaal}} \cdot L_0 = 2,53 \cdot 2,0 = 5,06 \text{ m}$$

Het totale oppervlak dat aan reactoren benodigd is, is zoals al eerder is uitgerekend:

$$A_{\text{totaal}} = \frac{Q_{\max}}{v} = 12,86 \text{ m}^2$$

Aangezien in deze variant gekozen is voor 3 reactoren, wordt het oppervlak van 1 reactor:

$$A_{\text{per reactor}} = \frac{Q_{\max}}{n \cdot v} = \frac{A_{\text{totaal}}}{n} = 4,29 \text{ m}^2$$

Nu de oppervlakte bekend is kan de diameter ( $d_{\text{cil}}$ ) van 1 reactor worden bepaald.

$$d_{\text{cil}} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{\text{per reactor}}}{\pi}} = 2,34 \text{ m}$$

Om de doorstroomsnelheid in de reactor te verlagen tot 40 m/h, dient de reactor in de hoogte wijder te worden. De breedte van de bovenkant van de reactor wordt:

$$A_{\text{per reactor,uit}} = \frac{Q_{\max}}{n \cdot v_{\text{uit}}} = \frac{A_{\text{totaal,uit}}}{n}$$

$$d_{\text{uit}} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{\text{per reactor,uit}}}{\pi}}$$

$$A_{\text{per reactor,uit}} = \frac{22,51}{3} = 7,50 \text{ m}^2$$

$$d_{\text{uit}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 7,50}{\pi}} = 3,09 \text{ m}$$

De hoogte van de uitstroom opening wordt nu dan:

$$L_{\text{uit}} = 4 \cdot (d_{\text{uit}} - d_{\text{cil}}) = 4 \cdot (0,75) = 3,00 \text{ m}$$

De totale hoogte van de reactor kan nu als volgt worden bepaald:

$$L_{\text{totaal}} = L_{\text{in}} + L_e + L_{\text{uit}}$$

$$L_{\text{totaal}} = 1,5 + 5,06 + 3,00 = 9,56 \text{ m}$$

**Variant 2**

Max. debiet	$Q_{\max} = 900,45 \text{ m}^3/\text{h}$
Doorstroomsnelheid	$v = 70 \text{ m/h}$
Aantal reactoren	$n = 4 \text{ reactoren}$
Vast bed hoogte	$L_0 = 2,0 \text{ m}$
Totale expansie	$E_{\text{totaal}} = 2,53 [-]$

De hoogte van het geëxpandeerde bed wordt:

$$L_e = E_{\text{totaal}} \cdot L_0 = 2,53 \cdot 2,0 = 5,06 \text{ m}$$

Het totale oppervlak dat aan reactoren benodigd is, is zoals al eerder is uitgerekend:

$$A_{\text{totaal}} = \frac{Q_{\max}}{v} = 12,86 \text{ m}^2$$

Aangezien in deze variant gekozen is voor 4 reactoren, wordt het oppervlak van 1 reactor:

$$A_{\text{per reactor}} = \frac{Q_{\max}}{n \cdot v} = \frac{A_{\text{totaal}}}{n} = 3,22 \text{ m}^2$$

Nu de oppervlakte bekend is kan de diameter ( $d_{\text{cil}}$ ) van 1 reactor worden bepaald.

$$d_{\text{cil}} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{\text{per reactor}}}{\pi}} = 2,02 \text{ m}$$

Om de doorstroomsnelheid in de reactor te verlagen tot 40 m/h, dient de reactor in de hoogte wijder te worden. De breedte van de bovenkant van de reactor wordt:

$$A_{\text{per reactor,uit}} = \frac{Q_{\max}}{n \cdot v_{\text{uit}}} = \frac{A_{\text{totaal,uit}}}{n}$$

$$d_{\text{uit}} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{\text{per reactor,uit}}}{\pi}}$$

$$A_{\text{per reactor,uit}} = \frac{22,51}{4} = 5,63 \text{ m}^2$$

$$d_{\text{uit}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 5,63}{\pi}} = 2,68 \text{ m}$$

De hoogte van de uitstroom opening wordt nu dan:

$$L_{\text{uit}} = 4 \cdot (d_{\text{uit}} - d_{\text{cil}}) = 4 \cdot (0,66) = 2,64 \text{ m}$$

De totale hoogte van de reactor kan nu als volgt worden bepaald:

$$L_{\text{totaal}} = L_{\text{in}} + L_e + L_{\text{uit}}$$

$$L_{\text{totaal}} = 1,5 + 5,06 + 2,64 = 9,20 \text{ m}$$

**Variant 3**

Max. debiet	$Q_{\max} = 900,45 \text{ m}^3/\text{h}$
Doorstroomsnelheid	$v = 80 \text{ m/h}$
Aantal reactoren	$n = 3 \text{ reactoren}$
Vast bed hoogte	$L_0 = 2,0 \text{ m}$
Totale expansie	$E_{\text{totaal}} = 2,79 \text{ [-]}$

De hoogte van het geëxpandeerde bed wordt:

$$L_e = E_{\text{totaal}} \cdot L_0 = 2,79 \cdot 2,0 = 5,58 \text{ m}$$

Het totale oppervlak dat aan reactoren benodigd is, is zoals al eerder is uitgerekend:

$$A_{\text{totaal}} = \frac{Q_{\max}}{v} = 11,26 \text{ m}^2$$

Aangezien in deze variant gekozen is voor 3 reactoren, wordt het oppervlak van 1 reactor:

$$A_{\text{per reactor}} = \frac{Q_{\max}}{n \cdot v} = \frac{A_{\text{totaal}}}{n} = 3,75 \text{ m}^2$$

Nu de oppervlakte bekend is kan de diameter ( $d_{\text{cil}}$ ) van 1 reactor worden bepaald.

$$d_{\text{cil}} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{\text{per reactor}}}{\pi}} = 2,19 \text{ m}$$

Om de doorstroomsnelheid in de reactor te verlagen tot 40 m/h, dient de reactor in de hoogte wijder te worden. De breedte van de bovenkant van de reactor wordt:

$$A_{\text{per reactor,uit}} = \frac{Q_{\max}}{n \cdot v_{\text{uit}}} = \frac{A_{\text{totaal,uit}}}{n}$$

$$d_{\text{uit}} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{\text{per reactor,uit}}}{\pi}}$$

$$A_{\text{per reactor,uit}} = \frac{22,51}{3} = 7,50 \text{ m}^2$$

$$d_{\text{uit}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 7,50}{\pi}} = 3,09 \text{ m}$$

De hoogte van de uitstroom opening wordt nu dan:

$$L_{\text{uit}} = 4 \cdot (d_{\text{uit}} - d_{\text{cil}}) = 4 \cdot (0,90) = 3,60 \text{ m}$$

De totale hoogte van de reactor kan nu als volgt worden bepaald:

$$L_{\text{totaal}} = L_{\text{in}} + L_e + L_{\text{uit}}$$

$$L_{\text{totaal}} = 1,5 + 5,58 + 3,60 = 10,68 \text{ m}$$

**Variant 4**

Max. debiet	$Q_{\max} = 900,45 \text{ m}^3/\text{h}$
Doorstroomsnelheid	$v = 80 \text{ m/h}$
Aantal reactoren	$n = 4 \text{ reactoren}$
Vast bed hoogte	$L_0 = 2,0 \text{ m}$
Totale expansie	$E_{\text{totaal}} = 2,79 \text{ [-]}$

De hoogte van het geëxpandeerde bed wordt:

$$L_e = E_{\text{totaal}} \cdot L_0 = 2,79 \cdot 2,0 = 5,58 \text{ m}$$

Het totale oppervlak dat aan reactoren benodigd is, is zoals al eerder is uitgerekend:

$$A_{\text{totaal}} = \frac{Q_{\max}}{v} = 11,26 \text{ m}^2$$

Aangezien in deze variant gekozen is voor 4 reactoren, wordt het oppervlak van 1 reactor:

$$A_{\text{per reactor}} = \frac{Q_{\max}}{n \cdot v} = \frac{A_{\text{totaal}}}{n} = 2,82 \text{ m}^2$$

Nu de oppervlakte bekend is kan de diameter ( $d_{\text{cil}}$ ) van 1 reactor worden bepaald.

$$d_{\text{cil}} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{\text{per reactor}}}{\pi}} = 1,89 \text{ m}$$

Om de doorstroomsnelheid in de reactor te verlagen tot 40 m/h, dient de reactor in de hoogte wijder te worden. De breedte van de bovenkant van de reactor wordt:

$$A_{\text{per reactor,uit}} = \frac{Q_{\max}}{n \cdot v_{\text{uit}}} = \frac{A_{\text{totaal,uit}}}{n}$$

$$d_{\text{uit}} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{\text{per reactor,uit}}}{\pi}}$$

$$A_{\text{per reactor,uit}} = \frac{22,51}{4} = 5,63 \text{ m}^2$$

$$d_{\text{uit}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 5,63}{\pi}} = 2,68 \text{ m}$$

De hoogte van de uitstroom opening wordt nu dan:

$$L_{\text{uit}} = 4 \cdot (d_{\text{uit}} - d_{\text{cil}}) = 4 \cdot (0,79) = 3,16 \text{ m}$$

De totale hoogte van de reactor kan nu als volgt worden bepaald:

$$L_{\text{totaal}} = L_{\text{in}} + L_e + L_{\text{uit}}$$

$$L_{\text{totaal}} = 1,5 + 5,58 + 3,16 = 10,24 \text{ m}$$

**Variant 5**

Max. debiet	$Q_{\max} = 900,45 \text{ m}^3/\text{h}$
Doorstroomsnelheid	$v = 90 \text{ m/h}$
Aantal reactoren	$n = 3 \text{ reactoren}$
Vast bed hoogte	$L_0 = 2,0 \text{ m}$
Totale expansie	$E_{\text{totaal}} = 3,19 [-]$

De hoogte van het geëxpandeerde bed wordt:

$$L_e = E_{\text{totaal}} \cdot L_0 = 3,19 \cdot 2,0 = 6,38 \text{ m}$$

Het totale oppervlak dat aan reactoren benodigd is, is zoals al eerder is uitgerekend:

$$A_{\text{totaal}} = \frac{Q_{\max}}{v} = 10,00 \text{ m}^2$$

Aangezien in deze variant gekozen is voor 3 reactoren, wordt het oppervlak van 1 reactor:

$$A_{\text{per reactor}} = \frac{Q_{\max}}{n \cdot v} = \frac{A_{\text{totaal}}}{n} = 3,33 \text{ m}^2$$

Nu de oppervlakte bekend is kan de diameter ( $d_{\text{cil}}$ ) van 1 reactor worden bepaald.

$$d_{\text{cil}} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{\text{per reactor}}}{\pi}} = 2,06 \text{ m}$$

Om de doorstroomsnelheid in de reactor te verlagen tot 40 m/h, dient de reactor in de hoogte wijder te worden. De breedte van de bovenkant van de reactor wordt:

$$A_{\text{per reactor, uit}} = \frac{Q_{\max}}{n \cdot v_{\text{uit}}} = \frac{A_{\text{totaal, uit}}}{n}$$

$$d_{\text{uit}} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{\text{per reactor, uit}}}{\pi}}$$

$$A_{\text{per reactor, uit}} = \frac{22,51}{3} = 7,50 \text{ m}^2$$

$$d_{\text{uit}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 7,50}{\pi}} = 3,09 \text{ m}$$

De hoogte van de uitstroom opening wordt nu dan:

$$L_{\text{uit}} = 4 \cdot (d_{\text{uit}} - d_{\text{cil}}) = 4 \cdot (1,03) = 4,12 \text{ m}$$

De totale hoogte van de reactor kan nu als volgt worden bepaald:

$$L_{\text{totaal}} = L_{\text{in}} + L_e + L_{\text{uit}}$$

$$L_{\text{totaal}} = 1,5 + 6,38 + 4,12 = 12,00 \text{ m}$$



**Variante 6**

Max. debiet	$Q_{\max} = 900,45 \text{ m}^3/\text{h}$
Doorstroomsnelheid	$v = 90 \text{ m/h}$
Aantal reactoren	$n = 4 \text{ reactoren}$
Vast bed hoogte	$L_0 = 2,0 \text{ m}$
Totale expansie	$E_{\text{totaal}} = 3,19 [-]$

De hoogte van het geëxpandeerde bed wordt:

$$L_e = E_{\text{totaal}} \cdot L_0 = 3,19 \cdot 2,0 = 6,38 \text{ m}$$

Het totale oppervlak dat aan reactoren benodigd is, is zoals al eerder is uitgerekend:

$$A_{\text{totaal}} = \frac{Q_{\max}}{v} = 10,00 \text{ m}^2$$

Aangezien in deze variant gekozen is voor 4 reactoren, wordt het oppervlak van 1 reactor:

$$A_{\text{per reactor}} = \frac{Q_{\max}}{n \cdot v} = \frac{A_{\text{totaal}}}{n} = 2,50 \text{ m}^2$$

Nu de oppervlakte bekend is kan de diameter ( $d_{\text{cil}}$ ) van 1 reactor worden bepaald.

$$d_{\text{cil}} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{\text{per reactor}}}{\pi}} = 1,78 \text{ m}$$

Om de doorstroomsnelheid in de reactor te verlagen tot 40 m/h, dient de reactor in de hoogte wijder te worden. De breedte van de bovenkant van de reactor wordt:

$$A_{\text{per reactor,uit}} = \frac{Q_{\max}}{n \cdot v_{\text{uit}}} = \frac{A_{\text{totaal,uit}}}{n}$$

$$d_{\text{uit}} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{\text{per reactor,uit}}}{\pi}}$$

$$A_{\text{per reactor,uit}} = \frac{22,51}{4} = 5,63 \text{ m}^2$$

$$d_{\text{uit}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 5,63}{\pi}} = 2,68 \text{ m}$$

De hoogte van de uitstroom opening wordt nu dan:

$$L_{\text{uit}} = 4 \cdot (d_{\text{uit}} - d_{\text{cil}}) = 4 \cdot (0,90) = 3,60 \text{ m}$$

De totale hoogte van de reactor kan nu als volgt worden bepaald:

$$L_{\text{totaal}} = L_{\text{in}} + L_e + L_{\text{uit}}$$

$$L_{\text{totaal}} = 1,5 + 6,38 + 3,60 = 11,48 \text{ m}$$

### Bijlage III Bedrijfsvoering 3<sup>de</sup> fase

#### Bedrijfsvoering met de 4 reactoren uit de 2<sup>de</sup> fase

Zoals hieronder is te zien kan het minimale debiet worden geproduceerd met 3 reactoren. De doorstroomsnelheid wordt dan ook niet te hoog.

$$\left. \begin{array}{l} Q_{\min} = 527,85 \text{ m}^3/\text{h} \\ n = 3 \\ A_{\text{per reactor}} = 2,27 \text{ m}^2 \end{array} \right\} v = Q/(n \cdot A) = 527,85 / (3 \cdot 2,27) \approx 77,5 \text{ m/h}$$

Er dient nu nog berekend te worden met welk aantal reactoren het gemiddelde debiet geleverd kan worden.

$$\left. \begin{array}{l} Q_{\text{gem}} = 621,00 \text{ m}^3/\text{h} \\ n = 3 \\ A_{\text{per reactor}} = 2,27 \text{ m}^2 \end{array} \right\} v = Q/(n \cdot A) = 621,00 / (3 \cdot 2,27) \approx 91,2 \text{ m/h}$$

$$\left. \begin{array}{l} Q_{\text{gem}} = 621,00 \text{ m}^3/\text{h} \\ n = 4 \\ A_{\text{per reactor}} = 2,27 \text{ m}^2 \end{array} \right\} v = Q/(n \cdot A) = 621,00 / (4 \cdot 2,27) \approx 68,4 \text{ m/h}$$

Zoals hierboven is waar te nemen kan het gemiddelde debiet worden geproduceerd door drie reactoren. Het is dan ook mogelijk om dan een reactor buiten bedrijf te nemen. Het verdient echter de aanbeveling dat het beter is om het gemiddelde debiet te produceren met vier reactoren, in deze situatie is de doorstroomsnelheid lager en ook de hoogte van het geëxpandeerde bed waardoor de kans op uitspoeling van het entmateriaal kleiner wordt.

Als er 1 reactor buiten bedrijf gaat, moeten de andere drie het maximale debiet kunnen blijven ontharden.

$$\text{Totaal: } \left. \begin{array}{l} Q_{\max} = 900,45 \text{ m}^3/\text{h} \\ n = 3 \end{array} \right\}$$

$$\left. \begin{array}{l} \text{Per reactor: } Q_{\max} = 300,15 \text{ m}^3/\text{h} \\ A_{\text{per reactor}} = 2,27 \text{ m}^2 \end{array} \right\} v = Q/A = 300,15 / 2,27 \approx 132 \text{ m/h}$$

De snelheid in de reactor wordt veel te hoog als wordt geprobeerd om het maximale debiet te ontharden met drie reactoren. Indien een reactor buiten bedrijf gaat tijdens de periode dat het maximale debiet geproduceerd moet worden, zal er een beroep gedaan moeten worden op de andere pompstations in het netwerk. Deze zullen dan de hoeveelheid water dat niet geproduceerd kan worden moeten opvangen totdat de reactor weer in bedrijf kan worden genomen. Indien Oasen het wel noodzakelijk vindt om in de derde fase, bij het buiten bedrijf gaan van 1 reactor, wel het maximale debiet te moeten kunnen leveren, zal er voor gekozen moeten worden om minimaal 1 reactor bij te bouwen.

Indien er voor wordt gekozen om hetzelfde type reactor bij te bouwen, is het volgende aantal reactoren benodigd:

$$\left. \begin{array}{l} Q_{\max} = 900,45 \text{ m}^3/\text{h} \\ v = 70 \text{ m/h} \\ A_{\text{per reactor fase 2}} = 2,27 \text{ m}^2 \end{array} \right\} n = Q/(v \cdot A_{\text{per reactor fase 2}}) = 900,45 / (70 \cdot 2,27) \approx 5,7 \text{ reactoren.}$$

Het is niet mogelijk om 5,7 reactoren te bouwen zonder de diameter aan te passen. Het wordt dus of 5 reactoren (  $v = 79 \text{ m/h}$  ) of 6 reactoren (  $v = 66 \text{ m/h}$  ). In de situatie van 5 reactoren is

de doorstroomsnelheid hoger in de reactoren dan dat nu het geval is. Dit heeft tot gevolg dat de huidige reactoren ongeveer 1,1 m te laag zijn, wat zou inhouden dat de reactoren of verlengt dienen te worden of al in de tweede fase met een grotere lengte besteld dienen te worden. De opvoerhoogte voor de pompen wordt groter, er moeten dus grotere pompen staan en het energieverbruik neemt daardoor toe. In de situatie met 6 reactoren is de doorstroomsnelheid aan de lage kant, technisch is het mogelijk maar het verdient de voorkeur om een doorstroomsnelheid van 70 m/h aan te houden. Dit kan gerealiseerd worden door te kiezen voor zes reactoren waarvan 4 reactoren uit de tweede fase gebruikt kunnen worden en twee nieuw bijgebouwd dienen te worden. Voor de twee nieuw te bouwen reactoren kan worden gekozen om deze uit te voeren als twee reactoren die identiek zijn aan de reactoren welke al gebouwd zijn in de tweede fase. Dit levert een flexibele en gemakkelijkere bedrijfsvoering op aangezien de operator niet hoeft op te letten welke reactoren aan en uit geschakeld kunnen worden bij een verandering in het te produceren debiet. Echter als nadeel heeft deze configuratie dat de doorstroomsnelheid dan redelijk laag komt te liggen en er twee nieuwe reactoren gebouwd dienen te worden. Het is goedkoper om te kiezen voor 1 reactor, de hoeveelheid aan te leggen leidingen, pompen en instrumenten is dan namelijk minder. Er wordt nu voor gekozen om de reactoren van de tweede fase te gebruiken om het water te ontharden in de derde fase. Er hoeft dan niets te worden bijgebouwd, alleen dienen de huidige leidingen het grotere debiet aan te kunnen.

### Bedrijfsvoering indien 4 nieuwe reactoren worden gebouwd

Indien 1 reactor buiten bedrijf gaat, ongeacht de oorzaak, moeten de overige drie reactoren het maximale debiet kunnen verwerken. De reactoren dienen dus geschikt te zijn om ieder een debiet van  $900,45 / 3 = 300,15 \text{ m}^3/\text{h}$  te kunnen ontharden.

$$\begin{array}{l}
 \text{Totaal:} \quad Q_{\max} = 900,45 \text{ m}^3/\text{h} \\
 \quad \quad \quad n = 3 \\
 \\
 \text{Per reactor:} \quad Q_{\max} = 300,15 \text{ m}^3/\text{h} \\
 \quad \quad \quad A_{\text{per reactor}} = 3,22 \text{ m}^2 \\
 \quad \quad \quad E_{1,0} = 1,24 \\
 \quad \quad \quad E_{0,3} = 4,27 \\
 \quad \quad \quad E_{\text{totaal}} = 3,26
 \end{array}
 \left. \vphantom{\begin{array}{l} \\ \\ \\ \\ \\ \\ \\ \end{array}} \right\} v = Q/A = 300,15 / 3,22 \approx 93 \text{ m/h}$$

$$\left. \vphantom{\begin{array}{l} \\ \\ \\ \end{array}} \right\} L_e = E \cdot L_0 = 6,52 \text{ m} (< 7,70 \text{ m})$$

De hoogte van het geëxpandeerde bed is kleiner dan de hoogte van de reactor. Dus er kan geconcludeerd worden dat met 3 reactoren ook het maximale debiet geleverd kan worden. Het enige is dat er in die situatie waarschijnlijk meer entmateriaal zal uitspoelen. Het is ook belangrijk om te weten hoeveel reactoren benodigd zijn om het minimale en gemiddelde debiet te leveren. Hieronder zal eerst worden bepaald hoeveel reactoren nodig zijn om het minimale debiet te leveren.

$$\begin{array}{l}
 Q_{\min} = 527,85 \text{ m}^3/\text{h} \\
 n = 2 \\
 A_{\text{per reactor}} = 3,22 \text{ m}^2
 \end{array}
 \left. \vphantom{\begin{array}{l} \\ \\ \end{array}} \right\} v = Q/(n \cdot A) = 527,85 / (2 \cdot 3,22) \approx 82 \text{ m/h}$$

Met 2 reactoren kan het minimale debiet worden geleverd. Een controle van de hoogte van het geëxpandeerde bed is in dit geval niet nodig, als het geëxpandeerde bed bij een  $v$  van 93 m/h in de reactor past, past het nu ook. Het veranderen van de snelheid in de reactor heeft tot gevolg dat een tijd duurt voordat het evenwicht in de reactor opnieuw is ingesteld. De hardheid van het water zal bij een omschakeling tijdelijk iets hoger zijn. Nu rest alleen nog de bepaling hoeveel reactoren nodig zijn om het gemiddeld debiet te kunnen leveren.

$$\begin{array}{l}
 Q_{\text{gem}} = 621,00 \text{ m}^3/\text{h} \\
 n = 3 \\
 A_{\text{per reactor}} = 3,22 \text{ m}^2
 \end{array}
 \left. \vphantom{\begin{array}{l} \\ \\ \end{array}} \right\} v = Q/(n \cdot A) = 621,00 / (3 \cdot 3,22) \approx 65 \text{ m/h}$$

Met drie reactoren kan het gemiddelde debiet worden geleverd. In deze situatie kan er nog voor worden gekozen om de deelstroom te verkleinen zodat er een zodanig debiet ( $Q = 676,2$ ) door de reactor gaat, dat de doorstromingsnelheid in de reactor 70 m/h blijft. Dit heeft als voordeel dat wanneer er van het maximale debiet wordt teruggeschakeld naar het gemiddelde debiet het niet lang duurt om een evenwicht in te stellen, het evenwicht is er al. Nadeel alleen is dat de hardheid van het water lager wordt, namelijk 1,41 mmol/l ( $[Ca^{2+}] + [Mg^{2+}] = 0,96 + 0,45$ ). De waarde is lager dan de gewenste hardheid van 1,5 mmol/l, maar het verschil is niet groot en de hardheid ligt nog ver boven de minimale waarde van 1,0 mmol/l. Deze optie kan als een goed alternatief worden beschouwd. Het verdient wel de aanbeveling dat, wanneer er geschakeld wordt van het maximale debiet naar het gemiddelde debiet, de verandering in productie tijdelijk wordt opgevangen met de deelstroom aangezien dit alternatief een hoger chemicaliën verbruik heeft. Als de productie dan "stabiel" is op het gemiddelde debiet kan de doorstromingsnelheid worden verlaagd naar 65 m/h.

### Bedrijfsvoering voor 5 reactoren ( 1 nieuw en 4 bestaande )

Indien 1 reactor buiten bedrijf gaat, ongeacht de oorzaak, moet het mogelijk zijn dat de overige vier reactoren het maximale debiet kunnen verwerken. De reactoren dienen dus geschikt te zijn om ieder een debiet van  $900,45 / 4 = 225,11 \text{ m}^3/\text{h}$  te kunnen ontharden.

$$\text{Totaal: } \begin{array}{l} Q_{\max} = 900,45 \text{ m}^3/\text{h} \\ n = 4 \end{array}$$

$$\text{Per reactor: } \left. \begin{array}{l} Q_{\max} = 225,11 \text{ m}^3/\text{h} \\ A_{\text{per reactor}} = 2,27 \text{ m}^2 \end{array} \right\} v = Q/A = 225,11 / 2,27 \approx 100 \text{ m/h}$$

$$\left. \begin{array}{l} E_{1,0} = 1,25 \\ E_{0,3} = 4,70 \\ E_{\text{totaal}} = 3,55 \end{array} \right\} L_e = E \cdot L_0 = 7,10 \text{ m} (< 7,50 \text{ m})$$

De hoogte van het geëxpandeerde bed is kleiner dan de hoogte van de reactor. Er kan dus geconcludeerd worden dat met 4 reactoren ook het maximale debiet geleverd kan worden. Aandachtspunt in deze situatie is dat er een grotere kans is op het uitspoelen van entmateriaal. Dit zal dan worden opgevangen door de filters na de reactoren.

Van belang is nu ook om te weten hoeveel reactoren benodigd zijn om het minimale en gemiddelde debiet te leveren. Hieronder zal eerst worden bepaald hoeveel reactoren nodig zijn om het minimale debiet te leveren.

$$\left. \begin{array}{l} Q_{\min} = 527,85 \text{ m}^3/\text{h} \\ n = 4 \\ A_{\text{per reactor}} = 2,27 \text{ m}^2 \end{array} \right\} v = Q/(n \cdot A) = 527,85 / (4 \cdot 2,27) \approx 78 \text{ m/h}$$

Met 2 reactoren kan het minimale debiet worden geleverd. Een controle van de hoogte van het geëxpandeerde bed is in dit geval niet nodig, als het geëxpandeerde bed bij een  $v$  van 93 m/h in de reactor past, past het nu ook. Het veranderen van de snelheid in de reactor heeft tot gevolg dat een tijd duurt voordat het evenwicht in de reactor opnieuw is ingesteld. De hardheid van het water zal bij een omschakeling tijdelijk iets hoger zijn. Nu rest alleen nog de bepaling hoeveel reactoren nodig zijn om het gemiddeld debiet te kunnen leveren.

$$\left. \begin{array}{l} Q_{\text{gem}} = 621,00 \text{ m}^3/\text{h} \\ n = 4 \\ A_{\text{per reactor}} = 2,27 \text{ m}^2 \end{array} \right\} v = Q/(n \cdot A) = 621,00 / (4 \cdot 2,27) \approx 68 \text{ m/h}$$

In deze situatie zal bij het schakelen tussen de verschillende debieten rekening mee moeten worden gehouden dat de reactoren niet direct optimaal functioneren, er is een insteltijd voor het evenwicht. De hardheid zal in die situaties dan ook niet 1,5 mmol/l bedragen, maar een hogere waarde hebben. Deze fluctuatie zal voor een gedeelte worden opgevangen doordat er menging plaatsvindt in de verschillende bufferkelders en in de reinwaterkelders.