



LUND UNIVERSITY

Reglering av avloppsreningsverk. Studieresa till USA och Canada 24 april - 16 maj 1973

Ulmgren, Lars; Olsson, Gustaf

1973

Document Version:
Förlagets slutgiltiga version

[Link to publication](#)

Citation for published version (APA):
Ulmgren, L., & Olsson, G. (1973). *Reglering av avloppsreningsverk. Studieresa till USA och Canada 24 april - 16 maj 1973*. (Travel Reports TFRT-8006). Department of Automatic Control, Lund Institute of Technology (LTH).

Total number of authors:
2

General rights

Unless other specific re-use rights are stated the following general rights apply:
Copyright and moral rights for the publications made accessible in the public portal are retained by the authors and/or other copyright owners and it is a condition of accessing publications that users recognise and abide by the legal requirements associated with these rights.

- Users may download and print one copy of any publication from the public portal for the purpose of private study or research.
- You may not further distribute the material or use it for any profit-making activity or commercial gain
- You may freely distribute the URL identifying the publication in the public portal

Read more about Creative commons licenses: <https://creativecommons.org/licenses/>

Take down policy

If you believe that this document breaches copyright please contact us providing details, and we will remove access to the work immediately and investigate your claim.

LUND UNIVERSITY

PO Box 117
221 00 Lund
+46 46-222 00 00

REGLERING AV AVLOPPSRENINGSVERK

Studieresa till USA och Canada

24 april-16 maj 1973

GUSTAF OLSSON
Inst.för Reglerteknik
Lunds Tekniska Högskola

LARS ULMGREN
Vattenvårdsbyrån
Statens Naturvårdsverk

TILLHÖR REFERENSBIBLIOTEKET

UTLÅNAS EJ

Rapport 7323 (C) Juni 1973

Inst.för Reglerteknik

Lunds Tekniska Högskola

REGLERINGSTÄMME
LTH

STATENS NATURVÅRDSVERK
Vattenvårdsbyrån
Avdelningsdirektör
Lars Ulmgren

Solna 73-07-18

REGLERING AV AVLOPPSRENINGSVVERK

Studieresa till USA och Canada
24 april - 16 maj 1973

Gustaf Olsson

Inst. för Reglerteknik
Lunds Tekniska Högskola

Lars Ulmgren

Vattenvårdsbyrån
Statens naturvårdsverk

INNEHÅLLSFÖRTECKNING	sid.
1. Resans syfte.	1.1
2. Sammanfattande intryck	2.1
3. Besök vid Systems Control Inc, Palo Alto, Calif.	3.1
3.1 Inledning	3.1
3.2 Reningsverket i Palo Alto	3.2
3.3 Reglerkretsar	3.6
3.4 Datorsystemet	3.7
3.5 Mätvärdesbehandling	3.9
3.6 Reglering av syrehalt	3.11
3.7 Reglering av returslamflödet	3.14
3.8 Suspensionshaltsreglering	3.16
3.9 Slamnivåreglering	3.16
3.10 Feedforward/feedback TOC reglering	3.16
3.11 Slamaktivitetsreglering	3.17
3.12 Utvärdering av regleringen	3.17
3.13 Referenser och särtryck	3.18
4. Besök vid reningsverket i South Lake Tahoe, Calif.	4.1
4.1 Inledning	4.1
4.2 Avloppsvattenrening	4.1
4.3 Slambehandling	4.4
4.4 Mätningar och instrumentering	4.5
4.5 Referenser	4.5
5. Besök på Environtech, Brisbane, Calif.	5.1
5.1 Allmänt om Environtech's verksamhet	5.1
5.2 Fysikalisk-kemisk rening	5.2
5.3 Referenser	5.3
6. Besök på EIMCO, Salt Lake City, Utah	5.3/6.1
6.1 Allmänt	5.3/6.1
6.2 Instrumenterings-och driftsproblem	5.3/6.1
6.3 Besök vid pilotanläggningen i Salt Lake City	6.2
7. Besök vid Metropolitan Sanitary District of Greater Chicago och West-Southwest plant i Chicago.	7.1
7.1 Besök vid huvudkontoret	7.1
7.2 W-S-W plant, allmänna data	7.2
7.3 Vattenbehandling i W-S-W plant	7.2
7.4 Slambehandling vid W-S-W plant	7.3
7.5 Instrumentering	7.4

	0.2
8. Besök vid EPA, Cincinnati	8.1
8.1 Inledning	8.1
8.2 Statiska och dynamiska modeller	8.2
8.3 Biologiska system	8.3
8.4 Fysikalisk-kemisk rening	8.5
8.5 EPA's informationsdetalj och bibliotek	8.6
8.6 Slambehandling	8.7
8.7 EPA's analyslaboratorium	8.7
8.8 Referenser	8.7
9. Besök vid Joint EPA DC Pilot Plant, Blue Plains, Washington DC	9.1
9.1 Inledning	9.1
9.2 Allmän beskrivning av pilotanläggningen för fysikalisk-kemisk behandling	9.1
9.3 Vattenbehandlingen i fysikaliskt-kemiska anläggningen	9.2
9.4 Allmänna slutsatser om fysikaliskt-kemiska reningen	9.5
9.5 Aktivslamanläggning med rent syre	9.6
9.6 Experiment med mikrosilar	9.6
9.7 Projektplaner för ett utbyggt reningsverk i Washington DC.	9.6
9.8 Nya reningsverkets flödesschema	9.7
9.9 Instrumentering och reglering	9.8
9.10 Referenser	9.10
10. Besök vid Canada-Center for Inland Waters, Burlington, Ontario, Canada	10.1
10.1 Pilotanläggningen	10.1
10.2 Diskussioner	10.2
10.3 Referenser	10.2
11. Besök på Ontario Ministry of Environment, Toronto, Canada.	11.1
11.1 Allmänt	11.1
11.2 Kemisk rening	11.1
11.3 Referenser	11.4

1. Resans syfte

STU har i samarbete med Axel Johnson Institutet för Industriforskning under våren 1973 initierat en förstudie, som skall syfta till att kartlägga dagens situation när det gäller instrumentering och reglering av avloppsvattenreningsverk. En projektgrupp bestående av

Tekn.Dr. Karl Eklund, Axel Johnson Institutet för

Industriforskning

Avd.dir. Lars Ulmgren, Naturvårdsverket

Univ. lektor Anders Hilmer, Inst för Vattenbyggnad, LTH

Docent Kjell-Ivar Dahlqvist, Käppalaverket

Univ.lektor Gustaf Olsson Ins. för Reglerteknik, LTH,

har varit ansvariga för förstudien.

Reglering och styrning av reningsverk sker idag i Sverige med allmänhet enkla metoder. På grund av processernas stora komplexitet är det stora svårigheter att uppnå en hög reningseffekt till rimligt pris. För att styra ett reningsverk bättre krävs därför större kännedom om processdynamiken samt, inte minst, bättre instrumentering.

Som en central del i förstudien har ingått en studieresa till USA, där de mest avancerade studierna inom dessa områden bedrivs. Environmental Protection Agency (EPA) har bl.a. givit stora anslag till pilotanläggningar, demonstrationsprojekt med datorstyrning samt studier kring delprocessernas dynamik. Dessutom finns det många instrumentföretag som bedriver forskning på avancerade on-line instrument. Tyngdpunkten i resan har varit förlagd till Systems Control Inc., Palo Alto, Environmental Protection Agency i Cincinnati samt EPA:s pilotanläggning i Washington DC. Flera avancerade reningsverk har dessutom besökts, och diskussionerna har därvid främst rört sig kring instrumentering, dynamiska modeller och reglering. Åtskillig annan information har kommit fram vid sidan om dessa ämnen. Tidigare har kontakterna med den kanadensiska forsknings- och utvecklingsdelen varit ganska dålig, men detta besök har givit goda kontakter.

2. SAMMANFATTANDE INTRYCK

2.1. Kvalitet på inkommande råvatten

Möjligheten att i förväg mäta kvalitén på inkommande råvatten för att kunna anpassa driften av reningsverket för inverkan av inkommande gifter eller exceptionellt höga BS-halter har diskuterats på ett antal platser. En del anser det vore rimligt att installera s.k. "hold basins" för att dels kunna utjämna flödet och dels kunna avleda gifter i olämpliga koncentrationer. På andra ställen (t.ex. i Chicago och Washington), var man av helt annan uppfattning. Detta troligen främst beroende på att flödena där är så stora att s.k. uppsamlingsbassänger (utjämnings-) skulle bli orealistiskt stora och dyra. Dessutom räknade man kallt med att tillfälliga giftutsläpp eller höga BS-halter späds ut p.g.a. det stora flödena.

I Palo Alto hade man en speciell lösning. Det industriella avloppsvattnet förbehandlas separat i ett reaktionskärl innan det slutligen fördes till reningsverkets försedimenteringsdel.

2.2. Primärvattenbehandling

På två pilotanläggningar har vi sett mikrosilar med mycket goda självreningsegenskaper, nämligen i Washington och i Cincinnati. Mikrosilar ser ut att vinna insteg i förbehandlingen och i en del fall kanske t.o.m ersätta försedimenteringsbassängerna. De är dock fortfarande mycket dyra.

2.3 Design av aktivslamanläggningar

I de flesta fall i USA har man den uppfattningen att biologisk rening kommer att dominera reningstekniken ännu ett bra tag. Enbart i undantagsfall tror man att fysikalisk-kemisk rening kommer att ersätta den biologiska reningen under åtminstone de närmaste 5-10 åren. Både i USA och Kanada satsar man idag definitivt mest på biologisk rening. De aktivslamanläggningar vi såg hade en konventionell design. En försöksanläggning, aktiv slam, med rent syre förekommer bl.a. i Blue Plains, Washington DC och några ytterligare planeras inom den närmaste framtiden. Inga längre driftserfarenheter finns.

2.4. Drift av aktivslamanläggningar

Vanligen styrs aktivslamanläggningarna konventionellt om styrning överhuvud taget förekommer. Så t.ex. i Chicago styr man returslamflödet baserat på flödet av inkommande råvatten. T.o.m. på de stora anläggningarna är driften mest manuell, som medför att man har betydligt mer personal anställd vid reningsverket jämfört med vad som är fallet i Sverige. Mycket lite av operatörsledning från t.ex. datorer förekommer. Det finns dock på försöksanläggningarna i Palo Alto och Washington där man experimenterar med mer avancerad styrning. De vanligaste kretsarna är de för styrning av överskottssyret (DO) samt returslamflödet.

2.5 Dynamiska modeller för biologiska processer.

Mycket litet arbete har utförts på dynamiska modeller för reningsverk. Bland de vi träffade, som arbetar på denna typ av problem bör nämnas Dr Robert Smith, EPA, Cincinnati; Dr Chuck Wells, Systems control, Palo Alto; Prof J.F. Andrews, Clemson Univ. samt Prof. W.W. Eckenfelder, Vanderbilt University.

I Palo Alto har man gjort en del praktiska försök när det gäller dynamiken för aktivslama läggningar. Man har därvid identifierat fram dynamiska modeller. Man har då kunnat konstatera att det råder en dålig överensstämmelse mellan teoretiska biologiska modeller samt resultaten från identifieringsförsöken. Modellerna måste anpassas till varje reningsverk och innehåller dessutom tidsvariabla parametrar.

Vid EPA i Cincinnati arbetar Smith på både statiska och dynamiska modeller för biologiska processer. De dynamiska modellerna har inte verifierats genom praktiska försök.

I Kanada finns ingen som helst aktivitet på området dynamiska modellsystem för reningsverk.

Erfarenheter på detta område kommer att utbytas på ett speciellt symposium i London 17-21 september 1973, kallat Instrumentation, Control and Automation for Waste Water Treatment Systems.

2.6. Fosforreduktion

Fosforreduktion med hjälp av kemikalier förekommer hittills sparsamt både i USA och Kanada. Hittills förekommer detta enbart i form av försök i pilot- eller fullskaleanläggningar. I Kanada har man t.ex. gjort ett antal försöksserier med kemisk fällning för att bestämma lämpliga doser och lämpliga kemikalier.

Vid EPA i Cincinnati arbetar en forskningsgrupp speciellt med fysikalisk-kemisk rening och vid pilotanläggningen Blue Plains, Washington DC pågår experiment. Erfarenheterna hittills pekar på att de resultat man nått har god överensstämmelse med svenska resultat på området. Både i USA och Kanada är dock inte målsättningen lika hög som i Sverige vad beträffar restfosforhalten (ca 1 mg/l mätt i totalfosfor jämfört med 0,5 mg/l).

2.7 Fysikalisk-kemisk rening

På grund av att man känner de biologiska processerna så dåligt samt att mätproblemen nästan är oöverstigliga har man på allvar börjat diskutera möjligheten att rena avloppsvatten med enbart fysikalisk-kemiska metoder. Således finns försöksanläggningar för sådan behandling bl.a. i Washington DC, Salt Lake City samt Cincinnati. En annan fördel med fysikalisk-kemisk rening är att känsligheten för inkommande gifter eller extremt höga BS-belastningar är betydligt mindre än i en biologisk anläggning.

De hittills vunna resultaten är lovande. Således kan man på många håll räkna med lika god kvalitet på utgående vatten som vad man i Sverige åstadkommer med kombinationen biologisk-kemisk rening. Driftkostnaderna kommer dock vara höga för rent fysikalisk-kemisk behandling, då omhändertagandet av slammet och regenereringen av kemikalier är dyra processer. Hittills har man inte kunnat presentera några exakta siffror över vad reningen kostar totalt per m³. Därför går det inte att ekonomisk jämföra med konventionell biologisk-kemisk rening för lika slutproduktkvalité.

2.8

Aktivkolbehandling

Två helt olika typer av behandling av vatten med aktivt kol har studerats. Den första typen finns i South Lake Tahoe och i Blue Plains, Washington D.C. Metoden innebär att avloppsvattnet slutpoleras i ett aktivkolfilter, där kolet förekommer i granulform. Man måste reaktivera kolet, och förlusterna ligger på storleksordningen 5-10 %. Den andra typen av aktivt kol förekommer i Salt Lake City, där kol i pulverform används. Kolet blandas i pulverform med inkommande vatten och avskiljs genom sedimentering. Regeneringssförlusterna var där mycket stora, ca 40 %, varför ekonomin i denna process var mycket tveksam. Priset på pulverformigt kol är dock bara ca 1/3 jämfört med det granulerade.

2.9

KvävereduktionBiologisk kvävereduktion

Biologisk kvävereduktion d.v.s. nitrifikation och denitrifikation har studerats på två ställen, i Blue Plains samt i Burlington, Ontario. I det senare fallet var man framför allt intresserad av att studera hur nitrifikationen fungerade vid stora temperaturvariationer. Man har där gjort vissa förberedande studier i mindre skala. Ingen fullskaleanläggning är ännu planerad i Kanada. En del fullskaleanläggningar är under byggnad i USA.

Det finns ännu inga reningsverk byggda för kvävereduktion medelst filter. Dr Bunch vid EPA berättade dock att man har en del planer att försöka denitrifikation med hjälp av filter för att på detta sätt snabba upp processen.

Kväveavdrivning i form av ammoniak (air stripping).

Air stripping har studerats i South Lake Tahoe, där man har haft uppenbara problem vid låga temperaturer. På de flesta håll i USA är man ganska kallsinnig till att använda air-stripping för kvävereduktion. Detta framförallt beroende på den dåliga verkningsgraden vid låga temperaturer samt på kalkavlagringar i tornet för air-stripping.

Brytpunktsklorering

I Blue plains, Washington DC har man studerat brytpunktsklorering för att reducera kvävehalten. Tillsatsen av klor är hög i jämförelse med vanlig klorering (9 delar klor på 1 del kväve), och ekonomin i denna metod är fortfarande tveksam. I Blue Plains var man dock intresserad av att försöka vidare med metoden. Förutom problemen med att stora mängder klor går åt i processen måste man lösa en del andra besvärligheter bl.a. styrning av klordoseringen.

2.10

Slambehandling

Beträffande mekanisk avvattning (bl.a. centrifugering) av slam har vi från Sverige mycket lite att lära från USA och Canada. Denna del av avloppsbehandlingen har heller inte ingått centralt i studien. Anmärkas bör dock att man i de flesta fall inte alls använder polymerer. I USA förbränner man slammet i hög utsträckning. Vi kunde därvid konstatera, att man kommit långt när det gäller förbränningsugnar bl.a. EIMCO. Likaså har man därvid drivit automatiseringen långt. Detta gäller även för regenereringen av kol och kalk. Undantas bör dock regenereringen av pulverformigt kol (se Salt Lake City).

2.11

Instrumentering on-line

På två av de anläggningar som vi studerat har förekommit datorer för datainsamling, i Palo Alto och i Blue plains, Washington DC där IBM System 7 är installerade. Ambitionsnivån har varit att synkronisera mätsignalerna, men i några fall har reglerloopar inprogrammerats, så t.ex. hittills DO-regleringen i Palo Alto och dosering av kemikalier i Washington. Mätning av syrehalt (DO), susp-halt (MLSS) samt slamnivån verkar vara väl etablerad teknik. Dosering av kemikalier har gjorts med framgång bl.a. i Blue Plains..

Beträffande flödesmätning har man varierande erfarenheter. I allmänhet verkar noggrannheten ligga mellan 1 och 5 %. Magnetiska flödesmätare är vanligast på de ställen vi varit och ekolodsmätare kommer närmast. Detta betyder att beröringsfria mätare dominerar. Man har haft stora problem med t.ex. elektroder som ständigt måste rengöras, så dessa används ytterst lite.

Med vissa pH mätare har man haft stora problem, medan man har haft bättre erfarenheter av andra t.ex. i Blue Plains.

COD-mätare förekommer relativt sparsamt. Det finns en prototyp av slamaktivitetsmätare (respirometers) i bl.a. Palo Alto. TOC liksom TOD-mätare har förekommit i enstaka fall. Autoanalyser förekommer betydligt oftare i USA än i Sverige både på vanliga reningsverk och vid försöksanläggningar. Man har också använt autoanalyserna för t.ex. bestämning av fosforhalten för att bestämma kemikaliedos. Bestämningen har då skett efter primärsedimenteringen.

De instrument som man räknar med skall vara användbara för reglering är on-line mätning av bl.a. syrehalt (DO), susp-halt (MLSS), slamnivå, flöden, pH, fosfor (fosfat), organisk substans i form av COD och TOC samt slutligen slamaktivitetsmätare.

2.12. Off-line analys

Man kan allmänt sett konstatera att laboratorierna är mycket väl försedda med analysinstrument. Avancerade instrument såsom COD, TOC, TOD eller slamaktivitetsmätare förekommer ganska ofta. EPA, Analytical Laboratory i Cincinnati var därvid en imponerande upplevelse, men även vanliga driftslaboratorier hade betydligt mer instrument än vad som förekommer på normala reningsverk i Sverige.

2.13 Litteratur

EPA i Cincinnati har ett mycket omfattande referensbibliotek dit de 10 regionala enheterna har tillgång, antingen via terminaler eller på konventionellt sätt. Det läggs stora pengar på litteratursökning. Tillgången till referensrapporter är imponerande. Det bör nämnas att man mycket generöst erbjuder litteraturservice även för oss i Sverige. Kostnaden är därvid ringa.

3.2 Reningsverket i Palo Alto

Reningsverket kan beskrivas med sex olika delar:

- förbehandling
- försedimentering
- luftningsbassänger
- eftersedimentering
- klorinering
- slamförbränning

Ett schematiskt flödesschema för verket visas i figur 3.1. Huvudsakliga data kring verket är sammanställda i tabell 3.1. Verket var färdigbyggt i april 72 och ett datorsystem installerades i juni 72.

Inkommande vatten pumpas in av fyra parallella pumpar med variabel hastighet, vardera på 200 hk. Normalflödet till verket är 27 MGD (= $1.2 \text{ m}^3/\text{s}$). Mer än 90 % av inflödet består av hushållsvatten. Nivån på pH ligger tämligen konstant omkring 7.

Man behandlar industriellt avloppsvatten i separata reaktorer. Volymen av industriellt avlopp är ganska begränsad och det mesta kommer från de många elektronikindustrier som finnes i närheten. Vattnet fraktas i tankbilar till verket, Efter förbehandlingen dumpas sedan industrivattnet till primärsedimenteringen.

Primärslammet från sedimenteringen håller 6 - 8 % fastsubstans. Detta primärslam blandas med sekundärslam som håller ca 3 % innan slammet går till förtjockare.

Det biologiska steget är helt konventionellt. Sålunda kan aktivt slam recirkuleras till de fyra luftningsbassängerna, som är kvadratiska till formen.

Förtjockat slam pumpas till centrifugerna medan centratet återföres till primärbehandlingen och slamkakorna skruvas till ugnarna.

I Palo Alto kan anläggningen köras på två sätt när det gäller tillförseln av slam till förtjockarna. Aktivslam från returflödet kan pumpas till förtjockarna (streckade linjen i fig 3.2). Alternativt kan blandningsvätskan tagas direkt från luftningsbassängerna. Detta har ofta en fördel eftersom blandningsvätskan har en bättre likformig koncentration än aktiva slammet. Den senare operationen användes därför mest i Palo Alto.

flow diagram

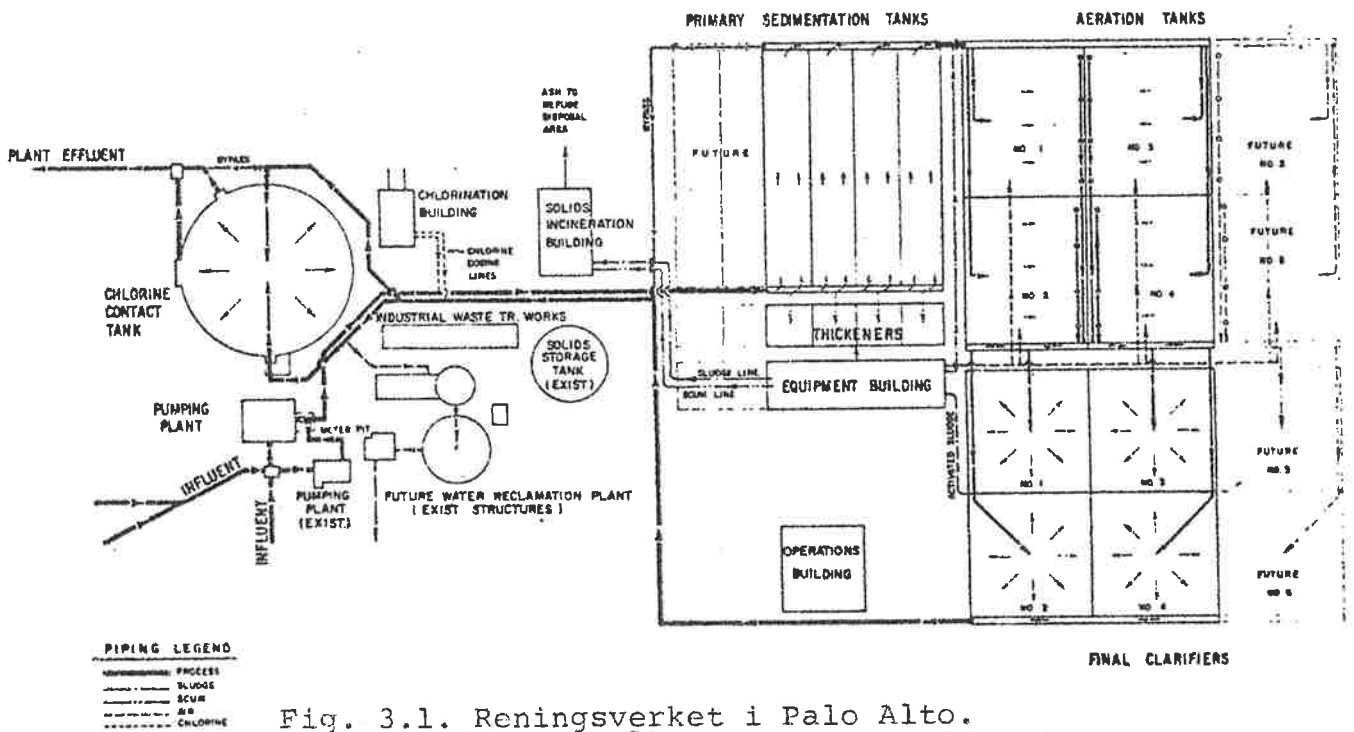


Fig. 3.1. Reningsverket i Palo Alto.

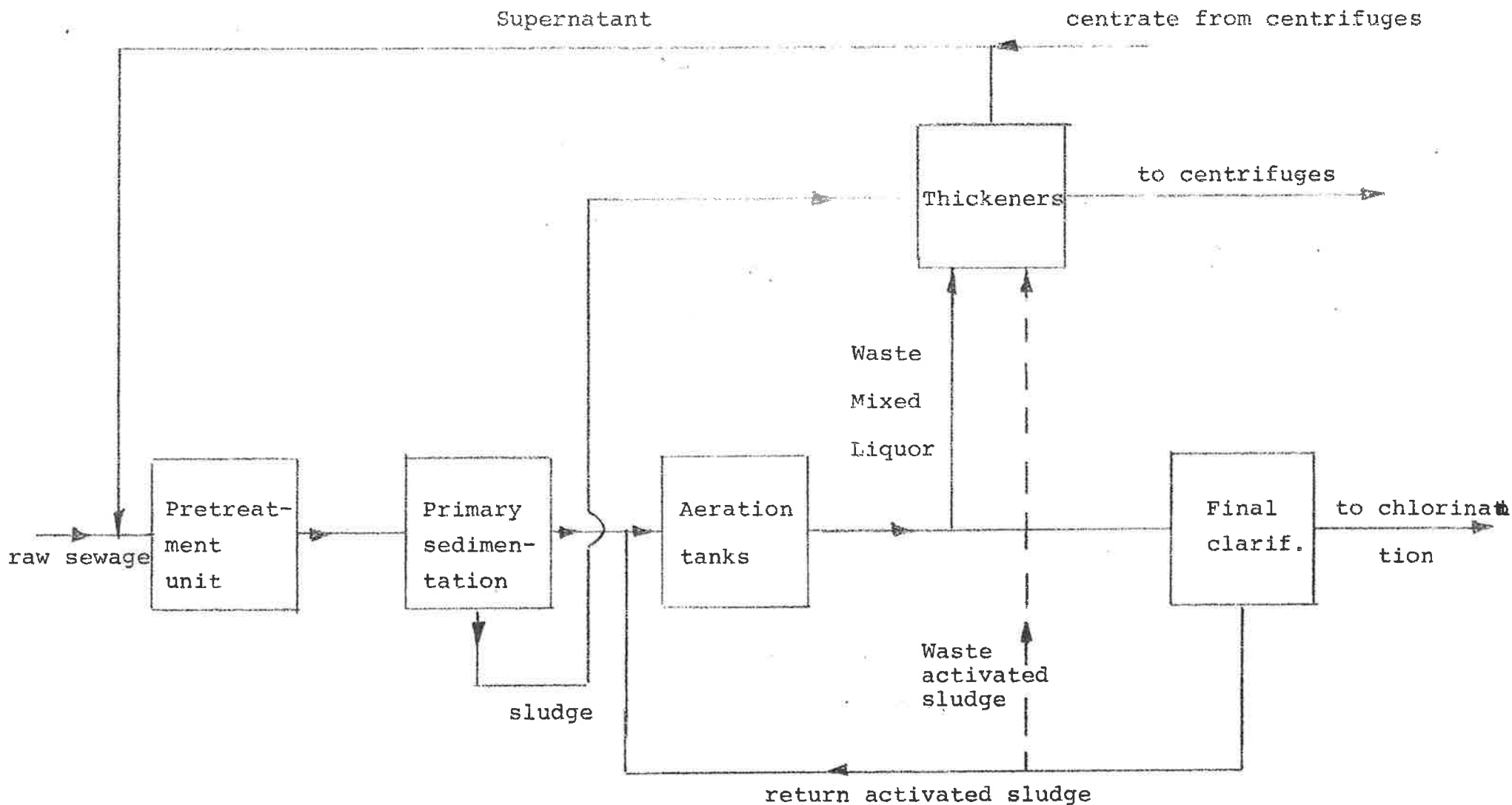


Fig. 3.2. Flödesschema för reningsverket i Palo Alto

Tabell 3.1 Några data kring reningsverket i Palo Alto

<u>Premisser</u>	
Medelflöde	1,2 m ³ /s
Inkommande susphalt	210 mg/l; totalt 27 ton/dag
-"- BS ₅	228 mg/l; -"- 30 ton/dag
Utgående Susphalt	20 mg/l
-"- BS ₅	20 mg/l
<u>Primärsedimentering</u>	
Antal bassänger	4
Längd x Bredd x Djup	66x12x3,3 m
SS-reduktion	ca 60 %
BS- -"-	ca 30 %
Uppehållstid	2 h
Ytbelastning	1,7 m/h
<u>Luftningsbassänger</u>	
Antal	4
Längd x Bredd x Djup	43x35x4,5 m
Belastning	2,2 kgBS ₅ /1000 m ³
-"-	0,3 kgBS ₅ /kgSS
Temperatur	25°C
Slamhalt	2400 mg/l
Antagen syrehalt	1,5 mg/l
Kg syre/kg BS ₅	0,9
Blåsmaskinernas effekt	1200 hk
Antal luftare	12
Antal blåsmaskiner	6
Uppehållstid	5,2
<u>Eftersedimentering</u>	
Antal bassänger	4
Längd x Bredd x Djup	35x35x3,3
Uppehållstid	3h
Ytbelastning	1,1 m/h
<u>Klorering</u>	
Kapacitet klor/dag	5,4 ton
Uppehållstid	1,1 h

I reningsverket opererar man med en av luftningsbassängerna (totalt 4 st) som lagring för aktiva slammet som därvid kan förluftas. Därvid får man en god buffert för aktivt slam, som kan användas vid varierande belastningssituationer.

Det sekundära slammet innehåller en torrhalt på ca 3 % och blandas med primärslammet innan det går till centrifugering och förtjockare. Tätheten på slammet mätes med en gammanätare, som emellertid fungerar ganska dåligt. Dessutom mätes flödet med magnetisk flödesmätare.

Efter centrifugering (4 st centrifuger) föres slamkakorna till ugnar där de förbrännes. Rökgaserna renas i en skrubberanläggning och gaser kan sedan föras direkt ut i atmosfären.

3.3 Reglerkretsar

De ursprungliga planerna bestod i följande sju reglerkretsar.

- (1) Reglering av syreöverskott (Dissolved oxygen control)

Koncentrationen av syrehalten (DO) i luftningsbassängerna styres genom att variera varvtalet på blåsmaskinerna.

- (2) Reglering av returslamflöde (DO/RAS ratio control system)

Returslamflödet (RAS = return activated sludge) kvotas till luftflödet i DO-regleringen.

- (3) Slamnivåreglering

Slamnivån i sedimenteringen i biologiska steget regleras genom slamuttaget.

- (4) Suspensionshaltsreglering (MLSS control)

MLSS (= mixed liquor suspended solids) styres genom att variera returslamflödet (RAS)

- (5) Feedforward TOC

En kontinuerlig TOC-analysator skall placeras i inflödet. Denna information skall sedan användas för att justera börvärden i DO- och MLSS-reglering.

- (6) Feedforward/feedback TOC

Den kontinuerliga TOC-analysatorn användes för både primär och utgående vatten. Feedback systemet användes i en långsammare tidsskala för att justera TOC i utgående vatten.

(7) Slamaktivitetsreglering (Respiration rate control)

En on-line slamaktivitetsmätare (respirometer) skall användas vid styrning av syreupptagningsförmågan av biomassan.

Man kommer av olika skäl inte att hinna installera alla dessa sju kretsar i den första etappen som avslutas dec. 73 utan räknar endast att ha genomfört nummer 1, 2 och 4.

I en kommande etapp beräknar man dock, om instrumenten håller vad de lovar, att genomföra de andra regleringarna.

Nedan följer en beskrivning på de tre viktigaste reglerkretsarna.

3.4 Datorsystemet

Datorn är en IBM-maskin System 7 med 16 k kärnminne. Den har ett skivminne på drygt 2,5 Mord, kortläsare, 9-spårs magnettape, operatorskonsol, teletype samt en teleförbindelse med en större IBM 370 anläggning inne i San Francisco.

Kärnminnet på 16 k är disponerat enligt följande. Ca 5,5 k ord upptas av MSP program (IBM program). Av dessa utgör 500 ord en speciell monitor som har skrivits för denna anläggning. I monitorn finnes bl.a. 128 ord COMMON area som lagrar de senast mätvärdena i ett slags buffert innan de skrives ut på skivminnet. Ytterligare 5,5 k ord är disponerade för AML (Application Module Library) där subrutiner ingår för mätvärdes-insamling, gränsvärdescheck, omvandling till ingenjörsheter samt lagring i lämpliga format som är läsbara för Fortran.

Foregroundprogrammet upptar endast 1 k ord, vilket har varit ett hinder i många fall när många olika reglerrutiner skulle provas in. Detta har bl.a. varit en väsentlig orsak till att Fortran inte kunnat användas. Backgroundprogrammet upptar ca 4 k ord med rutiner för ca 40 olika funktioner, därav rapportering.

Sampling av mätvärden

Var 6:te sekund scannas 32 analoga insignaler. Dessa avläses och och filtreras digitalt med exponentiell utjämning. Normala samplingstiden för regulatorerna är 1 eller 2 minuter.

In- och utsignaler

Antal analoga insignaler är 32. Vidare finnes 20 digitala inputs som är alarmsignaler medan 60 digitala inputs är statussignaler. En analog input finnes för närvarande och det finns plats för ytterligare en till.

Antalet digital outputs är 32.

Datorn är förbunden med operatörskonsolen och hämtar sina signaler direkt därifrån. Den har inga processsignaler direkt från processen utom genom denna operatörskonsol.

Styrningen av syreöverskott sker ännu så länge genom "operators guidance", varvid datorn ger operatören ett värde på inställningen av blåsmaskinerna.

Tiden för CPU utgör inga som helst problem eftersom processen är relativt långsam och relativt enkla algoritmer är implementerade.

Avbrott

Eftersom processen är mycket långsam fungerar avbrottsmekanismerna mycket primitivt. En regleralgoritm får gå färdigt innan ett avbrott kan bli aktivt.

Loggning av data

Datorn har ett omfattande loggningssystem och program finnes idag som automatiskt överför loggade data till skivminnet. En gång per dygn överföres sedan dessa data till en större IBM-maskin modell 370 inne i San Francisco.

Regleralgoritmer

Det faktum att bara 1 k kärnminne finnes tillgängligt för reglerkretsar gör att Fortran inte kan användas, något som är en källa till ganska stor irritation. Man är tvingad att skriva sina regleralgoritmer i assemblyspråk, vilket gör att man måste begränsa sig mycket hårt till att testa endast ett fåtal algoritmer. Detta är ett väsentligt hinder för en sådan här demonstrationsanläggning.

Ett Fortranprogram skulle i denna maskin kräva minst 3,5 k kärnminne med skivminne.

Ett exempel på en besvärlig algoritm är DO-regulatorn som nu tar 1200 ord och måste länkas i assemblykod. Filtreringen och regleringen är därvid skilda åt.

Registrerade variabler

Datorn registrerar följande variabler on-line:

total flöde in, pH, DO, luftflöde i alla fyra blåsmaskinerna, slamflöde, slamtäthet, returslamflöde samt utgående sekundärt slamflöde.

Vidare registreras susphalt. Senare kommer att registreras TOC (primärt och sekundärt), slamnivå, samt slamaktivitet.

Från laboratoriet får man följande mätvärden en eller flera gånger per dag: Temperatur (primär, sekundärflöde, luftningsbassäng)

BS₅ (primär och sekundär)

COD " "

Suspensionshalt (primär, sekundär, luftningsbassäng och returslamflöde)

pH (primär, sekundär samt luftningsbassäng)

Ammoniak, nitrat och nitrit (Primär, sekundär samt luftningsbassäng)

Fosfor (primär och sekundär)

Slamindex (luftningsbassängen)

3.5 Mätvärdesbehandling

Alla mätvärden filtreras digitalt på grund av de höga brusnivåerna. Var 6:te sekund kommer ett mätvärde in till datorn, och detta filtreras genom exponentiell utjämning. Regulatorernas samplings-tid ligger på 1 eller 2 minuter och de mätvärden som då ligger till grund för gegleringen har filtrerats ytterligare en gång utifrån de filtrerade 6-sekunderssignalerna. Det senare filtret som man använder är ett polynomfilter.

Polynomfilter

Syftet med polynomfiltret är att räkna fram inte vara mätvärdet självt utan också dess första och andra derivata. Detta tillgår så att man med minsta-kvadratmetoden anpassar ett polynom till mätvärden med 1 minuts mellanrum. Därvid kan polynomets 3 okända parametrar bestämmas.

Man har testat dels vanlig minsta-kvadratmetod, dels viktad minsta kvadrat. Där har viktsmatrisen varit en diagonalmatris med elementen av formen $e^{-\Delta t/T}$ d.v.s. minskad vikt för gamla mätvärden.

Det har dock visat sig genomgående att viktsmatrisen lika med en enhetsmatris har givit de bästa resultaten.

Viktningen har givit filtret för kort minne och alltför känsliga derivatatermer i regleringen.

Det förekommer ganska ofta s.k. "outliers" i mätningarna vilka visar sig då någon propp eller någon speciellt stor BS-koncentration uppträder i flödet till luftningsbassängen.

En sådan kraftig störning kan typiskt vara mellan 20 och 30 sekunder. Vid manuell styrning gör man ingreppen mera sällan och därför låter man en sådan propp passera utan någon särskild styråtgärd.

Vid automatisk reglering kan outliers däremot orsaka problem. Polynomfiltret kan anpassa en kurva till senaste mätvärdena som tar alltför stor hänsyn till denna propp. Detta innebär att regleralgoritmen får alltför kraftiga variationer, särskilt derivatatermen.

Man vill nu göra ett bättre filter med längre minne. Alternativet vore t.ex. att taga 40 värden under 4 minuter, d.v.s. alla värden var 6 sekund. Tidsmässigt går det bra för maskinen. Minnesmässigt är det dock värre. Huvudproblemet är att man inte kunnat prova så mycket filter och regulatorer som man velat genom att inte Fortran går att köra.

Kalmanfiltrering

Chuck Wells har provat Kalmanfiltrering i stället för exponentiell utjämning eller fyrpunktsfilter. Kalmanfiltreringen fungerade mycket dåligt. Modellen var ursprungligen en olinjär första ordningens modell av formen

$$\frac{dx}{dt} = a(u) \cdot x + b \cdot u$$

som hade anpassats till mätdata. Det visade sig sedan att parametrarna i modellen är tidsvariabla. Parameterna är en linjär funktion av signalen u . B är direkt proportionell mot mättningshalten av löst syre. Denna mättningshalt varierar även på grund av kvalitetsvariationer på inkommande vatten.

Parametrarna i a och b måste således också uppskattas on-line om bra resultat skall erhållas. Förstärkningsmatrisen var i detta fallet konstant, erhållet genom strukturidentifiering.

Wells skall prova ett lite mer avancerat Kalmanfilter senare, Dessutom skall han undersöka ett polynomfilter med mer än 4 punkter, t.ex. 8 punkter. Vi diskuterade möjligheten att uppskatta trendförändringar med exponentiell ujämning, men ännu har inte detta provats.

3.6 Reglering av syrehalt (DO control)

Reglerprincip

Mängden löst syre i luftningsbassängen är en betydande parameter i aktivslamanläggningen. Löst syre (DO) i luftningsbassängen förser de biologiska kulturerna med den syremängd som behövs för deras syreupptagning.

Reglerprincipen är åskådliggjord i fig. 3.3.

Mätvärdet av löst syre tages från en DO-mätare i en av luftningsbassängerna, och denna signal representerade samtliga tankar. En felsignal genereras, baserad på skillnaden mellan önskat och verkligt värde på koncentrationen löst syre. Signalen användes för att justera varvtalet på blåsmaskinerna.

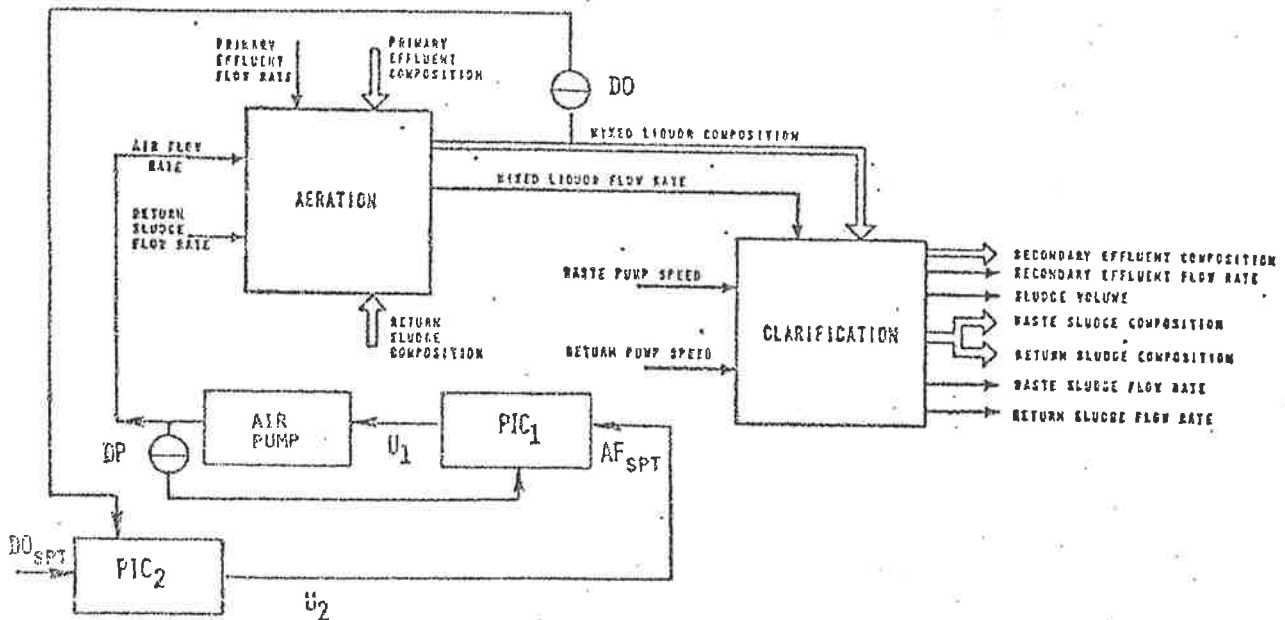
För närvarande sker styrningen i Palo Alto med operatören i själva loopen. Den önskade signalen från regulatorn tryckes ut av datorn och operatörer måste manuellt ställa in denna signal. För att göra om denna krets till en sluten DDC-loop måste en reglerkrets sättas på blåsmakinerna, så att deras luftmängd regleras.

Instrumentering

Koncentrationen löst syre mätes med en DO-analyser Model 3000 tillverkad av Weston-Stack. (Kostnad ca \$ 1800). Instrumentet består av en automatisk samplare, en probe och en kalibreringsenhet. Utsignalen omvandlas till en strömsignal 4-20 mA som är kompatibel med datorn. Instrumentet har ett område 0-15 mg/LDO och säges ha en noggrannhet av 1 %.

Temperaturen på provet mätes samtidigt och en automatisk korrigering av mätvärdet åstadkommes.

Responstiden för instrumentet beror på tjockleken av membranet. För det befintliga instrumentet hade man 99 % av slutvärdet på mätvärdet inom 90 sekunder. Flödet av luft mätes man med en Dahl flödesmätare tillverkad av BIF.



CONTROL SYSTEM DETAIL

Air Flow

$$e_1 = \left(K_1 \sqrt{\frac{DP \cdot P}{T}} - AF_{SPT} \right)$$

$$u_1 = K_1 e_1 + K_2 \int e_1 + K_3 \dot{e}_1$$

Dissolved Oxygen

$$e_2 = (DO - DO_{SPT})$$

$$u_2 = K_1 e_2 + K_2 \int e_2 + K_3 \dot{e}_2$$

NOTE: AF_{SPT} should be in units of lbs. of O_2 /minute.

PIC_1 should be compensated for barometric pressure, relative humidity, and temperature.

INSTRUMENTATION

DO Sensor, Weston-Stack

DO Transmitter, Weston-Stack

DO Remote Indicator, Weston-Stack

AFR Orifice/Venturi

DP Transducer/transmitter (Diff. Pressure)

T Transducer/transmitter (Temp.)

P Transducer/transmitter (Pressure)

SPT (Set Point)

PIC (Proportional Integral Derivative Control)

AFR (Air Flow Rate)

Fig. 3.3. Reglersystemet för syrehalten i Palo Alto.

Regulator

I DO regleringen användes f.n. en PID-regulator, trots att man arbetar på en del olika dynamiska modeller av mer avancerat slag. Modellerna är i allmänhet både olinjära och tidsvariabla, varför det är mycket svårt att anpassa optimala regulatorer eller filter till den verkliga processen. Man har istället först och främst inriktat sig på minimalt känsliga regulatorer med hänsyn till den stora belastningsvariation som uppträder. Man arbetar dock f.n. på att göra mer avancerade regulatorer, t.ex. linjärkvadratiska regulatorer.

I nov 72 installerade man den första PID-regulatorn i verket. Denna arbetade på absoluta mätvärden. Den måste dock ställas om så ofta, att man i feb 73 beslöt att göra en annan sorts regulator, baserad på inkrement i stället. Denna regulator behövde därvid också andra derivator av mätvärdena och dessa kan man nu erhålla genom det tidigare nämnda polynomfiltret. Den nya regulatorn fungerar mycket bättre och behöver sällan ställas om.

Standarddeviationen just nu i DO-regleringen är mindre än 0,1mg/l. Regulatorn är implementerad i ett program i datorn. Operatören skriver in börvärdet på syrehalten via en teletype. Sedan arbetar regulatorn på skillnaden mellan detta börvärde och det uppmätta värdet, varefter regulatorn räknar ut ett önskat varvtal för blåsmaskinerna, vilket skrives ut på skrivmaskinen. Operatören får sedan manuellt ställa in detta varvtal. Regulatorn har en viss död-zon, så att en viss minsta förändring i varvtal behövs innan ett meddelande skrives ut. När förändringen behöver göras lyser också en alarmlampa för operatören.

Denna "operators-guidance", filosofi kommer att tillämpas vid implementeringen av alla regleralgoritmer på grund av svårigheterna att programmera i maskinspråk. Under en kommande etapp kommer man eventuellt att göra programmeringen mer sofistikerad.

Mer om DO-regleringen finns rapporterat i

Wells C.H.: "Dissolved Oxygen Control at Palo Alto"

To be presented at Joint Automatic Control
Conference 1973

Stepner D.: Design of DO Controller for Palo Alto Wastewater
Treatment Plant, Technical note, Systems Control Inc.,
September 1972.

Wells C.H. and Stepner D.E.: Automatic Control of Dissolved Oxygen in the Palo Alto Regional Wastewater Treatment Plant . Presented at the 65th Annual Meeting of the AIChE Nov 26-30, 1972, N.Y, Session 12.

3.7 Reglering av returslamflödet (DO/RAS control)

Reglerprincip

I en väl fungerande aktiv-slamavläggning kommer syreupptagningsförmågan slamativitet att variera med tillgängligheten på föda för mikroorganismersyntesen.

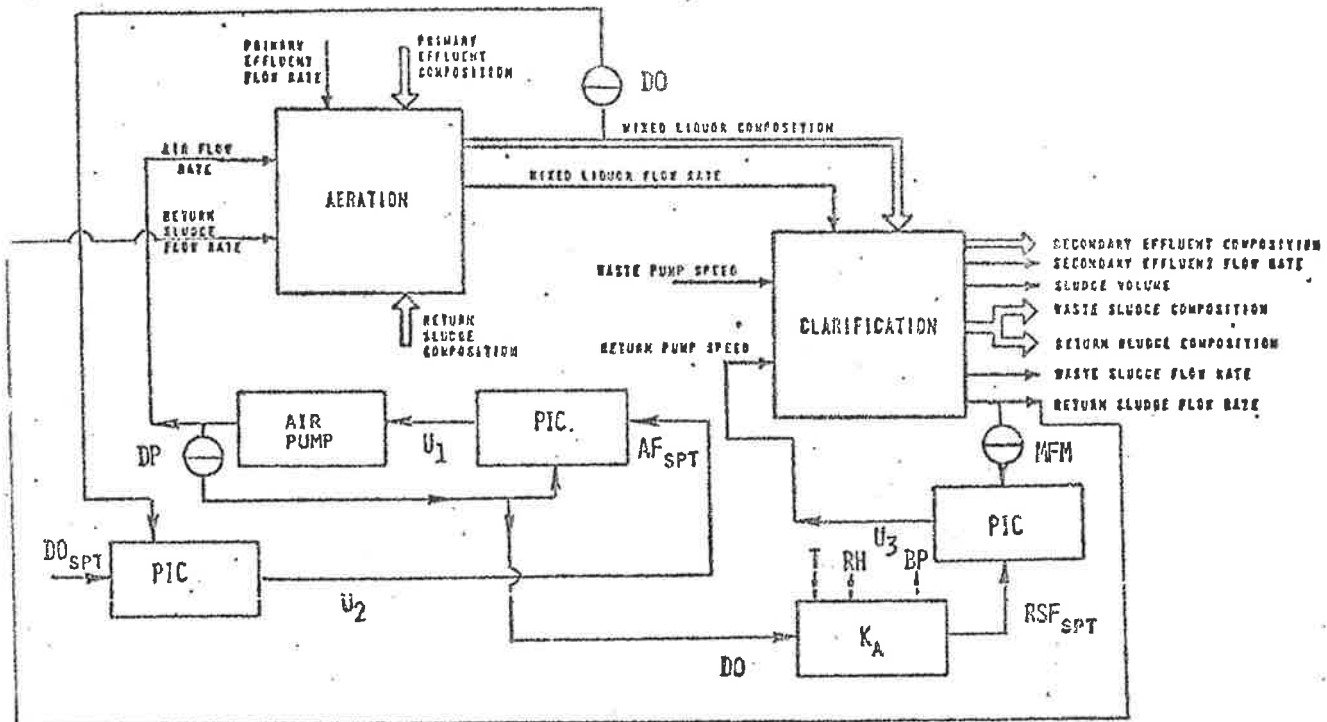
I praktiken försöker man normalt att uppehålla en konstant kvot föda-mikroorganismer baserad på dagliga laboratoriedata. I DO/RAS styrningen gör man ett försök att hålla denna kvot konstant baserad på momentana mätningar genom att härleda tillgången på föda från totala luftflödet från blåsmaskinerna under DO-regleringen.

Den mängd MLSS som behövs för att uppehålla en konstant kvot mellan föda och mikroorganismer är en funktion av tillväxt av celler, dödligheten hos cellerna, volym på bassängerna och den mängd substrat som finnes tillgängligt. Den mängd syre som krävs för syntesen är känd (under DO-regleringen, om denna fungerar bra, matchas syretillförseln exakt av syreupptagningen). Då kan mängden inkommande substrat uppskattas. Följaktligen kan den mängd MLSS uppskattas som krävs för att uppehålla en konstant kvot mellan föda och mikroorganismer. Den mängd returslam som behövs för att uppehålla en viss mängd MLSS kan beräknas baserad på massbalanser runt luftningsbassängen.

Regulator

Ett schema över reglerkretsen visas i fig 3.4. Beräkningen av returslamflödet göres på lufttillförseln under DO-regleringen och flödet av utgående blandvätska från luftningsbassängen.

Operatören får en order utskrivna på skrivmaskin så snart en förändring större än 10 liter/sek skall göras. Normalt ändras då varvtalet på returslampumparna manuellt. Aktuellt returslamflöde mätes sedan och jämföres med börvärdet, beräknat av datorn.



CONTROL SYSTEM DETAIL

$$e_3 = (MFM - RSF_{SPT})$$

$$u_3 = K_1 e_3 + K_2 \int e_3 + K_3 \dot{e}_3$$

K_A = activity calculation

compute $(16O_2/min)$ being blown

compute RSF_{SPT} based on oxygen consumption rate.

INSTRUMENTATION

DO Sensor, Weston-Stack
 DO Transmitter, Weston-Stack
 DO Remote Indicator, Weston-Stack
 AFR Orifice/Venturi
 DP Transducer/transmitter
 T Transducer/transmitter
 p Transducer/transmitter
 MFM for RSF
 Outside Air Temperature, OAT
 Relative Humidity, RH
 Barometric Pressure, EP
 MFM (Magnetic Flow Meter)
 RSF (Return Sludge Flow)
 AFR (Air Flow Rate)

Fig. 3.4. Reglersystemet för returslamflödet i Palo Alto

3.8 Suspensionshaltsreglering (MLSS control)

Vid besöket höll man på att koda regulatorn för IBM-maskinen. Kretsen skall kaskadkopplas med DO-regleringen som en enkel krets, Principerna för denna regulator är desamma som för DO-regleringen. Man justerar returslamflödet så att MLSS koncentrationen förblir konstant vid en önskad nivå. Observera, att denna reglering ej uppehåller en konstant kvot föda-mikroorganismer, vilket var syftet med DO/RAS regleringen. MLSS sensorn är placerad i en av luftningsbassängerna. Mätaren kommer från Keene (modell 8200 SCCS/ och kostade ca 3500 dollar. Priset idag är ca 2500 dollar. Mätvärdesbehandlingen göres också här med ett polynomfilter, men detta har en variabel längd på mellan 4 och 10 punkter. Filtret programmerades också vid tillfället för besöket, så man hade inte hunnit få praktisk erfarenhet hur det fungerade. Man räknar med att MLSS regleringen skall fungera den 1 juni 1972..

3.9 Slamnivåregleringen

Den främsta anledningen till att denna krets inte var igång var instrumentet. Man var lovad en slamnivåmätare från EPA, men denna hade ej kommit. Man tror dock inte att man får några problem med funktionen av mätaren när den väl kommer. Mätaren tillverkas av Keene (pris ca 1200 dollar).

3.10 Feedforward/feedback TOC reglering

Syftet att använda en on-line TOC analysator är att reglera kvoten mellan föda och mängden mikroorganismer till ett optimalt fixt värde.

TOC-mätningarna representerar den totala mängd organiskt kol som finnes i prover av vattnet. Man har antagit att TOC kan relateras linjärt till BS_5 och detta har styrkts genom experiment i Palo Alto. Om denna korrelation användes har man därmed ett mått på mängden organiskt material som kan brytas ned biologiskt. Signalen från TOC mätningen kommer sedan att adderas till signalen från MLSS regleringen för att variera varvtalet på pumparna till returslammet. Också här är instrumenteringen det stora problemet. Istället för en utlovad TOC-mätare från EPA hade en COD-mätare kommit. När TOC-mätaren kommer, räknar man med att feedforward-delen av TOC-regleringen måste automatiseras, ty förändringarna i primärflödet är mycket snabba. Man räknar med att TOC varierar ungefär lika snabbt som inkommande flödet, men är något fasförskjutet till detta. Fasförskjutningen varierar också med tiden.

Feedback-delen av TOC-regleringen är betydligt långsammare, eftersom utgående TOC-värde varierar ganska långsamt. Man räknar med att klara denna del av regleringen baserad på lab-tester av utgående vatten varannan timme.

Reglerprincipen är den, att MLSS ändras proportionellt mot ändringen i TOC i utgående vatten. Förstärkningen i denna P-regulator är mycket liten. Det finnes idag en TOC-mätare på marknaden från Astro Ecology, (pris okänt) men man är tveksam om dess funktions duglighet. Ingen mätare kommer till Palo Alto före september 1973.

3.11 Slamaktivitetsreglering (respiration rate control)

Denna reglering är också skjuten på framtiden beroende på instrumentet. Det lär finnas en prototyp av en respirometer från Bagder-Meter, men vissa uppgifter tydde på att denna prototyp ej var tillverkad ännu. Priset antyddes till ca 10 000 dollar.

3.12 Utvärdering av regleringen

De tre fungerande reglerkretsarna kommer att utvärderas under en s.k. "intensive monitoring period", då ett större antal variabler kommer att loggas 1 gång/timme.

Testningen är ett mycket svårt problem och man vet ännu ej hur man skall angripa detta problem.

Enligt första förslaget skulle man dela upp verket i två parallella flöden och jämföra manuell och automatisk styrning samtidigt.

Detta låter sig ej göras i luftningsbassängerna.

Man kommer därför att köra hela reningsverket först manuellt och sedan automatiskt. Första förslaget var 15 dagar manuellt följt av 15 dagar automatisk reglering.

Framför allt med tanke på de biologiska tidskonstanterna längre än 15 dagar ansåg Dr. Robert Smith från EPA detta vara ett opålitligt test och man har därför diskuterat 30 dagarstester.

Detta skulle betyda 30 dagar manuell, 30 dagar DO-reglering, 30 dagar MLSS-reglering o.s.v. samt avslutning med 30 dagar manuellt.

Provperioden skulle då bli mycket lång, minst 6 månader och man har ingen garanti för att proven skall betyda något reellt, framför allt uppfattas så av beställaren. Man vet t.ex. mycket litet om inflödets säsongsvariationer eftersom verket är ganska nytt.

En typisk frågeställning man skulle vilja ge ett nyanserat svar vore följande: antag att en viss anläggning har t.ex. 60 % effektivitet. Man skulle vilja höja denna till t.ex. 90 %. Vilket skall man göra, installera mer elektronik eller investera i en ny anläggning?

I den intensiva testperioden kommer man att sampla varje timme. Mätvärdena medelvärdesbildas sedan dag för dag. Man har sedan möjlighet att medelvärdesbilda antingen över 15 eller över 30 dagar.

Kriteriet är som sagt tveksamt. Idag användes t.ex. borttagen mängd BS/inkommande mängd BS. Även om endast 3 i stället för tänkta 7 reglerkretsar skulle testas bryter man inte mot något kontrakt, utan man har gjort så gott man kunnat med hänsyn till dagens instrumentering.

Det är inte säkert att IBM maskinen kommer att användas i fortsättningen. Den har ställts till fritt förfogande av IBM fram till den 1/12 73. Priset för IBM systemet är 135 000 dollar. Man har andra anbud för en ny etapp som ligger på mellan 70 och 90 000 dollar med motsvarande prestanda.

3.13 Referenser och särtryck

Förutom de i texten under kap. 3.6 nämnda särtrycken har vi erhållit följande:

Roesler J.F.: Performance Evaluation of Automatic DO control at Renton Sewage Treatment Plant, Seattle Washington. Technical internal report, EPA, Cincinnati, april 1973.

Schinker R.B. and Wells C.H.: "Dynamic Modeling and Control of Suspended Solids in Clarifiers", Systems Control Inc., Palo Alto

Roesler J.F. : "Factors to consider in the Selection of a Control Strategy" Technical note, Environmental Protection Agency, Cincinnati, USA, May 1972

4. BESÖK VID RENINGSVERKET I SOUTH LAKE TAHOE, 730504

South Tahoe Public Utility District,
P.O. Box AU, South Lake Tahoe, Calif. 95705

Under besöket träffade vi:

Dr. Russell L. Culp, General Manager

Mr. Al Kruse

4.1 Inledning

Lake Tahoe anses av många vara en av världens vackraste och renaste sjöar - den rankas som en av världens största. Området kring sjön har blivit ett mycket omtyckt rekreativområde och faran har varit mycket stor att området skulle överexploateras och att sjön snabbt skulle förstöras.

För att rädda sjön undan förstörelse startades 1961 ett program som syftade till en mycket avancerad rening av avloppsvattnet för regionen. År 1965 stod reningsverket klart med en kapacitet av $0,11 \text{ m}^3/\text{sek}$, d.v.s. $9\ 000 \text{ m}^3/\text{dag}$, som senare blivit utbyggt till $0,33 \text{ m}^3/\text{sek}$ resp $28\ 000 \text{ m}^3/\text{dag}$.

Det utgående vattnet möter höga krav på rening och skulle utan att vålla någon skada kunna släppas ut i Lake Tahoe. Emellertid har man genom lagstiftningen måst bygga en lång pipe-line över de omgivande bergen där man byggt upp en konstgjord sjö. Vattnet pumpas upp ca 370 m och transporteras ca 43 km till reservoaren Indian Creek som även den blivit ett rekreativområde.

I typisk amerikansk show-stil rinner en del av det utgående vattnet från reningsverket genom en jättestor champagneflaska.

4.2 Avloppsvattenrening

Reningsverket omfattar ett stort antal reningssteg, nämligen förbehandling, försedimentering, luftningsbassäng, sedimentering, kalkinblandningsenhet, eftersedimentering, kväveavdrivning via ammoniak (air-stripping), rekarbonatisering, sandfiltrering, adsorption med aktivt kol och klorering. Slambehandlingen diskuteras separat i avsnitt 4.3. Flödet genom verket åskådliggöres med figur 4.1.

Inkommande flöde är normalt ca 135 liter/sek och mätes med en parshallränna. Flödet går via förbehandling till primärsedimenteringen, som har en uppehållstid på ca 2 timmar.

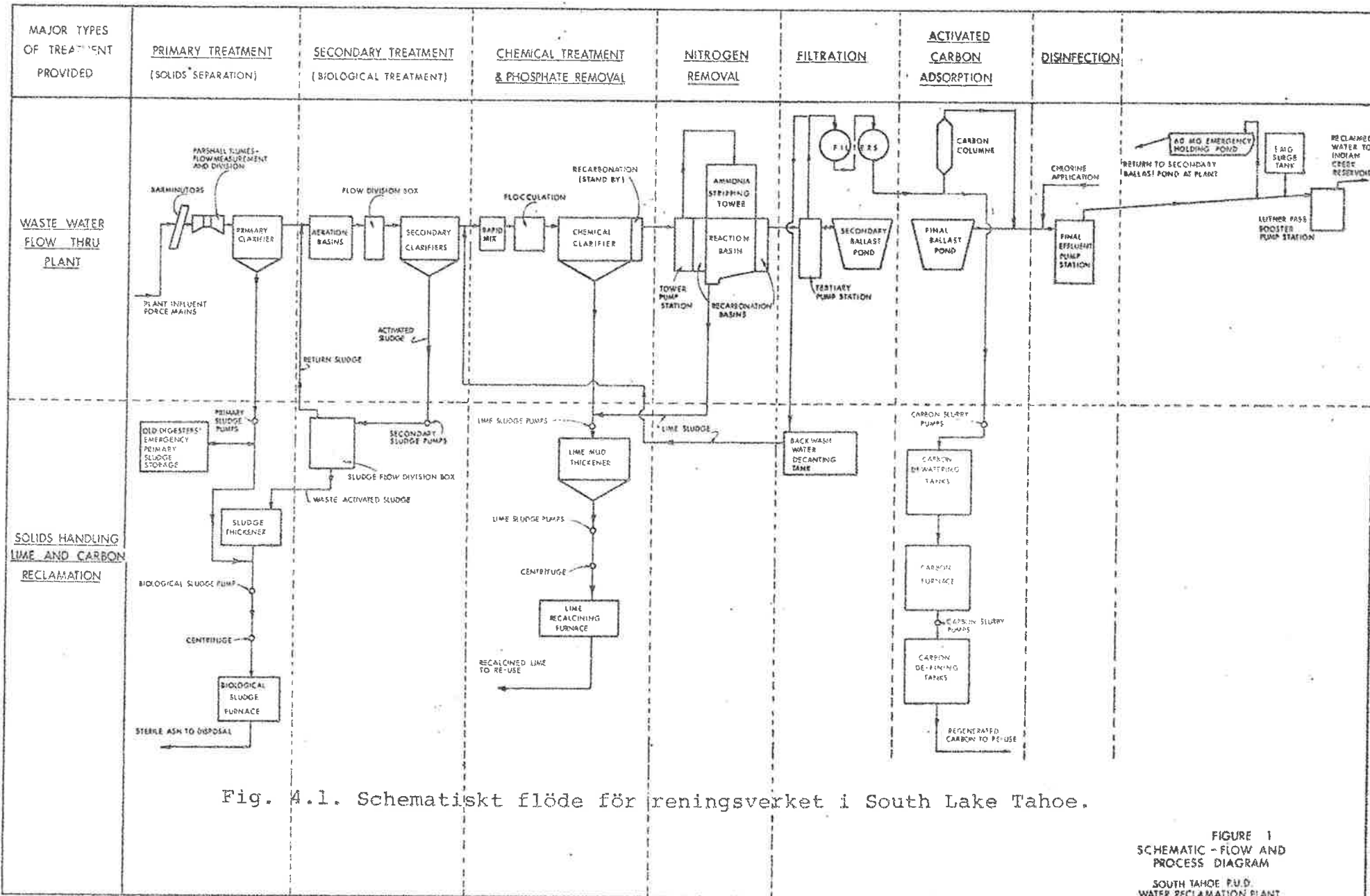


Fig. 4.1. Schematiskt flöde för reningsverket i South Lake Tahoe.

FIGURE 1
SCHEMATIC - FLOW AND
PROCESS DIAGRAM
SOUTH LAKE F.U.D.
WATER RECLAMATION PLANT

Flödet rinner sedan till de två luftningsbassängerna, som är utrustade med ytturbinluftare. De har en uppehållstid på ca 2 timmar. Ytterligare två luftningsbassänger finns, utrustade med bottenluftare, men dessa behövde ej normalt användas.

Regleringen sker helt manuellt och blåsmaskinerna ställs in enligt normalflödet till verket. Man försöker hålla syrehalten låg så att man undviker nitrifikation. Kvävet skall i största möjliga grad hållas kvar som ammoniakkväve på grund av det efterkommande steget ned kväveavdrivning med ammoniak.

I det kemiska steget användes kalk för fosforreduktionen. Man får därvid ett högt pH-värde på vattnet vilket ökar förutsättningarna för kväveavdrivningen via ammoniak.

Reaktionen $\text{NH}_4^+ \rightleftharpoons \text{NH}_3 + \text{H}^+$ går nämligen vid högt pH åt höger.

Inblandningen av kalk-slurry höjer pH till ca 11.5. Kalkdoseringen är f.n. ca 400 mg/l räknat som CaO och resthalten fosfor reduceras till mindre än 0,5 ppm. Bassängen för slamavskiljning har en uppehållstid av ca 3 timmar. Där avskiljs också 90 - 95 % av kalken. Efter det kemiska steget pumpas vattnet upp i air-stripping tornet. På grund av att man haft problem på vintern med att vattnet frusit på ribborna i tornet pumpas vattnet numera rakt upp via dysor i tornet. Överst är en stor fläkt inmonterad. Denna fläkt har en kapacitet av ca 250 m³ luft/m³ vatten. Detaljer om denna process återfinns i boken "Advanced Wastewater Treatment", Dr. Culp hävdade att en av de främsta fördelarna med denna process är dess enkelhet. Enda regleringen som behövs är för pH-värdet på inkommande vatten. Svårigheterna uppkommer genom processens temperaturkänslighet,

För att sänka pH har man en rekarbonatiseringsprocess och CO₂ tillsättes tills pH kommer ned till ett värde av 9 - 9.5. Genom denna process kan ytterligare kalk i form av kalciumkarbonat tas bort ur vattnet och man avlastar sandfiltren något. Dessutom undviker man här, genom att sänka pH tillräckligt, att kalciumkarbonat avsätts i ledningarna. Man planerar nu en ytterligare utbyggnad av rekarbonatiseringsprocessen och beräknar då kunna sänka pH till 6.8 - 7.2. Den extra CO₂ som behövs skall man då ta från förbränningsugnarna.

Vattnet vidarebehandlas efter kväveavdrivningen i liggande tubulära tryckfilter, flermediabädd där en del av de fasta partiklarna fälls ut. Dessa filter är 11.5 m långa och är 3 m i diameter. Totalt finns sex filter som drivs parvis i serie. Filtreringen sker vertikalt nedåt med en ytbelastning av maximalt 12 m/h.

Filterbädden har olika skikt med olika storlek på materialet. Den finaste sanden med största tätheten ligger underst. Den fina sanden ligger kvar vid returspolning. Filterspolningen sker automatiskt vid högt tryckfall eller hög grumlighet i det utgående vattnet.

Drifftiden för filtren är 10 - 16 timmar.

Slu'poleringen av vattnet äger rum i kolfilter. Man har 8 stycken kolonner med vardera 22 ton kol i granulform. Kontaktytan är inte mindre än 2 millioner hektar i filtren.

Man räknar med att behöva ta ut ca 10 - 15 % av kolet varje vecka. Detta tas då ut via botten på kolonnerna, medan nytt kol tillföres toppen. Förlusterna vid reaktiveringen av kolet ligger på 5 - 6 %. Denna görs batchvis ungefär var 14:e dag i förbränningsugnen. Uppehållstiden för vattnet i aktiv-kolanläggningen är 15 - 45 minuter.

Totala uppehållstiden i verket är 13 - 16 timmar, varav 10 timmar ligger i processerna före air-stripping.

Man har tillgång till två biodammar som bufferttankar för att samla upp vattnet i, om något skulle gå snett i verket. Dessa har en kapacitet på ca 230 000 m³ tillsammans, motsvarande 20 dygns normalflöde. Nu tänker man sig att utnyttja den ena av dammarna för att sedimentera ut kalken från vattnet före kväveavdrivningen. Därvid kan belastningen på sandfiltren minskas ytterligare.

4.3

Slambehandling

Slambehandlingen visas i nedre delen av flödesschemat i fig 4.1. Primärslammet förs direkt till rötkammare där det får ligga ca 10 dygn. Detta slam förs sedan direkt till centrifugering och förbränning.

Det sekundära slammet förs till förtjockare och därefter till centrifugering tillsammans med primärslammet. Centratet leds tillbaka till primärsedimenteringen. Kalken från den kemiska behandlingen tas också till en centrifug, och efter denna förs kalkkakorna till en rekalcineringsugn i 6 etager. Man räknar med att kunna använda kalken i fyra omgångar.

Centratet från kalkcentrifugeringen förs till ytterligare en centrifug tillsammans med centratet från den första slamcentrifugen. Kakorna från denna centrifug leds sedan till ugnen för sekundärslammet. Rökgaserna renas i en skrubberanläggning.

4.5 Mätningar och instrumentering

Man kan konstatera att on-line instrumenteringen är mycket sparsam, Man styr verket manuellt och påstår sig inte ha några större behov av att förbättra ekonomin i verket genom automatisering, De väsentliga mätningarna är lab-tester som genomförs dagligen. Dessa mäter syrehalt, slamhalt, klor, COD, turbiditet, totala mängden fasta partiklar, lösta sulfater, ammoniak samt BS. Man mäter pH ungefär varannan timme.

Det finns en radioaktiv mätare som mäter slamtätheten. Strålkällan Cs 137 genomlyser totala mängden aktivt slam. Kvaliteten på vattnet sammanfattas i tabell 4.1.

4.6 Referenser

En detaljerad beskrivning av de flesta delprocesserna i reningsverket finns i följande bok och särtryck:

Culp R.L. and Culp G.L.: "Advanced Wastewater Treatment"
Van Nostrand Reinhold, N.Y. 1971.

En mer populär beskrivning erköpps genom
"South Lake Tahoe, Water Reclamation System".

Culp R.L. and Moyer H.E.: "Wastewater Reclamation
and Export at South Tahoe" Civil Engineering - ASCE,
June 1969

Culp R.L.: "No Innovation in Wastewater Treatment?"
Civil Engineering - ASCE, July 1972

Moyer H.E.: The South Lake Tahoe Water Reclamation Project, Public
Works, 1968

Quality Parameter	Raw Waste Water Influent	Activated Sludge Plant Effluent	Water Reclamation Plant		
			Nitrogen Removal Tower Effluent	Separation Bed Effluent	Chlorinated Carbon Effluent
MBAS (Methylene Blue absorbable substances) mg/l	4-8	0.4	0.4	0.4	0.1
COD (Chemical Oxygen Demand) mg/l	200-500	20-60	15-25	14-20	10
BOD (Biological Oxygen Demand) mg/l	250-300	15-30	5-10	4	1
Turbidity, JTUs	100	20-50	2-5	0.4	0.2
Suspended Solids, mg/l	225	10-20	5-10	0.9	0.9
Phosphorus, mg/l as P	10-15	5.7	5.7	0.8	0.06
Ammonia Nitrogen, mg/l as N	20-30	25-35	5-9	5-9	Converted to Chloramines
Coliform Bacteria MPN/100	15,000,000	150,000	150,000	15	under 2.2
Color, units	High	High	High	10-30	Colorless
Odor	Odor	Odor	Odor	Odor	Odorless

Tabell 4.1. Vattenkvaliten i South Lake Tahoe.

5. BESÖK PÅ ENVIRONTECH, SYSTEMS INC., SAN FRANCISCO 1973-05-03

100 Valley Drive
Brisbane, Calif 94005

Under besöket diskuterade vi med:

Mr. Paul J. Cardinal Jr., Director - ESI International
Dr. Matthew M. Zuckerman, Systems Manager
Mr. George W. Quiter III, Manager - Market Development
Mr. Manuel Reyes, Product Manager, BSP Thermal Systems
Mr. Bob Hannah, Project Manager (förbränningsugnar)

5.1 Allmänt om Envirotech's verksamhet

Vi mottogs vid besöket av Paul Cardinal som är direktör för den internationella sidan. Cardinal berättade allmänt om Environtech, som är ett stort företag på miljösidan, som är representerat på många håll i världen, men framförallt finns många kontor i USA. Bland dessa kan nämnas EIMCO i Salt Lake City, Environtechs del i Brisbane, Sparling i El Monte i Californien. I Sparling är man specialiserad på instrumentsidan, där man utvecklar t.ex. olika TOC-analysmetoder. I Salt Lake City tillverkas maskinutrustningar, centrifuger, förbränningsugnar och tyngre reningsverksutrustningar. Environtech är också representerade i Japan och Europa; bl a i London, Milano och Paris.

Vi träffade sedan George Quiter som gick igenom Environtechs allmänna program beträffande utrustningar och de processer som man har på avlopps- och vattenreningssidan. Inom Environtech har man fullständiga processenheter när det gäller förbehandling, slamavskiljning, olika biologiska reningssystem med luftningsanordningar, Förtjockare och andra metoder för slambehandling, där det kan nämnas att man hade ett mycket intensivt arbete på gång betr. centrifuger och vakuumfilter. Inom kort skulle det komma nya utrustningar med inbyggd reglering. Environtech hade också satsat mycket hårt på förbränningsidan, såväl förbränning av primärt som sekundärt slam. Därutöver har man levererat anläggningar för rekalcinerings av kalk, t.ex. i Lake Tahoe. Man har under de sista åren fått ett stort antal beställningar på dylika anläggningar. Det rör sig om ca 10 st. Av dessa kan nämnas en anläggning i Colorado Springs Denver, som ansågs fungera betydligt bättre än motsvarande anläggning vid Lake Tahoe. Man arbetar också på en våtoxidationsprocess den s.k.. Porteusprocessen.

Beträffande instrumentering och kontrollutrustningar så ansåg man sig inte ha så mycket i Brisbane på detta område utan man hänvisade till motsvarande enhet i El Monte. Man var överhuvudtaget rätt skeptisk till möjligheterna att styra olika reningsprocesser med avancerade utrustningar. På Environtech har man framförallt koncentrerat sig på att försöka att få de olika processenheterna att fungera. T.ex. de olika förbränningsugnar har man försett med temperatur- och tryckreglering, för att tillse att man får rätt värmemängd tillförd. Dessutom har man satsat på vakuumfilter för att där kunna få en process som är väl automatiserad. Detta gäller även centrifugsidan. Det bör dock nämnas att man inte hade gjort några allvarliga försök att göra automatisk reglering av hela processen p.g.a. att man saknade kompetent personal inom området.

5.2 Fysikalisk-kemisk rening

Matthew M. Zuckerman berättade om aktiviteten på fysikalisk-kemiska metoder. Därvid framkom det att man har en pilotanläggning i Salt Lake City. Det är EIMCO som sysslar med denna processtyp och då framförallt kemisk rening i kombination med aktiv kolbehandling med hjälp av pulveriserat kol. Detta berörs närmare i samband med referatet från besöket i Salt Lake City.

Zuckerman redovisade också fakta kring kvalitén på vattnet. Detta gällde framförallt sammansättningen och hur denna påverkades av olika kemiska behandlingsmetoder (i första hand kalk). De hade lagt ner mycket arbete på att analysera olika avloppsvatten. Man hade nu kartlagt avloppsvattnet från ett fentiotal städer och därvid ritat upp kurvor ur vilka man kan konstatera två grupperingar beträffande molekylvikten. Kurvformerna var ganska lika och representerades av molekylvikter omkring 400 resp. 1200. Detta är av mycket avgörande betydelse vid den fortsatta behandlingen i bl.a. aktivkolfiltret. För att man skall kunna få aktivkolfiltret att fungera väl bör man höja pH för att få en hydrolysning av de högmolekylära delarna. Detta för att de skall fastna i aktivkolfiltrets kapillära delar.

5.3 Referenser

Zuckerman M.M. and Molof A.H.: "High Quality Reuse Water
by Chemical Physical Waste Water Treatment",
Journal WPCF, 1970, del 1.

Zuckerman M.M. et.al: Plant Scale Demonstration of the Z-M-process
for Wastewater Treatment, Water & Sewage Works, oct. 1972

BSP-industrial Thermal systems (Bulletin 711 från Environtech)
BSP Multi-Hearth Furnaces
Pilot Plant Facilities
Incineration Systems
Thermal Disc Processer
Porteus Process

6. BESÖK PÅ EIMCO, SALT LAKE CITY 1973-05-07

669 West Second South
Salt Lake City, Utah 84110

Under besöket samtalande vi med:

Mr. Edgar S. Barry, Processing Machinery Division
Senior Staff Engineer, International Operations
Mr. W.H. Johnsson, pilotanläggningen
Mr. Gerry Shell, ansvarig för pilotanläggningen

6.1 Allmänt

EIMCO är en av Environtechs många företag i USA och som har koncentrerat sig till de tyngre utrustningsdelarna. Man har också mycket på slamsidan. Den som tog emot oss och som tog hand om oss hela dagen var E. Barry.

6.2 Instrumenterings- och driftproblemen

Vi fick en hel del synpunkter av Gerry Shell beträffande alla de problem som kan uppstå i samband med att man skall driva ett reningsverk i praktiken. Shell var negativ till att installera automatisk regler- och mätutrustning, men kanske framförallt till att kunna utnyttja mätdata för styrning.

De parametrar som han tog upp var flöde, fosforhalt, slamnivåmätning turbiditet och lösliga organiska ämnen (Dupont).

Denna senare grupp visade ingen som helst korrelation mot COD enligt hans erfarenheter.

En mycket viktig faktor var också utbildningen av personalen, (maskinisterna) vid reningsverket, om man skulle kunna få en god drift. Dessutom ansåg han att skötseln var svår att genomföra då det krävdes mycket beträffande kalibreringen av instrumenten. Detta går inte att klara utan operatörer med omfattande utbildning på detta område. En annan sak, som Shell tryckte på, var störningar av aktivslamprocesser genom gifter. Beträffande till exempel tungmetaller var han intresserad av att ha någon form av indikator inom reningsverket, d.v.s. en giftvarnare, för att kunna rädda biomassan i anläggningen. Vad gör man då av giftämnena och avloppsvattnet?

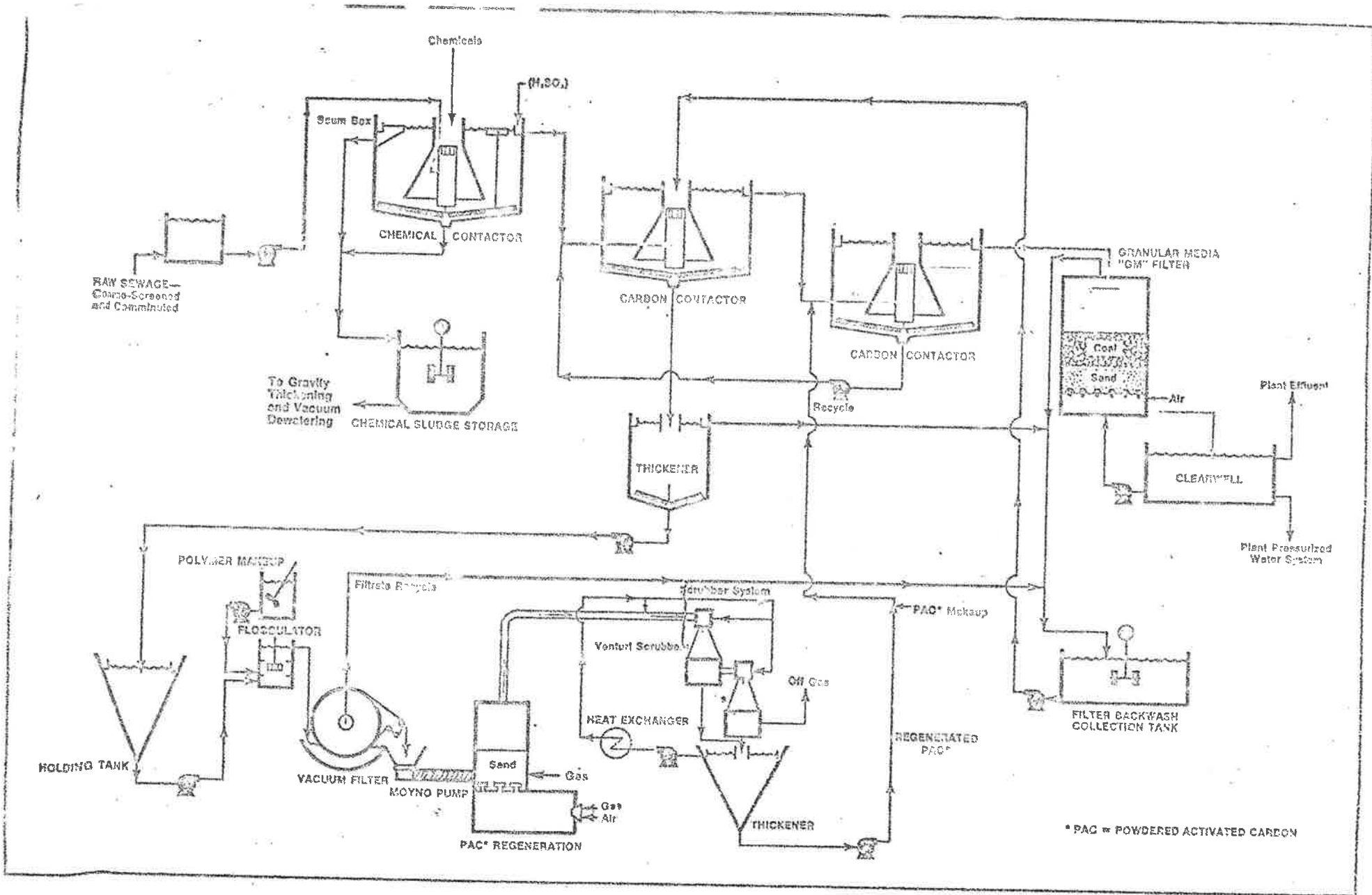
En annan sak som man också är intresserad av är vad man kallar för "storage tank" dvs någon form av utjämning. Man var också intresserad av att kunna utnyttja avloppsledningarna och tunnlarna för att få en utjämning vid reningsverket.

6.3

Besök vid pilotanläggningen i Salt Lake City

EIMCO har på uppdrag av EPA under fyra år studerat möjligheterna till fysikalisk-kemisk rening av avloppsvatten. När det gäller den fysikaliska sidan så var störst skillnaden jämfört med andra anläggningar att man här använde sig av pulveriserat kol istället för granylerat kol. I fig. 6.1 visas ett flödeschema över pilotanläggningen. Den första tiden studerade man olika fällningskemikalier d.v.s. aluminiumsulfat, järnsalter och kalk för att om möjligt kunna optimera de kemikalimängder som erfordras. Kemsteget var dimensionerat för $0,055 \text{ m}^3/\text{s}$ och detta innebar att man hade en ytbelastning i separationssteget på $0,4 \text{ m/h}$. De högsta belastningar man hade var tre gånger detta värde då man angav ett peak-flow på 3 till 1.

Vid besöket så körde man aluminium som fällningsmedel med en tillsats på endast 30 mg/l . Detta innebar att man fick ett pH på ca 6.5. Det är också intressant att konstatera att när man använde kalk för fällning och doserade 350 mg/l gav detta ett fällnings-pH på 10,9. Detta medförde att man var tvungen att neutralisera utgående vatten med hjälp av svavelsyra för att få ned pH till lämplig nivå.



FIGUR 6.1. FLÖDESSCHEMA ÖVER EIMCO'S PILOTANLÄGGNING I SALT LAKE CITY.

Det kol som skulle användas tillsattes i den första av två bassänger. Det rörde sig här om 100-300 ppm. kol. Den förlust man hade angavs till 0,5 %, d.v.s. det var den del som gick ut med klarvattnet. Uppehållstiden i sedimenteringsbassängerna var 3 timmar per enhet. Man hade här möjlighet att få totalt 6 timmar, om man körde dessa bassänger i serie. Normalt ansågs det vara tillräckligt med 3 timmars uppehållstid.

Efter avskiljningen gick vattnet till ett filter och därefter till en uppsamlingstank. Bottensatsen gick till förbränning i en separat enhet. Förlusten i denna enhet var hela 40 %, som är helt oacceptabelt. Man hade dock inte lika stora krav på återvinning som vid granulerat kol, där man bör ligga på 5-10 % förlust vid regenereringen. Kostnaden ansågs ligga på ca 1/3 jämfört med granulerat kol (se vidare under EPA, Cincinnati). Efter filtret mätte man turbiditeten för att kontrollera vattnets kvalitet. Filtren hade en belastning på normalt ca 5 m/h och medelvärdet låg på ungefär 2,5. Man körde filterna tills man fick ett tryckfall på 200-250 mm vattenpelare.

Den normala aktivkolmängden som måste tillsättas var åtminstone 200 mg/l för att uppnå ett gott resultat på utgående vatten, d.v.s. låg turbiditet (JTU). Vid en tillsats på mellan 50 och 100 erhöles ett värde på 6 JTU-enheter på utgångssidan och när man kom neråt 1 JTU åtgick minst 200 mgPAC/l.

Normala reningsresultat i pilotanläggningen åskådliggörs av följande tabell:

Turbiditet	2 JTU
Susp. ämnen	3 mg/l
P _{tot}	0,3 "
TOC	12 "
COD	25 "
BS ₅	10 "
pH	7-8

Totala behandlingskostnader för en mindre anläggning är 25-35 öre/m³.

Det nu beskrivna beträffande fysikalisk-kemisk rening redovisades i en första rapport 1092 med kontraktsnummer 14-12-585 med projektnummer 17020. Det nuvarande löpande kontraktet med EPA har nummer 68-01-0183.

Den som visade oss runt på försöksanläggningen var W H Johnson, som var ansvarig för driften. Pilotanläggningen var relativt enkelt instrumenterad. Kalktillsatsen bestämdes genom pH-mätning (Calgon, Pittsburg). Övriga instrumentleverantörer var BIF, Foxboro, Fisher-Porter och Honeywell. Typiska parametrar som mättes var pH, turbiditet, flöden samt täthet. Det kan nämnas att det löpande kontraktet gäller en hel del frågor rörande instrumentering och dess möjligheter i större anläggningar. Vid anläggningen fanns inga mera komplexa mätare såsom COD, TOC, TOD e.d. Det enda mer komplexa mätinstrumentet var en fosfatanalysator.

BESÖK VID METROPOLITAN SANITARY DISTRICT OF GREATER CHICAGO
OCH WEST-SOUTHWEST PLANT I CHICAGO, 73-05-08

100 East Erie Street, Chicago, Ill, 60611

Under besöket samtalande vi med:

MSD huvudkontor

Mr. Robert McGraw

West-southwest plant

Mr. Raymond Rimkus, asst. chief engineer

Mr. Ronald Neubauer, driftschef

Dr. Steve Graef

7.1

Besök vid huvudkontoret

Mr. McGraw gav en allmän orientering om verksamheten i Chicago på vattenreningssidan. Totalt är 2400 personer anställda i organisationen, varav ca 900 personer arbetar vid det stora reningsverket i sydväst.

MSD betjänar förutom själva Chicago 116 omgivande kommuner, där 5,5 millioner personer bor. Det industriella avloppsvattnet motsvarar 4,5 millioner personer.

W-S-W plant är världens största reningsverk och förutom detta har MSD nio andra reningsverk under sig.

De skärpta lagarna för vattenkvalité gör att man måste satsa mycket pengar de närmaste åren på mer avancerad rening. Det gör att tertiär behandling kommer att krävas före 1977. För att testa bl.a. kväveborttagning har MSD en liten försöksanläggning med nitrifieringsanläggning i nordvästra Chicago för ett flöde på ca 1,5 m³/s. MSD räknar med att inom de närmaste tio åren satsa närmare 2 miljarder dollar för att möta lagstadgade krav.

Exempel på standards på utgående vatten 1978 är

BS-reduktion >98 % eller <4 mg/l (16mg/l, 86% år 1968)

Susp.-reduktion >98 % eller <5mg/l (18 mg/l, 89 % år 1968)

7.2 W-S-W plant, allmänna data

Det som gör detta reningsverk intressant är framför allt dess storlek. Vattenbehandlingen är i stort sett helt konventionell. Det nominella flödet in till verket är $40 \text{ m}^3/\text{s}$ och med ett maximalt flöde på $53 \text{ m}^3/\text{s}$. Man genomför f.n. en utbyggnad av verket, som skall tillåta ett ytterligare flöde på $17 \text{ m}^3/\text{s}$. Dimensioneringen för reningsverket har så pass små marginaler, att aktivslamanläggningarna inte räcker till vid regnväder. Då måste flödet efter primärsedimenteringen bräddas direkt till kloreringen. Den nya utbyggnaden gäller ett nytt batteri luftningsbassänger, och kostnaden är beräknad till ca 35 miljoner dollar.

Alla siffror som rör verkets storlek är imponerande. Således producerar man 400 ton primärslam och 500 ton sekundärslam varje dag.

Konsumerad elenergi är också stor, ca 200 MW, varav 140 MW produceras vid själva reningsverket. Man har t.o.m. undersökt möjligheten att bygga ett kärnkraftverk för att förse reningsverket med energi. Ett nytt tunnelsystem, som skall ingå i en ny utbyggnad, kräver 8 pumpar om vardera 20 000 hk, d.v.s. ca 120 MW.

Driftsbudgeten per år är ca 300 miljoner dollar.

Enbart gasräkningarna går på ca 4 miljoner dollar per år.

Fram till 1977 planerar man ganska stora utbyggnader för tertiär behandling av vattnet. Man skall t.ex. bygga ett steg för sandfiltrering. Man undviker kemikalietillsatser, främst på grund av de ökade slamvolymerna det då skulle bli fråga om.

7.3 Vattenbehandling i W-S-W plant

Vattnet passerar galler, luftade sandfång, försedimentering, luftningsbassänger och slutsedimentering.

Ca 75 % av inkommande flödet går till Imhofftankar för försedimentering, som har en uppehållstid på 60 - 90 dagar. Bassängerna är inte mindre än 11 m djupa. För att i vissa lägen öka kapaciteten pumpade man tillbaka slam till Imhofftankarna, men denna rundpumpning försökte man i möjligaste mån undvika.

Om gifter eller exceptionellt höga BS-värden skulle förekomma i inkommande vatten företar man ingenting speciellt. Flödena är alldeles för stora för att man skulle kunna skicka vattnet till lagringsbassänger för speciell behandling.

Man räknar i stället med att utspädningen skall bli så stor, att ingen skada sker i luftningsbassängerna. Det har hänt någon enstaka gång att ett helt batteri luftningsbassänger har förstörts på grund av gifter.

Slamhalten kan ibland uppgå till ca 3500 mg/l (vid besöket var den 3300 mg/l) men man skulle önska värden mellan 2000 och 2500.

Aktivslambehandlingen görs i tre batterier om vardera 24 luftningsbassänger, där uppehållstiden är 3,5 - 4 timmar. Man har ingen automatisk reglering i luftningsbassängerna utan returslamflödet styrs manuellt. Maximalt returflöde är ca 40 %. Man styr enbart på slamnivån. Regleringen är ett slags on-offreglering, ty man får endast gränsvärdesindikeringar för slamnivån.

Eftersedimenteringsbassängerna har en uppehållstid på ca 2 timmar som ger en ytbelastning på ca 1.7 m/h.

Slamhalten i utgående vatten var 8 mg/l.

För att kontinuerligt prova vattenkvaliteten har man utplacerat tio mätstationer i Chicago river. Dessa mätvärden telemetreras till en central dator.

7.4 Slambehandling vid W-S-W plant

Det produceras ca 400 ton primärslam per dag och detta pumpas till koncentrationstankar, där det förtjockas till ca 3 %.

Vid ett senare skede förs slammet ihop med sekundärslammet. Sekundärslammet (ca 500 ton/dag) går först till en förtjockare där koncentrationen ökas till mellan 1,5 och 1,7 %. Man tillsätter järnklorid med en halvautomatisk tillsatsmekanism. Man mäter pH på tre olika ställen och åstadkommer ett pH-värde av ca 3,5.

Efter tillsatsen av järnklorid går sekundärslammet till något av de 98 vacuumfiltren, där torre substanshalten ökas till ca 15 %. De 98 filtren är uppdelade på 14 linjer med 7 filter i varje. Slammängden ut från en linje mäts, och detta mätvärde fick bli representativt för alla 14 linjerna. Vacuumfiltren producerar ca 13 ton slam per timme. Filtren håller ett vacuum på ca 1 atmosfär, men enstaka filter hade så lågt som 1/3 atmosfärs vacuum.

Cirka hälften av slammet går efter vacuumfilterbehandlingen till torkning (ingen förbränning). Man torkar med hjälp av värme från naturgas. Man uppnår en torrhalt av 80 - 90 %.

Efter torkningen av slammet genomfördes efterförbränning av gaserna. Bara denna efterbränning drar varje år bränslekostnader på ca 1 million dollar. Slammet används sedan för fyllning. Den andra hälften av sekundärslammet går till en stor blandningstank där det blandas med det ca 3 %-iga primärslammet. Därvid åstadkommes ett ca 5 %-igt slam som pumpas till röttkammare. Koncentrationen mäts med ett gammastrålinstrument. Denna mätning är mycket viktig och därför kalibrerades instrumenten varannan timme.

Om slamkoncentrationen skulle uppgå till 6 % i stället för 5 % skulle viskositeten höjas katastrofalt, från ca 10 000 centipois till ca 50 á 60 000 centipois.

Man har f.n. åtta röttkammare i drift och bygger nu ytterligare fyra stycken. De har en uppehållstid på ca 14 dagar. Temperaturen i kamrarna var ca 35° C. Man använde metan för uppvärmningen. I en av röttkamrarna hade man på prov installerat koldioxidmätare.

Vid anläggningen installerade man 1965-66 en Zimmermannprocess för ca 30 millioner dollar. Med denna kan man åstadkomma en snabboxidation av slammet vid ca 200° C samt ett övertryck på 130 atm. Anläggningen innehåller inte mindre än 150 ton rostfritt stål, (11 cm tjockt gods).

De extrema driftsförhållandena har vållat stora besvärligheter och allvarliga olyckor har inträffat. Därför har anläggningen inte varit i drift efter en första kort försöksperiod.

En del av slammet transporteras på pråmar, en del ända till Florida. Tillsammans fyller dessa pråmar ca 6000 ton slam av 5 % torrhalt. Två pråmar går norrut på floden medan två går söderut.

7.5

Instrumentering

Flödet mäts framför allt med venturimetrar, där man räknar med en noggrannhet på ca 2 %. På försök använder man nu en venturimeter från BIF, som verkar vara ganska pålitlig.

Det förekommer också magnetiska flödesmätare, framför allt för slamflöden. Noggrannheten ligger där på ca 1 %. Mätarna kommer främst från Foxboro och Fisher-Porter.

Inga parshallsrännor förekommer för flödesmätning i verket.

I luftningsbassängern mäter man slammivån med ett instrument från Keene. Detta har en infraröd källa som är fixt placerat i höjdläge. Med hjälp av denna mätare får man en gränsvärdessignal när slammivån ändras utanför vissa gränser, och därvid reglera (on-off) en extra retur slampump.

Man har inte provat någon slammivåmätare med strålkällan varierbar i höjdläge. Man har även provat en mätare med vitt ljus som ljuskälla, men denna visade sig vara opålitlig. Den befintliga mätaren behöver tillsyn ungefär en gång i månaden.

Varje dag mäter man bl.a. följande storheter i lab-tester:

BS, COD, flöden, organiskt och oorganiskt kväve, syrehalt, fosfor, slamhalt och slamindex.

Observera att man mäter på olika kväveföreningar, dels organiskt kväve dels ammoniak, nitriter och nitrater.

Fosforreduktionen är tillfredsställande trots att man inte tillsätter kemikalier. Typiska värden på utgående vatten är 0,3 - 0,5 ppm. BS_5 är 5 - 6 mg/l och maximalt 8. Slamhalten är 5 - 9 mg/l och aldrig större än 13.

8. BESÖK PÅ EPA, CINCINNATI, 73-05-9/10

National Environmental Research Center
Cincinnati, Ohio 45268, USA

Under besöket samtalande vi med:

Dr. Robert Dean, Ultimate Disposal Research Program
Dr. Robert Bunch, Chief of Biological Treatment Research
Dr. Robert Smith, Chief Treatment Optimization Research
Program
Dr. Sidney Hannah, Physical-Chemical Treatment Research
Program
Dr. Irwin Kugelman " " "
Mr. Gilbert M Gigliotti, Chief Technical Information
Office
Mr. Morton H. Friedman, Central Technical Library
Mr. J.B. Anderson, Analytical Quality Control Laboratory

8.1

Inledning

Som guide för oss vid de två dagarnas besök vid EPA fungerade dr. Robert Dean. Han spenderade mycket tid på oss när det gällde den allmänna presentationen av EPA:s verksamhet samt synpunkter på olika detaljer inom renings- och slambehandlingstekniken.

EPA bildades 1970 och består av en central administration i Washington och det centrala forskningscentrat i Cincinnati. Vid sidan om detta finns tio st regionala enheter som tar upp de problem som dyker upp lokalt inom dessa regioner. Dessutom har man delat upp forskningen på ett flertal olika ställen. Bland dessa kan nämnas: Las Vegas och Washington, som båda har stora pilotanläggningar. I Las Vegas har man bl.a. monitoring och radiation, i Corvallis termisk forskning t.ex. utsläpp från kärnkraftverk. I North Carolina sysslar man huvudsakligen med luftföroreningar. I Cincinnati slutligen hade man alla dessa områden, men man var inte lika specialiserad inom varje delområde.

Statiska och dynamiska modeller.

Dr. Smith har utvecklat olika statiska och dynamiska modeller för biologiska system, som också studerat olika funktioner kring modellbyggnadsproblemen. De stora problemen i samband med modellering av biologiska system är att dynamiken varierar så kraftigt av såväl belastningen som periodiska variationer (dygn, vecka och år). När man verifierat modeller har man i allmänhet använt sig av samplingstider av storleksordningen i timme. I vissa fall har man haft stora problem att verifiera de teoretiska modellerna mot verkliga anläggningar. Det är svårt att erhålla en vettig reglering i förhållande till de inkommande variationerna. En strategi är att styra returflödet av aktiv slam med hjälp av slamhaltsmätning i luftningsbassängen. Dr Smith var tveksam att använda denna parameter i detta sammanhang. Däremot ansåg han att den var bäst för primärsedimenteringen.

Smith ansåg också reglering av syrehalten i luftningsbassängerna som en av de väsentligaste kretsarna. Det gäller att optimera blåsmaskinernas kapacitet så att inte mängden löst syre går ner till noll. Dr. Smith hänvisade till Kennedy Engineers (Mr Walt Gassman) i San Francisco, Kalifornien angående DO-reglering. Han ansåg att det väsentligaste regleringsproblemet var i den biologiska processen och därefter torde man koncentrera sina ansträngningar på det kemiska steget. Dr Smith hänvisade också till att man i Los Angeles har styrt flödet av returslam med hjälp av slamnivåmätningar i sedimenteringsbassängerna (se även Chicago). På samma ställe i Los Angeles har man dock haft problem med nitrifieringssteget. Troligen är det referensvärdet för syreöverskottet som hållits för högt.

Beträffande instrumentering hävdade Dr Smith att situationen var mycket dålig. Det finns dock vissa mätare som han ansåg pålitliga, t.ex. slamnivåmätare, som får bestämma pumpningen av primärslammet. Han ansåg också att syrenivån i bassängerna skulle kunna ha en god korrelation till BS- eller COD-nivån. EPA ger inget direkt understöd till instrumentfirmor för instrumentutveckling. Däremot så har man en viss egen metodutveckling som dock i allmänhet inte leder fram till direkta instrument. Man har gett ett anslag till Rhaytheon där Dr Allan Molvar för närvarande håller på med en översikt över befintlig instrumentering på reningsverk i USA.

Denna rapport väntas vara färdig sommaren 1973. Vidare hänvisas till erfarenheterna från Systems Control Inc, när det gäller dynamiska modeller och tillämpningen av dessa.

8.3

Biologiska system.

Med Dr. Bunch diskuterade vi allmänt kring de pilotanläggningar som finns på olika håll i USA. Dessutom erhöll vi en del uppgifter av allmän karaktär vad beträffar antalet reningsverk, typer av reningsverk, olika krav på standards för recipienter samt var man tänker sätta in de största insatserna på vattensidan. Beträffande antalet reningsverk kan sägas att en befolkning på ca 85 miljoner är anslutna till någon form av biologisk rening i ca 10 000 reningsverk. Detta motsvarar ca 40 % av totala befolkningen. Av dessa är 4 000 reningsverk biobäddar, 2000 aktivslam-anläggningar och 3 500 biologiska dammar. 36 miljoner personer är anslutna till låggradig rening, d.v.s. har endast slamavskiljning. Övrig befolkning är inte ansluten till någon form av rening, utan det är i allmänhet (framförallt kustområden) fråga om direkta utsläpp. Det skall dock påpekas att man har goda recipienter, där man använder sig av den s.k. utspädningsfilosofin istället för att utnyttja rening.

Bunch meddelade att det var i huvudsak tre områden, där kvävereduktion var aktuell. Det var då i allmänhet fråga om ca 90 % kvävereduktion eller mer. Aktuella områden är de stora sjöarna, utsläppet från Washington DC och Floridaområdet. När det gäller nivån på restkvävehalten ligger den på 1 eller 2 mg/l, beroende på område. Förutom kravet på kväve gäller också höga fordringar på fosforreduktionen, som för de stora sjöarna är 85 %, för Washington DC 95 % och för Florida 90 %.

Den typ av reningsprocess för kvävereduktion som Bunch tror mest på är biologisk kvävereduktion d.v.s. nitrifikation och denitrifikation. Han var inte särskilt begeistrad i den typ av "air-stripping" som används i Lake Tahoe eller av s.k. brytpunktsklorering. Beträffande brytpunktskloreringen var Bunch mycket kritisk på grund av de höga kostnader som det var fråga om här. Det åtgår ca 9 delar klor/ del kväve. Detta är en faktor, som gjort att det i Europa ansetts såsom ointressant att utnyttja brytpunktsklorering för att reducera kväve. För vidare information beträffande brytpunktsklorering hänvisas till besöket i Blue Plains.

Beträffande den biologiska reduktionen hänvisas också till försöken i pilotskala i Blue Plains. Det kan nämnas att Bunch ansåg att det erfordras 3 timmars luftning i första steget för att åstadkomma en 80 % BS-reduktion. Nitrifikationen är besvärlig vintertid då man måste säkerställa en ordentlig slamhalt i bassängerna. Detta för att man inte skall få allvarliga störningar eller att reduktionen går ner till noll. Det bör ske en ökning av slamhalten från 2000 till 5000 mg/l för vinterförhållanden. Detta innebär ökad belastning i slनावskiljaren, vilket man oftast inte har tagit hänsyn till. I andra steget luftade man och fick således att ammoniak övergick i nitrat och därefter hade man ett denitrifikationssteg. I första steget till sattes också kemikalier, det rörde sig då i allmänhet om järn- eller aluminiumsalter.

För de biobäddar som var i drift i USA angav Bunch en BS-reduktion på 75 % sommartid och 60 % under vintern. För att kunna förbättra reningseffekten på dessa biobäddar hade 2 st förslag framförts. Det första var att förbättra förbehandlingen, men detta ansåg han inte vara någon lösning. Det andra förslaget var att installera en snabbinblandningstank för kemikalier mellan biobädden och slutsedimenteringen och i denna tank tillsätta antingen aluminiumsulfat eller järnsalter. På så sätt skulle BS-reduktionen kunna förbättras samtidigt som man fick en god fosforreduktion. Bunch ansåg att man borde kunna nå ca 90 % reduktion med avseende på båda parameterna. Utgående BS-halt rörde sig här om ca 10 mg/l. Inom parentes kan sägas att detta förfarande utnyttjas i Sverige vid ett flertal anläggningar med mycket gott resultat. Den kemikaliemängd som man skall tillsätta är i allmänhet baserat på ett molförhållande ($Al/P \approx 2$). Anläggningar som skulle utbyggas med denna metod var bl.a. i Chaperhill och Richmond.

Vid de stora sjöarna kommer man till 75 % att använda järnsalter för fosforreduktion och då ifrån betbad. De fällningskemikalier som skall användas i övrigt utgörs till största delen av aluminium. Bunch redovisade ett driftexempel Milwaukee där man använde järnsulfat vid simultanfällning. Vid provtagning under 275 dagars drift hade man som medelvärde erhållit 0,5 g totalfosfor per m³ utgående vatten. Den dos man använde sig av var ca 15 mg järn/l.

Bunch presenterade också sunpunkter på biologisk fosforreduktion i form av "Luxury-uptake". Bunch är kritisk till denna form av fosforreduktion då han anser att man inte på förhand kan avgöra om man kan uppnå en god fosforreduktion eller ej. Dessutom är den mycket känslig för yttre förhållanden. Kall väderlek och /eller lite solljus kommer att ge en låg fosforreduktion. Dessutom ansåg Bunch att driftsäkerheten är betydligt lägre för ett biologiskt system än ett med fällningskemikalier. Dessutom finns det större möjligheter att styra en kemisk fällningsprocess. De synpunkter som här framfördes överensstämmer mycket väl med de som kom fram i samband med sammanställningen av OECD-rapporten "Treatment process" i Paris under 1972. För vidare information hänvisas till denna rapport.

8.4 Fysikalisk-kemisk rening.

När det gäller fysikalisk-kemiska system så diskuterade vi detta område med Dr. Bob Hannah och Dr. Kugelman. Aktivkol-behandling har man vid Taft-institutet sysslat med sedan 1966. Den första pilotanläggningen är Blue Plains i Washington DC och första fullskaleanläggningen är den i Lake Tahoe. Man har under senare år intresserat sig mycket för att även använda pulveriserat kol vid sidan om granulerat kol. Det är av kostnadsskäl, som man har fått stort intresse för detta då pulveriserat kol endast kostar en tredjedel jämfört med granulerat kol. Det återstår dock mycket beträffande regenereringstekniken för pulveriserat kol. Beträffande ytterligare detaljer kring regenereringen och vad man där kan uppnå samt problem kring detta hänvisas till besöket vid EIMCO i Salt Lake City. Priset på det aktiva kolet var 60 cent per kg för granulerat och 20 cent per kg för pulveriserat. Det är huvudsakligen organiska substanser som man tar bort med aktivt kol, nämligen de som vi i dagligt tal brukar kalla för lukt-, smak- och färgämnen. Ex. vis kunde man avlägsna 2 kg BS per kg aktivt kol. När det gäller fosfor och kväve så är reduktionen minimal i aktivkolsteget. I detta fall räcker det med någon form av sandfiltrering för att kunna förbättra reningseffekten. Man räknar med att 1975 ha ca 15 st anläggningar för kemisk rening, filtrering och aktivkolrening. Beträffande detaljer kring dessa hänvisas till besöket i Blue Plains och till nedan givna referenser. Beträffande filtrering hänvisades också till professor John Klesby, Iowa State University.

Vi diskuterade även lamellsedimentering och dess användbarhet vid avloppsvattenrening. Alla var helt överens om att i samband med framställning av renvatten och vid kemisk rening är lamellsedimentering ett bra alternativ för avskiljning av slamflockar. Man skall dock komma ihåg problemen i samband med stora och plötsliga flödesvariationer, som gör att man snabbt går över från laminär till turbulent strömning. Systemet är mycket känsligt även vid övergångszonen mellan laminär och turbulent strömning. Det var också intressant att konstatera att man i USA har tagit avstånd från att använda lamellsedimentering vid biologisk rening, då man ansåg att biologiskt slam inte hade förutsättningar för en god avskiljning. Slammets egenskaper är så varierande t.ex. i samband med att slamindex ökar. Beträffande kontinuerlig mätning av fosfor hänvisades till Dow Chemical Midland, Michigan. Kontaktperson är Dr Cambell.

För ytterligare information beträffande fysikalisk-kemisk rening hänvisas till Kugelmans sammanställning: "Status of Advanced Waste Treatment".

8.5

EPA's Informationsdetalj och bibliotek

Vi fick också tillfälle att titta på informationssidan och biblioteksverksamheten på EPA. Vi träffade där bl.a. Mr. Gilbert Gigliotti och Mr. Morton H. Friedman. Man har vid EPA interna rapporter och sådana rapporter som kommer till i form av kontraktsverksamhet. De senare får en större spridning. Man hade ett relativt stort bibliotek där man nu hade gått in för att lägga upp detta helt och hållet på mikrofilm. Man erbjöd oss att få utnyttja detta bibliotek och på så sätt få rapporter kopierade på mikrofilm. Vi kunde dessutom få utnyttja deras datasökning över olika ämnen. Det skall dock nämnas att man i huvudsak hade sysslat med medicinska områden och det som gäller mera grundläggande forskning inom biologisk-kemisk och fysikalisk verksamhet och inte så mycket med de tekniska problemen.

8.6

Slambehandling

Det som vi i huvudsak berörde i samband med slambehandling gällde kalk. Återanvändning av kalk dels som fällningsmedel och dels för jordbruksändamål diskuterades också. De synpunkter som Dr Dean här framförde överensstämde mycket väl med vad han tidigare har talat om bl.a. i Sverige. Det framgår ganska klart att han är mycket positiv för kalkanvändning. Lake Tahoe ansåg han var ett intressant projekt.

8.7

EPA:s analyslaboratorium

Vi visades runt av laboratoriets bitr. chef J.B. Anderson. Analyslaboratoriet har en mängd olika aktiviteter, men en mycket liten del av dessa rör instrumentering av anläggningar eller om mätteknik. De flesta verksamheterna går ut på kemisk-biologisk, mikrobiologisk eller bakteriell analys av vatten. Det är ca 55 personer anställda vid laboratoriet och därav är de flesta mycket högt kvalificerade. Bland utrustningen kunde man uppvisa en imponerande mängd komplexa analysapparaturer ofta anslutna till datorsystem. Bland speciella instrument, som kan vara av intresse i samband med instrumentering av reningsverk, kan nämnas Technicons autoanalysator, tungmetallanalysutrustning och Monitor 4, som dock bara mäter en parameter kontinuerligt. Vidare har man goda erfarenheter av Beckmans TOC-mätare 915. Man hade dock den erfarenheten att korrelation mellan TOC/COD/BS eller TOD i allmänhet var dålig.

Man har på laboratoriet ingen egentlig instrumentutveckling. Det finns en del aktiviteter som sysslar med monitoring i olika recipienter. Man har närmare 30 000 mätstationer av större eller mindre format utspridda över landet från vilka man erhåller data. Dessa data omfattar t.ex. syrehalt, temperatur och pH, för att nämna några.

En annan aktivitet för laboratoriet är definition av standard för kvalitetskontroll av vatten, vilka sedan distribueras via EPA:s olika regionkontor. Denna standard skall dock inte ihopblandas med vad vi kallar "standard-methods" d.v.s. en handbok som tar upp alla analyser inom här aktuellt område. Analytical control laboratory framställde dessa manualer så att de gällde både automatiska och rent manuella analysförfaranden.

Detta är en mycket väsentlig del av arbetet. Beckman hade i uppdrag att utveckla en färgmättningsapparat eller framförallt att studera tekniken kring färgmätning. Begränsningen nedåt för en TOC-mätare låg på 5 å 10 ng/l. Det var också intressant att notera att man hade utvecklat en automatisk (on-line) fosforanalysator, som man ansåg pålitlig.

Beträffande de instrument som fanns på laboratoriet så kan man säga att ingen instrumentgrupp saknades av det som idag finns tillgängligt i marknaden. Man kan genomföra alla analyser som kan tänkas behövas inom området. Detta gäller också då mycket avancerade analyser såsom olika spårämnen (PCB och andra klorerade kolväten) samt spårämnen av metaller och mycket annat. Dessa kan bestämmas såväl kvantitativt som kvalitativt.

8.8

ReferenserMätning och reglering

- Smith R.: "Waste Water Treatment Plant Control"
Presented at Joint Automatic Control Conference 1971,
St. Louis, Missouri. Also EPA, Cincinnati, July 1971
- Roesler J.F. and Wise R.H.: "What Variables should be Measured
to Monitor and Control a Waste-Treatment Plant?"
Technical Report, EPA, Cincinnati, May 1972
- Smith R. and Eilers R.G.: "A Generalized Computer Model
for Steady-State Performance of the Activated Sludge Process"
Technical Report, EPA, Cincinnati, Oct 1969
- Smith R.: "Mathematical Models for Wastewater Treatment"
Technical Report, EPA, Cincinnati, March 1970
- Smith R.: "Monitoring of the Effluent Stream from Wastewater
Treatment Plants"
Technical Report, EPA, Cincinnati, Dec 1971
- Smith R. and Eilers R.G.: "Simulation of the Time Dependent
Performance of the Activated Sludge Process Using the
Digital Computer" Technical Report, EPA, Cincinnati
- Convery J.J., et.al: "Automation and Control of Physical-Chemical
Treatment for Municipal Wastewater" Applications of
New Concepts of Physical-chemical Wastewater Treatment,
Sept 18-22, 1972, p 199-210, Pergamon Press Inc., USA

Convery J., Roesler F. and Wise H. R.: Automation and Control of Physical-Chemical Treatment for Municipal Wastewater, Sept. 1972

Ekonomi och driftskostnader

- Smith R. and McMichael W.F.: "Cost and Performance Estimates for Tertiary Wastewater Treating Processes" Report no TWRC-9, EPA, Cincinnati, June 1969
- Evans D.R. and Wilsen J.C.: "Actual Capital and Operation Costs for Advanced Waste Treatment", In-house Report
- Eilers R.G. and Smith R.: "Waste Treatment Plant Cost Estimating Program", Technical Report, EPA, Cincinnati April 1971
- Smith R.: "Electrical Power Consumption for Municipal Wastewater Treatment" Technical Report, EPA, Cincinnati, Aug 1972.
- Dotson G.K., Dean R.B. and Stern G.: Cost of Dewatering and Disposing of Sludge on the Land
- Smith R.: The Cost of Columnar Denitrification for Removal of Nitrogen from Wastewater, Jan 1972
- Smith R.: Cost and Supply Analysis for Alum and Methanol Used in Wastewater Treatment, Aug 1971
- Smith R.: The Cost of Dispersed Floc Nitrification and Denitrification for Removal of Nitrogen from Wastewater, Nov 1970

Analytical control laboratory

- Winter J.A. and Booth R.L.: "A Comparison of Three Modifications of the Single Reagent Method for Soluble Orthophosphate" Analytical Quality Control Laboratory, EPA, Cincinnati, Jan 1969
- Methods for Chemical Analysis of Water and Wastes. Report 16020---07/71, EPA 1071
- Kopp J.F. and Kroner R.C.: "Trace Metals in Waters of the United States" A five year summary of trace metals in rivers and lakes of the USA 1962-1967. EPA, Cincinnati.
- Handbook for Analytical Quality Control in Water and Wastewater Laboratories. Analytical Quality Control Laboratory, EPA, Cincinnati, June 1972
- Analys for Mercury in Water, A Preliminary Study of Methods, EPA-R4-72-003, Sept 72

Fysikalisk-kemisk rening inkl. kvävereduktion

- Kreissl F. James: Granular Media Filtration of Wastewater,
Cincinnati. Jan 73
- Mixon F.O.: Filtration of Municipal Waste with a Moving Bed
Contactor EPA, Contract 14-12-895, Jan 72
- Directo Leon S.Masse, A.N.: Phosphate Removal by Mineral Addition
to Secondary and Tertiary Treatment Systems, May 1972.
- Rocketdyne Research North American Rockwell Corporation Canoga
Park: California 91304
Development of a Chemical Denitrification Process,
EPA Contract 14-12-546, Oct 1970
- Smith R.: Design of Ammonia Stripping Towers for Wastewater
Treatment, Aug 1970
- Orcutt J.C.: Fluidized Bed Clarification as Applied to Wastewater
Treatment. EPA, R2-72-032, Dec 1972
- Gandy A.et al.: Biological Concepts for Design and Operation
of the Activated Sludge Process. EPA, 17090 FQJ
Sept 1971
- Kreissl F.J. and Westrick J.: Municipal Waste Treatment by
Physical-Chemical Methods, EPA, Sept 1972
- Kugelman I.J.: General Information on Phosphorus Removal, EPA
Nov 1972
- Kugelman I.J. and Cohen J.M.: Physical-Chemical Processes, EPA, 1973
- Cohen M.J.: Control of Environmental Hazards in Water, EPA, June 1971
- Kugelman I.J.: Status of Advanced Waste Treatment, EPA, May 1972
- Chainbelt, Inc.: A Mathematical Model of a fival Clarifies, EPA
17090 FJW, Feb 1972

Slambehandling

Farrel B.J., Smith E.J., Hathaway W. S. and Dean B.R.: Lime
Stabilization of Chemical Primary Sludges at 1.15 MGD,
Oct 1972

Evans O. James: Soils as Sludge Assimilators

Dean B. Robert: Disposal and Reuse: What are the Options?
March 1973

Litteraturöversikter

Introduction to EPA Computer Literature Searching Internal
Report, EPA, Cincinnati, Library 1973, EPA,
Journal Holdings. NERC Cincinnati Library 1973, EPA
Cincinnati, 1973

EPA Reports Available through NTIS (National Technical Information
Service), a Title Listing
EPA, -LIB-72-01, EPA, Febr 1972

Bibliography of R & M Research Reports. Socioeconomic
Environmental Studies Series, EPA-R5-73-012,
Jan 1973

9. BESÖK VID EPA'S PILOT PLANT, BLUE PLAINS, WASHINGTON D.C.,1973-05-11

5000 Overlooking Avenue, Washington D.C. SW

Under besöket samtalade vi med:

Walt Schuk, Instrumentering och reglering

Tom O'Farrel, project manager

9.1

Inledning

Anläggningen vid Blue Plains är en av EPA's större försöksanläggningar i halvstor skala och ligger i Washington D.C. Pilotanläggningen ligger intill Washingtons avloppsverk, vilket dagligen behandlar $900\ 000\ m^3$ avloppsvatten. Försöksanläggningen består av en anläggning för försök med konventionell behandling (försedimentering och aktivslam) kallad "multipurpose plant" ($750\ m^3/dag$) och en anläggning för kemisk behandling av avloppsvatten, kallat physical-chemical pilot plant ($400\ m^3/dag$) och en anläggning för aktivslambehandling med syrgastillsats istället för konventionell luftning ($400\ m^3/dag$).

"Multipurpose plant" konstruerades 1969 med hjälp av federala medel. Delprocessen i denna pilotanläggning kan användas både för fysikalisk-kemisk behandling och för primär- och sekundärbehandling. Aktivslamanläggningen för rent syre fullbordades i maj 1970.

9.2

Allmän beskrivning av pilotanläggningen för fysikalisk-kemisk behandling

I denna anläggning behandlas vattnet med enbart fysikalisk-kemiska metoder. Ingående delprocesser är kemisk fällning, airstripping eller selektivt jonbyte för ammonium, filtrering, adsorption i aktivt kol samt klorinering. Vidare ingår slambehandling och ett kemiskt återvinningssystem. Den kemiska fällningen och filtren är dimensionerade för ett flöde av mellan 350 och 400 m^3/dag medan övriga delprocesser är dimensionerade för halva detta flöde.

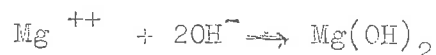
Anläggningen är i drift dygnet runt alla dagar i veckan. Inkommande flöde kan varieras enligt ett program och typiska dygnsvariationer kan sättas in i programmet. Personalstyrkan är anmärkningsvärt hög, totalt ca 40 personer vid pilotanläggningen. Man har tre operatörer som går i treskift för att driva anläggningen.

Hittills har man i verket investerat mellan 1,5 och 2 M dollar och räknar med en årlig driftskostnad av ca 750 000 dollar förutom nyinvesteringar.

9.3

Vattenbehandling i den fysikalisk-kemiska anläggningen

Flödet genom pilotanläggningen beskrivs i figur 9.1. Det inkommande vattnet leds efter galler och sandfång till en snabbfällare där osläckt kalk tillsätts i torr form (ca 350 mg/l), varvid pH höjs till ca 11,5. Vid detta pH utfälls bikarbonat, fosfat och magnesiumjoner från vattnet. Magnesiumjonerna reagerar med hydroxidjoner



Magnesiumhydroxiden är ett effektivt flockningsmedel som hjälper till att fälla ut organisk substans. Kalkfällningsenheten visas i figur 9.2. Den består av fyra interna zoner, en primär blandningszon, en sekundär blandningszon (flockning), en sedimenteringszon samt en slamzon. Flockningstiden är i medeltal 31 minuter. I den efterkommande sedimenteringen utfälls fasta partiklar och flockar med en uppehållstid av ca 2 timmar. Och en ytbelastning på ca 1,7 m/h.

För att hålla balansen av fasta partiklar i slurryblandningen för kalk återförs en del av slammets från sedimenteringstanken. Detta återflöde är ca 5 % av inkommande flödet. Cirka 2 % av inkommande vatten utgörs av slam som bortförs från fällningssteget.

Med hjälp av koldioxidtillsats i rekarbonatiseringstanken sänks man pH till ca 10 och därvid fälls ytterligare kalk ut i form av kalciumkarbonat. För att erhålla en bättre utflockning av kalciumkarbonaten tillsätter man järn (III)klorid (15-30 mg/l) före rekarbonatiseringen vid en ca 20 min lång kontakttid. Den utfällda järnhydroxidkalciumkarbonaten avskiljs sedan genom den andra sedimenteringstanken med ca 1,5 timmes uppehållstid. ..

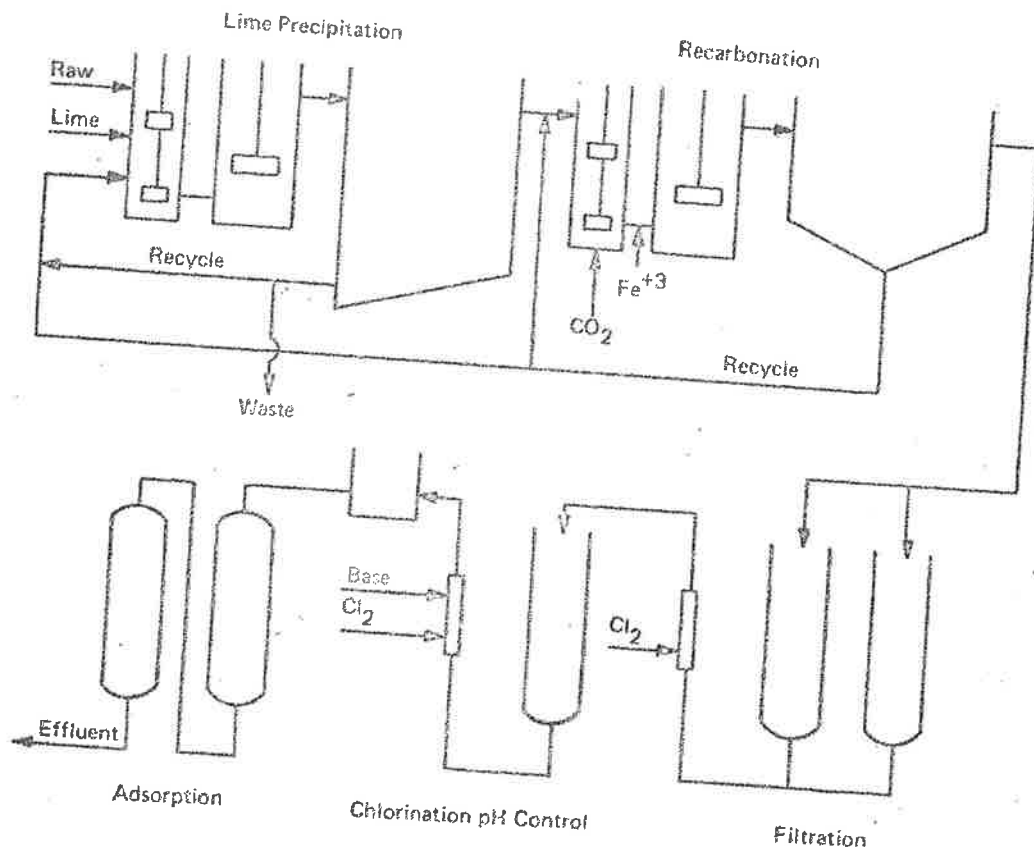


Fig. 9.1. Flödet genom fysikaliskt-kemiska pilotanläggningen

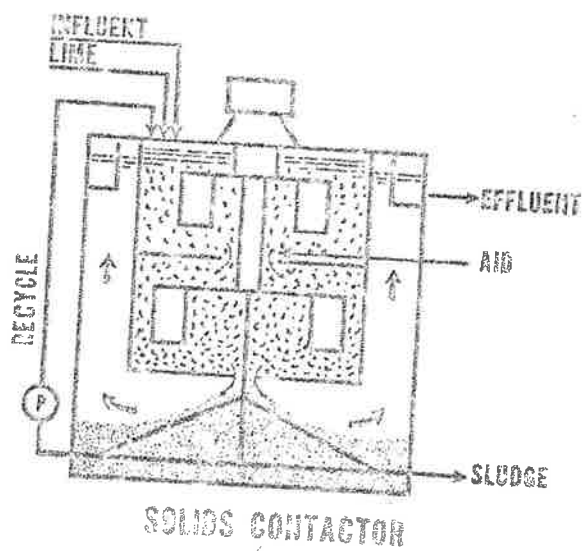


Fig. 9.2. Kalkfällningsenheten

Typiska ytbelastningar i sedimenteringsbassängerna är 1,7-2,5 m/h. I dessa första steg räknar man med ca 90 % fosforreduktion. Efter den kemiska fällningen följer ytterligare tre steg: filtrering, klorering och aktiv-kolbehandling. Filtreringssystemet tar bort fasta partiklar ur vattnet och innehåller fyra stycken parallellkopplade filtertorr, s.k. tvåmediafilter. Varje filter är packat med ca 60 cm kol (0,9 mm) och 15 cm sand (0,45 mm). Spoltiden är ca 20 minuter. Varje filter har ett dagligt tillflöde av ca 95 m³ med en ytbelastning av ca 7 m³/h. Man hade inget besvär med underhållet av filtren. Fosforhalten går ned ytterligare ca en procentenhet i filtren.

Tom O'Farrel hävdade att filtren borde placeras efter aktiv-kolanläggningen för att i stället utgöra slutpolering på vattnet. Detta var dock inte utprovat, men O'Farrel var övertygad om att filtrering plus Al-sulfattillsats borde ge ett bättre resultat med denna nya utformning.

Efter filtreringen reducerar man pH-värdet till mellan 6 och 7 med hjälp av klor-tillsats, varefter vattnet pumpas till en koldioxid-stripper för att ta bort koldioxiden före brytpunktskloreringen. Brytpunktsklorering används för att reducera kväve i form av ammoniak. För att ta bort ammoniaken tillsätts klor och en bas under noggrann pH-reglering, vanligen värdet 7.

För att nå brytpunkten och fullborda omvandlingen av allt ammoniakkväve till kväve måste stökiometriskt 7,6 mg klorgas tillsättas för varje mg ammoniakkväve. I praktiken ligger siffran på 8,5-9. Brytpunkten uppträder när mängden ammoniakkväve är noll, och därvid detekteras fritt klor i vattnet. Den totala mängden restklor skall minimeras. Flera icke önskvärda sidoreaktioner uppträder vid brytpunktskloreringen. För att göra förhållandena så gynnsamma som möjligt och undvika sidoreaktionerna håller man en mycket noggrann pH-reglering, en snabb och effektiv blandningsprocedur och en noggrann reglering av överskottsklor i vattnet.

Flödet från brytpunktskloreringen pumpas sedan genom aktiv-kol-filter för att ta bort återstående lösliga organiska ämnen. Man anser att kolfiltren fungerar mycket effektivt i kombination med brytpunktsklorering. I pilotanläggningen regenererar man icke kolet.

För rekalcinering använde man sig av en ugn av minsta storleken från Envirotech. Ugnen var för stor för att man skulle hålla den i kontinuerlig drift. Man körde ugnen batchvis genom att man lagrade upp kalkslam i ugnen och sedan körde i gång när den var full. Detta fungerade bra, och gav ca 75 % återvinning av kalken. Slutprodukten har vanligen en halt av 0.15 mgP/l räknat som totalfosfor. Resthalt av kväve är 2-2,5 mg/l medan BS i allmänhet är längre än 5. Detta ger en total reduktion av BS på 80 % och en fosforreduktion på 95 %. Dessa värden utgör medelvärden för de 18 månader som pilotanläggningen varit i drift. Man räknar med en reduktion av TOC på ca 75 % vid kombinationen brytpunktsklorering och aktivkolfilter.

9.4 Allmänna slutsatser om fysikalisk-kemisk rening

Det är svårt att göra rättvisande kostnadsjämförelser mellan biologisk och fysikalisk-kemisk rening. Driftkostnaderna för de senare är definitivt högre men investeringskostnaderna är å andra sidan lägre. Styrproblemen är mindre för den fysikalisk-kemiska anläggningen. Man har bättre klart för sig vad som händer i jämförelse med vid biologisk rening. Vid en allvarlig störning på verket har dessutom kemisk behandling den fördelen att det går snabbt att få igång verket igen i motsats till en aktivslamanläggning. Kemisk behandling har dock andra nackdelar såsom större slammängder samt problemet att få råvaror. Detta senare blir ett allt allvarligare problem i många fall enligt uppgifter i USA. Det är dock något överdrivet av vad vi kan förstå. Man räknar med en kostnad för kemisk rening av 7 - 10 cent/m³. Därav är kostnaden för de tre sista stegen ca 5 cent.

I pilotanläggningen finns en del problem som måste lösas om anläggningen skall skalas upp. T.ex. spolvattnet från filtren gick direkt ut ur pilotanläggningen utan några åtgärder. Likaså reaktiverades inte kolet från kolfiltren.

9.5 Aktivslamanläggning med rent syre

Man testar f.n. en aktivslamanläggning med rent syre. Luftningsbassängerna måste då vara slutna för bättre utnyttjande av tillfört syre. Det ligger flera bassänger i serie, och syret pumpas från den ena till den andra, varvid partialtrycket för syret går ned succesivt. Man styr kompressorerna med hjälp av tryckmätning.

De främsta motiven att använda syre i stället för luft är dels att mindre mängder slam produceras i förhållande till vanliga aktivslamanläggningar och dels att uppehållstiderna kan halveras. Normala luftningsbassänger i USA har uppehållstider på ca 6 timmar, vilket är mycket jämfört med svenska förhållanden. Man kommer således med till uppehållstider på ca 3 timmar och kan därmed göra mindre bassänger. Anläggningar med rent syre har dessutom stort värde vid mycket tjocka vatten, d.v.s. vid mycket höga ingående BS-värden. Man kan hoppas på bättre sedimenteringsegenskaper. Tyvärr har det dock visat sig att slammnet haft mycket svårare att sedimentera än vanligt aktivt slam.

F.n. planeras flera anläggningar av denna typ, bl.a. en i New Jersey.

9.6 Experiment med mikrosilar

Man har satt in mikrosilar i försöksanläggningen för fysikalisk-kemisk rening. Silarna sitter direkt efter sandfånget. Man har mycket goda driftserfarenheter av dessa silar. Sanna typ av silar har också testats i Cincinnati. Det är svårt att via mätningar verifiera nyttan med silarna, ty vattenkvaliteten förbättras inte märkbart. Däremot har underhållsproblemen på pumparna minskats och igensättningen har minskats avsevärt. Det skall observeras att man i detta fall även har försedimentering.

9.7 Projektplaner för ett utbyggt reningsverk i Washington DC

Ett utbyggt reningsverk för Washington DC skall vara fullbordat 1978. Detta reningsverk kommer att ha en kapacitet av $13,5 \text{ m}^3/\text{s}$ nominellt och maximalt $20 \text{ m}^3/\text{s}$. Man räknar med ett maxflöde på $27 \text{ m}^3/\text{s}$ till verket. Då fick man dock räkna med "bypass" efter primärsedimenteringen. Endast klorening görs på bräddat vatten. Reningsverket kommer att byggas med aktiv-slam plus avancerad tertiär rening.

Kraven på utflödet till Potomacfloden är mycket stora eftersom föroreningen av floden har gått långt redan. Man kräver t.ex. BS lägre än 4,5 mg/l, kväve 2.6 mg/l och fosfor 0.22 mg/l. Man räknar då kväve-borttagning som det svåraste. I pilotanläggningen har man under 18 månader provat en nedskalad modell av detta reningsverk och kommit till goda resultat.

9.8

Nya reningsverkets flödesschema

Uppehållstiden i det nya reningsverket räknas så högt som 21 timmar. Det råa avloppsvattnet pumpas först in till en primärsedimenteringsdel varifrån vattnet rinner till en modifierad aktivslamanläggning där uppehållstiden beräknas till 2,5-3 timmar. Typiska värden för slamhalten är 1000 - 1500 mg/l. I denna aktiv slamanläggning räknar man med en 70 % minskning av BS. I den första delen av luftningsbassängen pumpar man in luft och i sista steget tillsätter man Fe-klorid eller Al-sulfat och räknar därigenom att åstadkomma en fosfor-reduktion på ca 70 %. Vattnet från luftningsbassängen rinner därefter till en sedimenteringsbassäng och en del av det aktiva slammet returneras på vanligt sätt.

Efter sedimentering i aktivslamanläggningen tillsätts kalk för att höja pH-värdet till ungefär 8,5. Tillsatsen var ungefär 50 - 60 ppm.

Nästa steg är ett nitrifikationssteg där uppehållstiden är ca 4 timmar. I nitrifikationssteget vill man undvika lågt pH och tillsätter därför kalk i början av detta. I slutet av bassängen pumpar man in luft varvid nitrit övergår i nitrat. Genom bildandet av koldioxid har pH sjunkit till 7,5 i slutet av bassängen. Vattnet går sedan till en sedimenteringsbassäng och vidare till denitrifikationssteget, en anaerob process. Denitrifikationen påskyndades med tillsats av metanol som utgör näringskälla för mikroorganismerna varvid kvävgas avgår. Tillsatsen av metanol styrs på grundval av mätningar av nitrat med autoanalysator. Vattnet rinner sedan till en tank med 30 minuters uppehållstid där Al-sulfat tillsätts under luftning av vattnet. Luftningen åstadkommer att ytterligare kvävgas avgår. Efter detta går vattnet till filtrering. Man vill också prova tvåbäddsfiltre, som är parallellkopplade. Slutligen kommer klorering. Fria mängden klorgas mätes med en Fisher-Porter analysator.

Råvaruproblemen kan bli besvärliga för det nya verket liksom aluminiumkostnaden är ett stort bekymmer. Man bör noga överväga valet av en sådan kemikalie ansågs det. Metanol kan erhållas från naturgas, men där råder också restriktioner på grund av energikrisen.

9.9 Instrumentering och reglering

Till pilotanläggningen är knuten en IBM-dator S7 med 14 k kärnminne. Se figur 9.3. Denna maskin används hittills endast för styrning av vissa enhetsprocesser i pilotanläggningen för den fysikalisk-kemiska behandlingen. Man styr doseringen av kemikalier, (Al-sulfat och Fe-klorid). Till anläggningen hör flera Technicons autoanalyser. Man mäter fosfor efter primärsedimenteringen. Detta värde samt flödet in till verket dimensionerar doseringen Al-sulfat. Tillsatsen av kalk styrs utifrån pH-mätningar. Detta är en svår process i den kombinerade biologiska-kemiska reningen, ty där är man intresserad av mäta pH-värdet i slutet av bassängen med 4 timmars uppehållstid. Nu är man dock räddad av det faktum att pH-värdet i slutet av bassängen märks fortare pga att gradienten och trenden syns inom loppet av några minuter, även om inte vätskan blandats homogent.

I denitrifikationssteget tillsättes metanol och denna tillsats styrs med hjälp av analys av kvävehalten.

Typiskt för den filosofi man antar är att styra de yttre betingelserna så bra som möjligt. Därvid kanske man kan försäkra att de biologiska processerna uppför sig som önskat. Så t.ex. vill man i framtiden styra syrehalt, pH samt dosering. Reglerkretsarna i pilotanläggningen finns åskådliggjorda i tabell 9.1.

Flödesmätning anser man vara ett stort problem främst beroende på de små flödes hastigheterna, oftast mindre än 0,5 m/sek. Därvid blir signalerna oacceptabelt låga. Noggrannheten blir inte bättre än 5 %. Däremot kan man vid högre flödes hastigheter räkna med noggrannheter på kanske 1 %. Man har inte provat parshallrännor men däremot ultraljudsmätare en kortare tid. Flödesmätningen hänger också samman med doseringen, vilken ju inte minst ekonomiskt har en stor betydelse.

Component	Characteristic
Processor	
Cycle time	400 nanoseconds
Word size	16 data bits plus 2 parity bits
Storage size	10,240 words
Priority interrupt levels	four
No. of instructions	40
No. of input/output commands	68
Interval timers	two, 50- μ sec resolution
Input/Output	
Analog input	
Scan speed	200 points/second/module
No. of modules	two
ADC resolution	14 bits plus sign
No. of points	60
Sensors scanned	pH (8) wastewater flow (14) water pressure (4) sludge density (2) air pressure (1) dissolved oxygen (11) chemical flow (7) temperature (6) *
	chemical concentration (19) ** airflow (8)
Digital Input	
Scan speed	250,000 Hz
No. of points	35 total, 10 interrupting
Noninterrupting points	chemical concentration type (19) temperature point (6)
Interrupt points	chemical concentration (4) temperature (1) pressure (3) hydraulic level (2)
Analog Output	
Resolution	10 bits
No. of points	one
Actuators controlled	gas valves (3) chemical pump (1)
Digital Output	
Rating	100 volt-amperes
Speed	250 Hz
Actuators controlled	lime belt (1) sludge valve (2) chemical pump (1) operator alarm (1) watchdog timer (1) stepping motor (1)

* multiplexed to 1 point

** multiplexed to 4 points

Fig. 9.3. Processdatorn IBM System 7.

Stage	Control Objective	Control Variable	Sensors	Actuators
Lime clarification	pH setpoint range: 11.3-12.0	CaO Feed range: 0-36 lb/hr	pH assembly Magnetic flow meter	Gravimetric feeder
	Sludge wasting range: 0.5-2.5% of flow	Volume	Magnetic flow meter Level switch	Electropneumatic ball valve
Recarbonation	pH setpoint range: 9-9.8	CO ₂ Feed range: 0-200 lb/hr	pH assembly Magnetic flow meter	Equal percentage valve
	Sludge wasting range: 0.5-2.5% of flow	Volume	Magnetic flow meter Level switch	Electropneumatic ball valve
	FeCl ₃ dosage range: 0-10 mg/l	FeCl ₃ Feed	Magnetic flow meter	Peristaltic pump
pH Control (prechlorination)	pH setpoint range: 6.0-7.5	Cl ₂ Feed range: 0-150 lb/day	pH assembly Magnetic flow meter	V notch chlorinator
Breakpoint chlorination	Free Cl ₂ residual range: 0.5-8 mg/l	Cl ₂ Feed range: 0-150 lb/day	Magnetic flow meter AutoAnalyzers for Cl ₂ and NH ₃	V notch chlorinator
	pH setpoint range: 7-8.5	NaOH Feed range: 0-3.7 liter/min. (8.5% NaOH by weight)	pH assembly Magnetic flow meter	Positive displacement pump

Tabell 9.1. Reglerkretsarna i pilotanläggningen för fysikalisk-kemisk rening

Doseringen av kalk sker med hjälp av en bandtransportör. Datorn räknar ut hur mycket kalk som kommer att behöva doseras för den kommande minuten. Bandtransportören går sedan så stor andel av den kommande minuten som erfordras. Denna noggrannhet anser man helt tillräcklig. Mängden inkommande vatten till verket samt mängden fosfor styr doseringen av kalk. Detta är alltså en feedforward-loop. Man mäter sedan pH-värdet efter kalktillsatsen och kan i en långsammare tidsskala justera doseringen av kalk med hjälp av en PI-regulator, som är inprogrammerad i IBM-datorn. Man anser att det går bra att styra inom pH marginal på 0,1. Typisk tidsskala för feedforwardloopen är 4-5 sekunder, medan feedbackloopen har en tidskonstant på ca 5 minuter. För kalkdoseringen har datorn en samplingstid på 15 sekunder för både feedback och feedforward. Att samplingstiden är så pass kort för feedbackloopen hänger samman med att pH märks tidigare p.g.a. koncentrationsgradienten som nämnts tidigare.

Klördoseringen baseras på en enkel algebraisk ekvation som hänger samman med stökiometrin. Man mäter efteråt fria mängden klor i vattnet. En PI-regulator styr då den marginella mängd klor som skall tillsättas för att uppnå en viss mängd fri klor (restvärde 4 mg/l). Rektionstiden i kloreringen är snabb (ca 2 sek). Pumparna har tidskonstanter i storleksordningen 15 sek. Mätningen av klor i feedbackloopen har 4-5 minuter. Detta gör att feedbackloopen med nödvändighet blir mycket långsam.

Syrehaltreglering har ännu inte provats men man har ganska stor erfarenhet av DO-sensorer. Under 18 mån har man provat en DO-mätare från Delta Scientific vilken fungerat till stor belåtenhet. Mätaren har kalibrerats bara någon enstaka gång under denna tid. Manuella kalibreringar görs med jämna mellanrum varvid noggrannheten kan kollas. Däremot har man haft sämre erfarenheter av en mätare från Beckman.

Signalöverföringen är inga problem så länge man håller sig till strömsignaler. Dessa har standardiserats till 4 - 20 mA. Schuk hade uppfattningen att en dator är ovärderlig även om ingen automatisk reglering skulle ske. Mätvärdesbehandlingen är så pass komplicerad att en dator måste användas om man överhuvud taget skall få en uppfattning om vad som händer dynamiskt i en reningsprocess.

Tidssynkroniseringen är väsentlig. Likaså måste omvandling till lämpliga enheter, justering av olinjära skalor o.s.v. kunna ske lätt.

Beträffande slamhaltsmätningar har man ännu ingen erfarenhet. Man har heller inte planerat att använda några slamhaltsmätare som mätinstrument för reglering, Inte heller slamnivåmätare planeras att användas.

9.10

Referenser

- Preslay T.A. m. fl.: "Nitrogen Removal by Breakpoint Chlorination"
Technical Report, EPA, Cincinnati, Sept 1970
- Stamberg J.B.: "Activated Sludge Treatment with Oxygen" Technical
Report, EPA Cincinnati, March 71
- Bishop D.F., O'Farrel T. and Stamberg J.B.: "Physical Chemical
Treatment of Municipal Wastewater", J Water PCF March 1972
vol 44 no 3 p. 361-371
- O'Farrel T.O. m. fl.: " Nitrogen Removal by Ammonia Stripping"
JWPCF Vol 44 no 8 aug 72, p,1527-1535
- Bishop D.F., Schuk W. m.fl.: Computer Control of Physical-Chemical
Waste Water Treatment Särtryck från Pollution: Enginee-
ring and Scientific Solutions Edited: ES Barrekette,
Pienun Publ corp p. 522-547.
- Schuk W.W.: "Control Systems in Advanced Waste Treatment"
68th National AIChE Meeting, Houston, Texas, March 1,
1971

10. BESÖK VID CANADA-CENTER FOR INLAND-WATERS, BURLINGTON,
ONTARIO, CANADA 1973-05-14/15

Wastewater Technology Center, P.O. Box 5050, Burlington, Ontario

Vi sammanträffade med:

Mr. A.B. Stethenson, pilotanläggningen

Mr. Allan R. Towshend, Technology development branch

Mr. N.W. (Norm) Schmidtke, Head Wastewater Technology
Centre

Pilotanläggningen

Vi visades runt av A.B. Stethenson i den nya byggenheten i Burlington som också inhyser pilotskalanläggningarna. Man hade relativt mycket apparatur och utrustning som man hade installerat under ett år. De egentliga försöken hade ännu inte kommit igång då det endast var ett år sedan man flyttade in i de nya lokalerna. Detta innebär att man inte hade några direkta resultat att redovisa utan redogjorde enbart för de planerade försöken. Det man skall koncentrera sig på var kvävereduktion enligt olika biologiska metoder. Man var även intresserad av kalkfällning och då i form av förfällning. Man hade också installerat en hel del utrustning för att göra avvattningsförsök på slam. Man hade bl. a. bandfilter, centrifug och vakuunfilter tillgängligt i anläggningen. Det var också intressant att konstatera att det var fullskaleenheter som man hade tillgängliga här.

Man har installerat ett sinnrikt system för fördelning av avloppsvatten genom hela anläggningen, så att man kan ta ut delströmmar överallt och vatten av olika kvalitet. För att kunna göra försök med industrivatten så hade man installerat en stor aktivslananläggning utanför som fick försörja de olika enheterna för tester på industrivatten. Man har dessutom installerat 6 st stora lagringstankar för industrivatten. I tre av dessa pumpar man in olika typer av industrivatten, som sedan testas med avseende på möjligheterna att rena med bl. a. biologiska-, fällnings- eller filtreringsmetoder. Det rena vattnet samlas sedan upp i separata tankar liksom slammet. Man gör också många testförsök på slam för att studera inverkan av olika giftsubstanser. Försök i klimatkammare med biologisk rening vid konstant och förhöjd temperatur skall genomföras.

Man har två modellscaleanläggningar av Attishoz: en i halvkubikmeterskala och en ren laboratorieanläggning. Man skall där göra försök med biologisk rening i två steg och ev. utföra efterfällningsförsök. Motsvarande anläggning har vi haft i Sverige sedan 1967.

De parametrar som man framförallt var intresserad av för kommunalt vatten är kväve, kol och fosfor. Detta innebär att all forskning och utveckling är koncentrerad kring dessa tre substanser. Vid sidan av detta hade man också intresse av olika industrivatten och vad dessa kunde innehålla i form av olika föroreningar. Det mesta arbetet utfördes i form av examens- och doktorsarbeten eller motsvarande.

10.2 Diskussioner

Med Townshend och Schmidtke vid Canada-Inland Waters Centre diskuterades i första hand biologisk kvävereduktion. Det skall dock poängteras att man fortfarande ansåg att fosforfrågan var väsentligast men att man ville göra klart för sig hur en kvävereduktion bäst genomförs såväl ur teknisk som ekonomisk synpunkt, om det skulle bli aktuellt med kvävereduktion. De talade om, att det utfördes ett doktorsarbete vid universitetet i Hamilton beträffande nitrifikation och denitrifikation. Detta arbete hade som målsättning att göra någon form av optimering av hur en biologisk kvävereduktion bäst genomförs. Det kan redan nu fastställas att det största problemet var med nitrifikationen. Man var också intresserad av hur kvävereduktionen gick att genomföra under olika yttre klimatiska förhållanden. Det bör noteras att man inte lyckades redovisa vad man menade med optimal drift av en anläggning för kvävereduktion.

Vi diskuterade också en del beträffande slambehandling och slamdisponering och dithörande frågor. Man hade inte någon direkt erfarenhet beträffande slammet ännu. Till största delen användes slammet inom jordbruket.

10.3 Referenser

- Shannon, E. and Kamp, L.J.: Detergent Substitution Studies at C.F.S.
Gloucester, EPS, Canada. Feb. 1973
- Bell, R.M.: Sewage Sludge Disposal, Ontario, Canada, Nov. 1971
- Canada Centre for Inland Waters, Annual report 1972

Reports on Phosphorus Removal at different plants, jar tests.

Kitchener,	Aug.	1972
Preston,	Oct,	1972
Tillsonburg,	Aug.	1972
Brantford,	Aug.	1972
Paris,	Aug.	1972
Fergus,	June,	1972
Elora,	July.	1972

11. BESÖK PÅ ONTARIO MINISTRY OF THE ENVIRONMENT, 1973-05-15/16

135 St. Clair Ave. West, Toronto 195, Ontario, Canada

Vid ett möte deltog följande personer:

Mr. J. Toth
 Mr. G. van Fleet, Phosphorus program co-ordinator
 Mr. G. Rupke, fosforexperiment
 Mr. B. Boyko, "
 Mr. G. Mills, instrument och givare
 Mr. A. E. Symmonds
 Mr. R. Kauppinen
 Mr. K. Sakamoto

11.1 Allmänt

Mr. Toth tjänstgjorde som ett slags ordförande och som ledde samtalen. Dessutom hade vi nöjet att träffa D.S. Caverly som är assistant deputy Minister. Den senare var med på ELMIA-konferensen i Jönköping 1972.

Mötet började med att vi diskuterade allmänt kring svenska och kanadensiska förhållanden. Det kunde konstateras att man i Kanada i de flesta fall hade relativt små anläggningar. Detta innebär att de var mindre än ca 40 000 m³/d. Detta motsvarar ca 1/2 m³/s och det kan som jämförelse nämnas att Käppala har ca 2 m³/s. Man hade i Kanada en större anläggning, för 700 000 m³/d. Man hade betydligt större intresse av att bygga mindre anläggningar för lokal behandling än att bygga långa tunnlar och långa ihopsamlingsledningar och på så sätt dra på sig dryga pump- och transportkostnader för avloppsvattnet.

11.2 Kemisk rening

Deras grundläggande filosofi var helt naturligt att man ville få ut mesta möjliga till en låg kostnad. Det man då kunde förutse var att tillsätta kemikalierna framförallt vid en simultanfällningsprocess. Orsaken till att man hade simultanfällning istället för förfällning var att man oftast inte hade någon försedimentering.

I övrigt höll man med om, att förfällningen som metod var utmärkt att använda. Den resthalt på fosfor som man här diskuterade låg på ca 1 mg/l. Den normala ingångshalten var tidigare 10-12 mg/l. Efter den nya lag som har trätt i kraft beträffande fosforinnehållet i tvättmedel så hade detta värde sjunkit till 8-10 mg/l. Man hade nu i den nya lagen föreskrivit att tvättmedel fick innehålla högst 5 % fosfor, i övrigt skulle det vara olika substitut för fosfor.

Vid diskussionen med Toth dagen därpå beträffande fosforhalten och dess betydelse för slutresultatet så hävdade han klart att det inte har någon betydelse om det är 6 eller 12 mg fosfor/l på ingångssidan. Han ansåg dessutom att man nog hade haft lite för bråttom med genomförandet av den nya lagen beträffande tvättmedel i Kanada.

Det hade i Ontario hittills inte byggts särskilt många anläggningar med kemisk rening. Utbyggnadsprogrammet var skjutet på framtiden, så det skulle inte bli någon större utbyggnad före 1980-talet på kemiska reningsverkssidan. Man var betydligt mer intresserad av någon form av polishing av vattnet, d.v.s. någon form av sandfilter. Detta fanns också på en anläggning i Toronto. Man hade byggt ut ganska många biologiska anläggningar vid det här laget, som ganska väl täckte hela Ontario. I Kanada lämnade man stöd vid utbyggnad av reningsverk i form av lån med upp till 75 % av anläggningskostnaden. De löpande kostnaderna täcktes inte alls av dessa lån.

Det kan också nämnas att man förfogar över en fond på 6 miljoner dollar sedan 1971 och fram till 1975. Denna skall stödja forskning och utveckling inom fosforprogrammet. Man gör bl.a. praktiska manualer för hur kommunerna skall komma till rätta med avloppsproblemen. Det kan också vara intressant att notera att man tar på sig ett mycket tungt och stort ansvar för utbyggnaden av de nya anläggningarna då man går in och detaljgranskar de förslag som kommer in. Innan ett förslag antas och en anläggning kommer till stånd så måste lab-tester utföras liksom man måste göra omfattande pilotskaleförsök för att se hur man skall gå tillväga; typ av process, typ av kemikalier o.s.v. Det är också intressant att konstatera att Ontario-ministeriet har ett driftansvar för anläggningarna.

Skall man jämföra deras förhållanden med de förhållanden som råder i Sverige så kan man klart konstatera att man tar ett betydligt större direktansvar i Kanada för anläggningarnas utformning, funktion och drift.

Vi diskuterade mycket kring fosforreduktionen och vi överlämnade en svensk rapport beträffande utgående fosforhalts beroende på inkommande fosforhalt och de kemikalimängder som åtgår. Från Kanadensiskt håll hävdades att det var mycket stora variationer i erforderlig kemikaliedos. Det finns ingen korrelation mellan ingånghalten och den kemikaliedos som erfordras utan det som är avgörande är hur avloppsvattnet är beskaffat t.ex. avloppsvattnet är mjukt eller hårt o.s.v. När man skall bestämma erforderliga kemikalimängder så är man i Kanada tvungen att göra 2-3 veckors pilotförsök och därefter 2 månaders fullskaleförsök.

Man hade i Kanada två förslag på reningsverk med kalk som fällningsmedel. Det är intressant att konstatera att man i Kanada räknade med betydligt tjockare slam. De torrsustanshalter som angavs var 3-5 %.

Det var också intressant att konstatera att när man har sekundär rening, d.v.s. biologisk rening, så ansåg man att det var svårt att komma upp över 90 % BS-reduktion. Det krävs filtrering för att kunna erhålla låga resthalter för såväl BS som suspenderade ämnen. I vanliga biodammar räknade man med en medelårs reduktion för BS på ca 70 %. Man använde här ofta ytluftare. Man har inte haft några direkta problem med dessa vid denna typ av anläggning. När det gäller kemikaliedoseringen använde man sig framförallt av flödet för styrning av den kemikalimängd som erfordras. Man hade dålig erfarenhet från återkoppling med pH. Det behövs dock en viss reglering av pH så att man ligger på rätt nivå. Det ansågs också viktigt att man testat från hur mycket kemikalier som man normalt behöver före projekteringen. Man hade inte gjort några direkta försök på att ha olika doseringsmängder över dygnet d.v.s. någon form av trappstegsfunktion för doserad mängd mellan natt och dag t.ex. 80 och 125 mgAl/l. Det är naturligt att man kan tänka sig en något lägre nattdos då man i många fall har ytterst lite fosfor till en anläggning under natten. Inom parentes kan nämnas att man i Stockholm har testat detta med relativt goda erfarenheter.

Beträffande flödesmätarna önskade man 2 % mätnoggrannhet på dessa instrument. Det var framförallt fråga om magnetiska flödesmätare. Man var dock mycket nöjd om man kom upp till en mätnoggrannhet på 5 %.

Det kunde också konstateras att man på Ontario-ministeriet gjorde mycket lite beträffande kvävereduktionen ur recipientsynpunkt och de tekniska möjligheterna till kvävereduktion. Detta gjordes till största delen av Canada-center for Inland Waters.

11.3

Referenser

Boyko B.I. and Rupke J.W.G.: "Technical Implementation of Ontario's Phosphorus Removal Programme" Presented at the 28 th Purdue Industrial Waste Conference, West Lafayette, Indiana May 1973

Phosphorus Removal Design seminar, Canada-Ontario Agreement on Great Lakes Water Quality, Toronto May 28-29, 1973(erhållit efteråt).