



rappport

IVL Svenska Miljöinstitutet AB

Biologisk gasrening i kombination med olika fysikaliska separationsmetoder

Sammanfattning och tre fallstudier

Kåre Tjus, Rune Bergström, Mats Ek och Östen Ekengren

B 1392

Stockholm, december 2001



| | |
|---|--|
| Organisation/Organization IVL Svenska Miljöinstitutet AB IVL Swedish Environmental Research Institute Ltd. | RAPPORTSAMMANFATTNING Report Summary |
| Adress/address Box 21060 100 31 Stockholm | Projekttitel/Project title Biologisk gasrening i kombination med olika fysikaliska separationsmetoder |
| Telefonnr/Telephone 08-08-598 563 00 | Anslagsgivare för projektet/ Project sponsor IVLs delkoll. , Naturvårdsverket, Länsstyrelsen i Växjö, ÅF-IPK, Beckers Acroma, CTP, Extruding Pak i Glimåkra AB, SEAB, Vapo Oy Biotech, Reci |
| Rapportförfattare/author Kåre Tjus, Rune Bergström, Mats Ek och Östen Ekengren | |
| Rapportens titel och undertitel/Title and subtitle of the report Biologisk gasrening i kombination med olika fysikaliska separationsmetoder. Sammanfattning och tre fallstudier | |
| Sammanfattning/Summary Olika biologiska gasreningsmetoder har studerats i pilotskala vid tre olika industriella anläggningar. Rapporten innehåller en sammanfattande diskussion och de tre fallstudierna. Vid en lackfabrik behandlade man en luftström med blandade lösningsmedel, ca 0,3 g VOC/m ³ . Enbart ett biofilter med torv/barkblandning jämfördes med en kombination med biofilter och en regenerativ adsorptionsanläggning med hydrofob zeolit. Nattetid desorberades VOC från zeoliten med varm luft som cirkulerades över biofiltret. Enbart biofiltret gav ca 80% avskiljning av VOC, medan kombinationen gav ca 90%. Kostnaden beräknades till ca 70 kr/kg avskiljd VOC i båda fallen, exklusive byggnader, projektering, installation och personal. Uppvärmning av biofiltret kan vara en stor kostnad. Vid ett flexotryckeri behandlades luft med ca 1 g etanol/m ³ i samma biofilter som ovan. Reningseffekten var ca 80%. Överbelastning gav problem med syrabildning och lågt pH. Kostnaden beräknades på samma sätt som ovan till ca 20 kr/kg VOC. Vid en återvinningsanläggning för lösningsmedelsrester provades ett biofilter med inert fyllning av lecakulor. Stora variationer i halt och sammansättning förekom. Reningensgraden var högst 50%. Försök med vattenskrubning visade att bara mellan 50 och 65% av VOC var vattenlösligt, vilket säkert bidrog till den dåliga effekten i filtret. En enkel miljöanalys visade att kombinationen biofilter och sorbent i många fall kan förbättra miljönyttan med reningen. | |
| Nyckelord samt ev. anknytning till geografiskt område eller näringsgren /Keywords Biofilter, gasrening, adsorption, VOC, absorption | |
| Bibliografiska uppgifter/Bibliographic data IVL Rapport/report B 1392 | |
| Beställningsadress för rapporten/Ordering address IVL, Publikationsservice, Box 21060, S-100 31 Stockholm fax: 08-598 563 90, e-mail: publicationservice@ivl.se | |

Innehållsförteckning

| | |
|---|----|
| Sammanfattning | 3 |
| Summary | 5 |
| 1 Syftet med undersökningarna | 7 |
| 2 Erfarenheter och slutsatser från försöken | 7 |
| 2.1. Bellö | 8 |
| 2.2. Glimåkra | 9 |
| 2.3. Värnamo | 10 |
| 2.4. Jämförelse mellan de tre fallen | 11 |
| 2.5. Kombinationsprocessen med ett regenerativt sorbentsteg kopplat till biofiltret | 12 |
| 2.6. Bioskrubber och skrubberförsöken i Värnamo | 13 |
| 2.7. Miljönyttan i de olika fallen | 13 |
| 2.8. Slutsatser | 15 |
| 3 Referenser | 16 |
| Fallstudie 1 VOC-rening med en regenerativ zeolitbädd och ett biofilter som förbränningssteg | 17 |
| Innehållsförteckning för fallstudie 1 | 18 |
| Fallstudie 2. Rening av ventilationsluft från ett flexotryckeri med biofilter | 59 |
| Innehållsförteckning för fallstudie 2 | 60 |
| Fallstudie 3 Försök med biofilter, sorbent och olika typer av skrubber för avlägsnande av lösningsmedel i luft | 69 |
| Innehållsförteckning för fallstudie 3 | 70 |

Sammanfattning

I projektet har olika biologiska gasreningsmetoder studerats i pilotskala vid en lackfabrik, vid ett flexotryckeri och vid en behandlingsanläggning för lösningsmedelsrester.

Vid Becker Acromas lackfabrik i Bellö studerades ett biofilter bestående av en torv-barkblandning. Man skall här behandla ett totalt flöde på 13000 Nm³/h med en medelhalt på 0,3 g VOC per m³. Här testades reningen såväl för enbart biofiltret som reningen då biofiltret kopplats till en regenerativ adsorptionsanläggning med hydrofob zeolit som sorbentmaterial. Under desorptionsfasen cirkulerades den desorberade luften över biofiltret tills all VOC hade överförts från zeoliten till biofiltret. Utifrån försöken kunde reningsgraden för systemen bestämmas och ett dimensioneringsunderlag för fullskalanläggningar erhållas.

Reningsgraden för kombinationssystemet beräknades kunna bli ca 90 % för en fullskalanläggning. Kostnaden per kg avskild VOC beräknades till ca **70 kronor** per kg VOC. Energikostnaden står här för ca 10 kr per kg avskild VOC.

Ett biofilter skulle här få en reningsgrad på 80 % och en avskiljningskostnad på mellan 64 och 75 kronor per avskilt kg VOC. Den lägre avskiljningskostnaden (64 kronor) fås i det fall man kan nöja sig med en temperatur på 15°C i biofiltret, energikostnaden blir här 11 kr per kg avskild VOC. Den högre avskiljningskostnaden (75 kronor) fås i det fall man måste hålla temperaturen i biofiltret på 20°C, energikostnaden står i detta fall för 24 kronor per kg avskild VOC. Alla kostnadsberäkningar är exklusive byggnader, projektering, installation och personal.

Vid Extruding Pac's flexotryckeri i Glimåkra skulle ett ventilationsflöde på 7500 m³/h innehållande i genomsnitt 1 g/m³ VOC behandlas. VOC-gasen består här främst av etanol. Här studerades enbart ett biofilter, bestående av en torv/barkblandning. Reningen över biofiltret var i genomsnitt ca 80 %. Vissa periodiskt återkommande problem med bildning av ättiksyra kopplat till dålig VOC-avskiljning förekom under de 4 månader som försöket pågick.

Genom en rätt belastning, bra skötsel och tillsats av tillräcklig mängd buffertmaterial tror vi att detta problem skulle kunna bemästras. Avskiljningskostnaden per kg avskilt VOC blev i Glimåkra ca **20 kronor**, varav energikostnaden stod för ca 1 krona. Anledningen till den mycket lägre energikostnaden här är att man har en relativt varm ventilationsluft, 28°C, och att halten VOC, 1 g/m³, är så hög så att ett väsentligt energitillskott från den biologiska nedbrytningen erhålls.

Vid försöken vid Reci behandlingsanläggning i Värnamo där 1000 m³/h luft med en genomsnittlig VOC halt på 1 g/m³ skulle behandlas, fick vi en reningsgrad på endast 30 – 50 % i biofiltret. Luften kommer från en blandningstank där olika lösningsmedelsrester blandas. Biofiltret bestod här av en bädd med lecakulor. Även försök med vattenskrubbing genomfördes, med en rening på mellan 50 och 65 %. Höga halter av föroreningar med dålig vattenlöslighet är säkert en av orsakerna även till den dåliga avskiljningen i biofiltret. Behandlingskostnad per kg VOC har beräknats till drygt 50 kronor. Energikostnaden blir låg för detta biofilter, då utgående luft från blandningskärlet innehåller en hög halt VOC.

En enkel miljöanalys visar att biofilterkombinationen (biofilter + sorbent) i många fall kan förbättra miljönyttan för biologisk reningsteknik.

Summary

Different biological methods for treatment of contaminated air have been studied in pilot scale in three cases: a varnish factory, a flexographic printing works and a recovery plant for solvent residues.

At Becker Acroma varnish factory in Bellö, a biofilter with peat and bark was studied. The total air volume to be treated was 13 000 Nm³/h with average concentration 0,3 g VOC/m³. Treatment with just the biofilter was compared to treatment with a combination of the biofilter with a regenerative adsorption unit with a hydrophobic zeolite. During the desorption phase warm air was circulated over the zeolite and the biofilter. The VOC removal capacity was determined, and design parameters could be calculated.

It was estimated that 90% of the VOC could be removed by the combined system in a full-scale unit. The cost would be about 70 SEK per kg removed VOC. Of this, about 10 SEK would be for energy.

Just a biofilter would give about 80% removal of VOC to a cost of 64 to 75 SEK per kg removed VOC. The cost is dependent on the temperature necessary in the biofilter, 15°C demand energy for 11 SEK and 20°C for 24 SEK. All cost calculations are except buildings, design, installation and personnel.

At Extruding Pac flexographic printing works in Glimåkra 7 500 Nm³/h of air with 1 g VOC/m³ was to be treated. VOC was mainly ethanol. A part of the airflow was treated in the pilot scale biofilter with peat and bark.

The average removal of VOC was about 80%. Periods with accumulation of acetic acid occurred during the 4 months test, resulting in low pH and decreased removal of VOC. This problem could probably be avoided with proper load, maintenance and sufficient buffering material in the filter.

The cost was estimated to about 20 SEK per kg removed VOC, of which just 1 SEK is for energy. The low energy cost is thanks to warm ventilation air (28°C) and high concentration of VOC (which produce heat during degradation).

At Reci solvent recovery plant in Värnamo just 1 000 Nm³/h of air with on average 1 g VOC/m³ was to be handled. Both concentrations and kinds of solvents varied much in the mixing tank. A biofilter with inert carrier material (Leca) gave just 30-50% removal of VOC.

Tests with a water scrubber gave just 50-65% removal of VOC from the air. A high concentration of compounds with low water solubility was probably one reason for the low removal also in the biofilter. No treatment cost was calculated for this case. The small scale would increase the specific cost compared to the other cases to about 50 KSEK, but high concentrations of VOC would result in low energy demand.

A simplified life cycle assessment showed that the combination of biofilter and a sorbent in many cases could be preferable from an environmental point of view.

1. Syftet med undersökningarna

Huvudmålet med dessa försök var att utvärdera den praktiska möjligheten av att använda ett kombinationsförfarande mellan ett regenerativt sorbentfilter och ett biologiskt gasreningssteg.

Detta undersöktes vid Bellö med ett adsorptivt steg bestående av en zeolitbädd och ett biologiskt steg bestående av ett torv/barkbiofilter.

Andra delmål var att studera det biologiska gasreningsstegets prestanda för olika VOC och vid höga VOC-halter.

2. Erfarenheter och slutsatser från försöken

Biofiltertekniken är en väl beprövad teknik för att eliminera VOC ur ventilationsluft, även om huvudanvändningen för biofilter legat på luktreduktion vid t.ex. pumpstationer för avloppsvatten, vid svinstallar etc (1), (2). Med ett biofilter avses här ett bärrmaterial på vilket mikroorganismer växer, dessa mikroorganismer får sin främsta näringstillgång från VOC i luft som filtreras igenom filtret. För att mikroorganismerna skall fungera måste luften/bädden fuktas upp. Biofiltermaterialet består ofta av något organiskt, relativt svårnedbrutet material, såsom torv /bark, träflis, ljung etc, men även oorganiska material såsom lecakulor används. Ibland tillsätts små mängder närsalter och kalk till biofiltermaterialet.

I regel brukar biofilter användas för att behandla ventilationsströmmar vid relativt låga koncentrationer men även högre koncentrationer går att behandla (3). Vi har här koncentrerat oss främst på olika biofilters prestanda vid relativt höga koncentrationer, 0,3 - 3 g/m³.

Biofilter i pilotskala, 50-300 m³ luft per timme, har bedrivits på tre olika anläggningar, vid en lackfabrik (Bellö), vid ett flexotryckeri (Glimåkra) och vid en lösningsmedelsdestruktionsanläggning (Värnamo).

Utifrån dessa försök har en kostnadsuppskattning för behandlingkostnaden i SEK per kg avskild VOC kunnat göras för de olika metoderna.

Tabell 1. Behandlingskostnaden i SEK per avskilt kg VOC.

| | Ventilationsluften ca 20°C | Ventilationsluften ca 28°C | Ventilationsluften ca 20°C |
|--|-------------------------------|-------------------------------|-------------------------------|
| | Bellö | Glimåkra | Värnamo |
| Biofilter | 81-93 | 19 | 53 |
| Biofilter kombinerat med en regenerativ zeolitbädd | 70 | | 59 |
| Biofilter i kombination med en biologisk aktivslamanläggning | | | Troligen dyrare |

2.1 Bellö

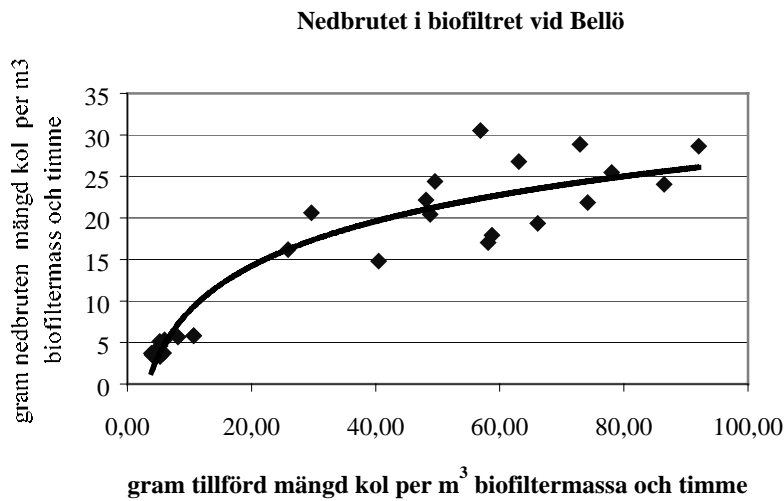
Biofiltret bestod av en blandning av torv och bark med en total volym på 1,5 m³. I Bellöfallet kördes biofiltret direkt på ventilationsluften under dagen, nattetid cirkulerades desorptionsluft från en zeolitbädd över biofiltret, det totala utnyttjandet av biofiltret blev därför flerfaldigt större än om biofiltret bara utnyttjats under dagtid.

I nedanstående tabell visas en medelsammansättning av olika VOC för ventilationsluften

Tabell 2. Lösningssammansättning i frånluften vid Bellö

| Ämne | Halt mg/m ³ | Emitterad mängd vid 13000 m ³ /h |
|-----------------------|---------------------------|---|
| | | g/h |
| Aceton | <2 | <30 |
| Industribensin | 14 | 180 |
| n-Butanol | 1 | 10 |
| -Butanol | <1 | <10 |
| n-Butylacetat | 55 | 710 |
| Etanol | 68 | 880 |
| Etylacetat | 110 | 1400 |
| Isopropylalkohol | 7 | 90 |
| Metoxypropylalkohol | 16 | 210 |
| Metyletylketon | <1 | <10 |
| Metylisobutylketon | <1 | <10 |
| Toluen | 7 | 90 |
| Xylen inkl etylbensen | 2 | 30 |

Här syns att de ämnen som framförallt tillfördes filtret under denna mätperiod var etylacetat, etanol och butylacetat. Mängden aromater och industribensin stod tillsammans för ungefär 10 %.



Figur 1. Mängd nedbruten kol per timme och m³ biomassa i biofiltret som funktion av mängd tillförd vid försöken i Bellö.

I ovanstående figur visas nedbrytningen över biofiltret vid olika mängd tillförd VOC, uttryckt i g kol/h och m³ biofiltermassa.

Här kan man se att biofiltrets reningsfunktion är bäst vid en låg tillförsel av VOC.

Vid 5 g tillförd per timme och m³ biomassa bryts nästan allt ned, vid 40 g bryts ca hälften ned och vid 80 g ca 30 %.

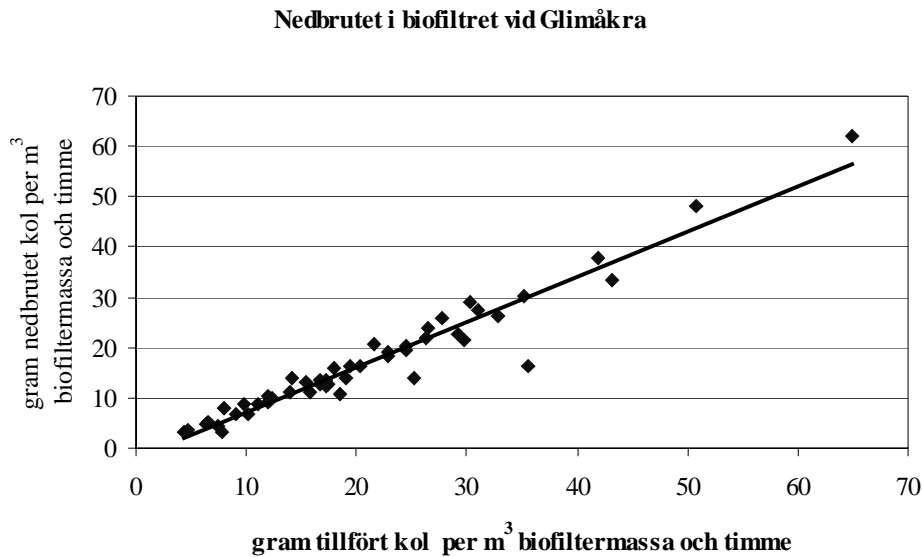
Resultaten avser medelvärden av tillförd mängd under en period av 6 timmar under desorptionsfasen (höga halter). Under adsorptionsfasen (låg halt) räknades medelvärdet över 9 timmar.

I genomsnitt bröt biofiltret ner 220 g (adsorptionsfasen) + 540 g (desorptionsfasen) VOC per dygn. Då biofiltret belastades 5 dygn per vecka innebär det att i snitt 3,8 kg VOC bröts ner i biofiltret per vecka, vilket motsvarar 2,5 kg VOC per m³ biofiltermassa och vecka.

2.2 Glimåkra

I Glimåkra bestod VOC till huvudparten av etanol. Biofiltret bestod av samma torv/bark blandning som använts i fallet vid Bellö. Cirka 90 m³ /h ventilationsluft behandlades i regel.

Man hade en rening i biofiltret som varierade mellan 70 och 100 % under försöksperioden. I nedanstående figur visas nedbrytningen i biofiltret som funktion av tillförd mängd VOC.



Figur 2. Mängd nedbrutet kol per timme och m³ biomassa i biofiltret som funktion av mängd tillfört vid försöken i Glimåkra.

Här ser man att VOC reningen över biofiltret inte påverkas av en ökande halt VOC inom det undersökta haltintervallet. Reningen är ca 80 % oberoende av mängd tillförd VOC. Mätpunkterna representerar dygnsmedelvärden.

Biofiltret har i snitt brutit ned 1,7 kg VOC per dygn. Detta innebär att 12 kg VOC totalt brutits ned per vecka. Detta motsvarar 8 kg VOC per m³ biofiltermassa och vecka.

2.3 Värnamo

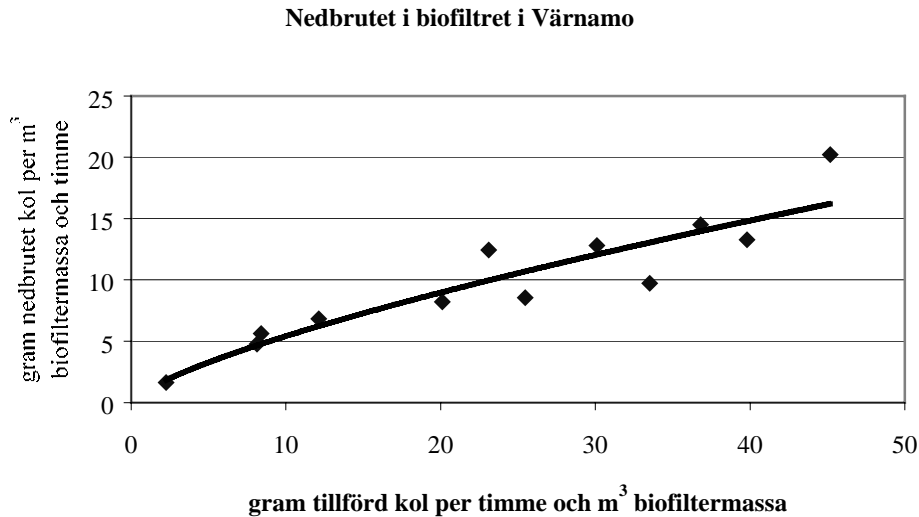
Vid Reci i Värnamo behandlade ett biofilter vilket bestod av lecakulor, med en total volym på 1,5 m³, 90 m³/h ventilationsluft. Luften kommer från en blandningstank där olika lösningsmedelsrester blandas, nedan visas luftens genomsnittliga sammansättning.

Tabell 2. Genomsnittlig fördelning av lösningsmedel i ventilationsluften.

| Ämne | vikts-% |
|-------------|---------|
| Etanol | 9 |
| Butanol | 1 |
| Etylacetat | 30 |
| Butylacetat | 13 |
| Aceton | 37 |
| Xylen | 7 |
| Toluen | 3 |

Man kan se att sammansättningen i stort sett liknar den som fanns vid Bellö, med skillnaden att man vid Reci har betydande mängd acetone. Halten av VOC in i biofiltret var i snitt 1 g/m^3 räknat över hela dygnet, men stora haltvariationer förekom.

I nedanstående figur visas mängden nedbrutet som funktion av mängd tillfört VOC uttryckt i mängd kol per m^3 biofiltermassa och timme.



Figur 3. Mängd nedbrutet kol per timme och m^3 biomassa i biofiltret som funktion av mängd tillfört vid försöken i Värnamo

Man ser här, liksom i fallet vid Bellö, att man har en bättre VOC-rening vid lägre halter. Mät punkterna representerar dygnsmedelvärden.

Totalt har biofiltret vid Reci brutit ned ca 6 kg VOC per vecka, biofiltrets volym var även här $1,5 \text{ m}^3$, vilket innebär att 4 kg VOC avskiljts per m^3 biofiltermassa och vecka.

2.4 Jämförelse mellan de tre fallen

Om man jämför resultaten så ser man att biofiltret fungerar mycket effektivare i Glimåkra än i de övriga fallen. Avskiljningen är vid höga halter ungefär dubbelt så hög som för de övriga två fallen.

Vid 40 g tillfört kol per m^3 biofiltermassa och timme bryts ca 15 g ner i Recifallet, ca 20 g i Bellöfallet och ca 30–35 g i Glimåkrafallet.

En trolig förklaring till att filtret var mycket effektivare i Glimåkra är att luften där innehöll enbart etanol, vilket både är lösligt i vatten och biologiskt lätt nedbrytbart.

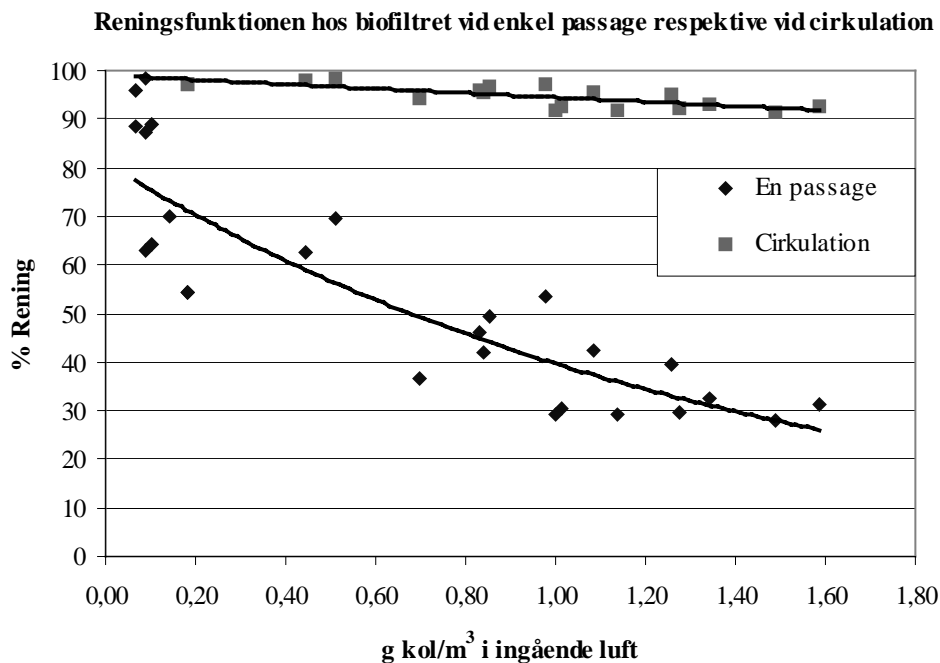
En bidragande förklaring kan vara den att man haft mycket jämnare belastning av VOC-tillförseln fördelat under dygnet i Glimåkrafallet än i de övriga två fallen. Den biologiska mikrofloran skulle därför vara mer anpassad till de högsta topparna här.

2.5 Kombinationsprocessen med ett regenerativt sorbentsteg kopplat till biofiltret

I Bellö undersöktes möjligheten att under dagtid använda en zeolitsorbent som tog upp lösningsmedlet. 38 liter zeolit kunde nu behandla 300 m^3 per timme ventilationsluft med en medelhalt på $0,3 \text{ g/m}^3$ VOC.

Nattetid desorberades zeolitbädden med en luftström på 90 m^3 per timme som värmdes upp med en elpatron. Temperaturrampen över zeolitbädden följdes nu och vi fann en optimal desorptionsramp som innebar att zeolitbädden värmdes till drygt 200°C på 6 timmar. Den desorberade VOC-strömmen kylades med hjälp av värmeväxling och tillfördes biofiltret. Den utgående luften från biofiltret tillfördes nu återigen zeoliten som desorptionsluft efter att återigen värmts upp.

I nedanstående figur visas reningen över biofiltret enbart och reningen över hela systemet då 5 % friskluft tillförs den cirkulerande desorptionsluften.



Figur 4. Reningsfunktionen för biofiltret respektive biofilterkombinationen vid försöken i Bellö.

Trots en relativt dålig reningsgrad över varje enskild passage kan man på detta sätt erhålla en bra rening för systemet som helhet.

2.6 Bioskrubber och skrubberförsöken i Värnamo

Försök där funktionen hos en bioskrubber, dvs en skrubber där VOC överförs till en vätskefas, för att sedan behandlas i en biologisk aktivslamanläggning har utförts vid Reci. Vid försöken överfördes VOC till en över biofiltret cirkulerande vattenström. Övergången till vattenfasen var dock inte mer än ca 50 %. Därefter behandlades vattnet i en liten aktivslamanläggning på IVL. Resultaten från dessa försök tyder på att det kan vara möjligt att bryta ner såpass mycket som 98 % av de organiska ämnena med en uppehållstid på 2 dygn eller mindre. Men reningen för hela systemet blir ändå inte högre än ca 50 % på grund av den dåliga vattenlösligheten i skrubbern.

Teoretiska beräkningar visade att man genom att använda en mer optimal kolonn skulle kunna avskilja uppemot 80 % av VOC, men att de mest svårösliga 10 % bestående av aromater är helt olösliga i vatten under normala betingelser.

Försök utfördes även med en oljeskrubber, här kunde ca 40 % av VOC fångas, troligen fångas bland annat aromaterna här.

Ett system med absorption i någon annan vätska än vatten blir dyrt om man inte kan återanvända lösningsmedlet.

En tänkbar variant, vilken även finns omnämnd i litteraturen, är att tillföra löslighetsförmedlare till skrubbervätskan, i form av oljeemulsioner. Dessa kan då t ex bestå av silikonoljor (4).

Dessa typ av emulsionssystem har visats kunna samverka med biologisk nedbrytning med mikroorganismer.

2.7 Att relatera kostnader och energiförbrukning mot miljönyttan för reningen

I nedanstående tabell visas kostnaden och energiförbrukningen för att rena 1 kg VOC för de olika undersökta fallen.

| | Behandlings- kostnad SEK /kg avskilt VOC | Energi- förbrukning kWh/kg avskilt VOC | POCP- *** Reduktion per g avskilt VOC | POCP - Reduktion per g avskilt VOC om inga aromater antas avskiljas | VOC halt i ingående luft g /m ³ | Renings- grad % |
|---------------------------------|---|---|--|---|---|-----------------------|
| Reci Biofilter | 52 | 8 | 0,0243 | 0,0219 | 2 | 50 % |
| Biofilter Bellö | 81-93 * | 24-49** | 0,02557 | 0,0250 | 0,3 | 80 % |
| Biofilterkombi- nation Bellö | 69 | 18 | 0,0255 | 0,0250 | 0,3 | 90% |
| Glimåkra Biofilter | 19 | 1,7 | 0,033 | | 1 | 80 % |

*och**) De lägre värdena fås om man kan köra biofiltret vid 15°C, de högre värdena om 20°C erfordras

***) POCP beräkning se (8) samt bilaga 2.

Även teoretiskt beräknad reduktion av mängd POCP, potential oxidant creation potential i enheten ppb * hours * km²/ g substans, anges för de olika undersökta fallen.

Denna tabell visar att biofilter per avskild mängd VOC blir mer kostnadseffektiv vid högre VOC-halter.

En jämförelse mellan Reci och Glimåkra visar även att lättnedbrytbara ämnen som etanol ger en bättre totalekonomi.

Biofilterkombinationen kan vara möjlig att använda i fall där man har relativt låga halter, såsom i Bellö. Våra beräkningar indikerar att där finns en positiv fördel av att använda kombinationsteknik för såväl den totala behandlingkostnaden, energiförbrukningen och den totala reningsgraden.

För de undersökta fallen kan det visas att det endast har marginell betydelse, ur POCP-perspektivet, om aromaterna bryts ned dåligt i biofiltret. Men ur andra aspekter så är det önskvärt om även svårnedbrytbara aromater kan reduceras.

Det skulle nu även kunna vara tänkbart att använda kombinationstekniken i sådana fall som det i Reci, där relativt svårnedbrytbara ämnen föreligger vid höga koncentrationer. Fördelen med kombinationen skulle här vara att ämnen som ej bryts ned helt vid en passage genom biofiltret ändå skulle renas efter ett flertal passager genom biobädden. I detta fall skulle zeoliten med fördel kunna sitta efter biofiltret.

Ur ovanstående data för de olika reningsprocesserna finns det nu möjlighet att relatera miljönyttan för de olika fallen med den miljöbelastning som reningen medför. För att göra en sådan analys måste man dock även beskriva hur den angivna energin produce-

ras. I en tidigare IVL rapport (7) kunde det visas att det främst var energiförbrukningen vid driften av gasreningssystemen som stod för huvudparten av miljöbelastningen. I detta arbete användes såväl EPS metoden som Ekoknapphetsmetoden och Effektkategorimetoden.

I sammanhanget kan nämnas att samhällets skördeskador orsakade av foto-oxidanter i Sverige årligen beräknas uppgå till 1,1 miljarder kronor (5). Total mängd utsläppt VOC per år är samtidigt cirka 220 000 ton VOC(6). Detta innebär att varje kg utsläppt VOC i genomsnitt kan sägas orsaka en samhällsskada på 5 SEK i form av skördebortfall. Till detta kommer mer svårberäknade kostnader som påverkan på människor i form av lukt och allergier samt även i form av toxiska effekter.

2.8 Slutsatser

Resultaten visar att biologisk reningsteknik har en möjlighet att erbjuda miljömässigt riktiga lösningar för rening av VOC i ventilationsluften.

Detta gäller förutsatt att energianvändandet vid den biologiska reningen kan minimeras. För ett vanligt biofilter fås ett mindre uppvärmningsbehov om temperaturen på ventilationsluften är hög. Om man dessutom har ett högt VOC-innehåll i luftströmmen kan man få en process där ingen uppvärmningsenergi alls behövs för den biologiska processen. Så var fallet i Glimåkra.

I de fall man har en lägre temperatur på ventilationsluften och halten VOC är lägre så behövs betydande mängd tillsatsenergi. Ett biofilter kan här ge en negativ miljöbalans.

En möjlighet i dessa fall att få en lägre energiförbrukning är att använda kombinationsmetoden med ett regenerativt sorbentsystem.

Om man i ett sådant system arbetar med långt gången energiåtervinning kan man få en process som möjliggör en ur miljösynpunkt bra lösning. Detta innebär i praktiken att stora värmeväxlare för att kyla utgående desorptionsluft med ingående desorptionsluft krävs.

En kombinationsmetod skulle även kunna vara användbar vid låga VOC-halter.

En förutsättning för att man här skulle kunna få miljömässigt vettiga anläggningar är framförallt att fläktenergin kan minimeras, därför behövs sorbentsystem som genererar låga tryckfall.

För att mer i detalj kunna värdera vilka VOC-strömmar som är möjliga att rena miljömässigt behövs ytterligare underlag i form av möjliga energiåtervinningsgrader, praktiskt minsta mängd sorbent för olika VOC-strömmar samt tryckfallet för olika sorbent-

system. Det vore värdefullt att försöka samla sådan kunskap om såväl biologiska kombinationssystem som andra kombinationssystem innefattande t.ex. katalytisk och regenerativ förbränning.

Ett sådant kunskapsinsamlade kombinerat med en mer förfinad miljöanalys skulle kunna utgöra ett viktigt underlag för såväl myndigheter som företag om vilka framtida VOC-strömmar respektive reningssystem man främst bör rikta in sig på.

3. Referenser

- (1) Enroth M., Frostell B., Azoulay M., (1990) Biologisk Gasreningsteknik - grundläggande principer och tillämpbarhet, IVL B978.
- (2) Tjus K., Ekengren E., Fortkamp U. (1997) Experimentell utvärdering av sorbent och biofiltermaterial vid rening av flyktiga organiska ämnen, IVL B 1247.
- (3) J.Paca, J.Marec, P. Weigner and B.Koutsky, (1997) "Biofilter characteristics at high xylene and toluene loadings ", Biological waste gas cleaning, Proceedings, Maastricht , The Netherlands 28-29 April.
- (4) J.M Lebeault, M.Nonus, R.Djeribi, T.Dezenclos, (1996) "Solubilisation and biodegradation of organic pollutants i biphasic organic systems", VDI berichte 1241.
- (5) Köhler N. " Sveriges miljöslitage kostar 10 miljarder varje år "Ny teknik , 2000-03-02.
- (6) Strategi för flyktiga organiska ämnen, Naturvårdsverket, rapport 3763, 1990.
- (7) Stripple H., Tjus K., Liljequist U., Stegrin G., (1998) " Livscykelanalys av gasreningssystem - En metodstudie", IVL B1300.
- (8) Erlandsson M. (2000) "Viktning av olika miljöpåverkanskategorier". IVL B1385.

Fallstudie 1

VOC-rening med en regenerativ zeolitbädd och ett biofilter som förbränningssteg

Innehållsförteckning för fallstudie 1

| | |
|---|----|
| Sammanfattning | 19 |
| 1. Bakgrund | 20 |
| 2. Mål | 22 |
| 3. Beskrivning av verksamhet och förorenad luft | 22 |
| 4. Beskrivning av använd utrustning och metoder | 23 |
| 4.1 Adsorptions- desorptionsutrustningen | 24 |
| 4.2 Biofilter | 26 |
| 4.3 Beräkning av massbalans och systemets totala verkningsgrad | 26 |
| 4.4 Mätutrustning | 27 |
| 5. Försöksutförande | 28 |
| 6. Resultat och diskussion | 29 |
| 6.1 Adsorptionsenheten | 29 |
| 6.1.1 Adsorption | 29 |
| 6.1.1.1 Rening av enskilda ämnen | 33 |
| 6.1.2 Desorption | 33 |
| 6.2 Skrubbersteget | 38 |
| 6.3 Biofiltret | 38 |
| 6.3.1 Avskiljning/nedbrytning | 38 |
| 6.3.1.1 Minskning av totalmängd organiskt material | 39 |
| 6.3.1.2 Inverkan av temperatur i biofiltret | 42 |
| 6.3.1.3 Avskiljning av enskilda ämnen | 43 |
| 6.3.2 Förbrukning av syre och bildning av koldioxid | 45 |
| 6.3.3 Förhållandena i filtret | 46 |
| 6.3.3.1 Fukthalt | 46 |
| 6.3.3.2 Vattenförbrukningen | 48 |
| 6.3.3.3 Temperatur | 48 |
| 6.3.3.4 pH | 48 |
| 6.3.3.5 Tryckfall | 48 |
| 6.3.4 Kommentarer till kapaciteten i biofiltret | 50 |
| 6.4 Total reningseffekt | 51 |
| 6.5 Energiförbrukning | 52 |
| 7. Kostnadsberäkningar | 54 |
| 8. Miljönyttan för de biologiska reningssystem enligt EPS metoden | 53 |
| 9. Referenslista | 57 |

Sammanfattning

En kombination av adsorption/desorption och nedbrytning i biofilter har provats, främst i avsikt att finna ett billigt alternativ för behandling av relativt små flöden av luft förorenad med låga halter av lösningsmedel. Bakgrunden är att biofilter kräver relativt lång uppehållstid för luften, och alltså blir väldigt stora vid stora luftflöden även om halten av lösningsmedel är låg. Adsorptionen till en sorbent som zeolit eller aktivt kol är däremot mycket snabb, och anläggningen blir liten förutsatt att man kan desorbera lösningsmedlen igen med relativt korta intervall. Ventilationsluften från en lackfabrik har behandlats i en pilotskalanläggning. Etylacetat, butylacetat och alkoholer dominerade i luften, men det förekom också en del aromatiska föreningar och industribensin. Lösningsmedlen har brutits ned i ett biofilter, men för att öka kapaciteten i detta har lösningsmedlen först koncentrerats genom adsorption i en zeolitbädd.

Här användes en blandning av hydrofoba zeoliter, en Y-zeolit (7 Å) och silikalit (5 Å porstorlek). 300 m³/h av ventilationsluften passerade zeolitbädden (38 liter zeolit) under dagtid. Halten i ventilationsluften varierade kraftigt över dagen, men medelhalten var ca 0,3 g/m³. Ungefär 70% av lösningsmedlen (VOC) togs upp i zeoliten, jämfört med förväntat 95%. Den sämre avskiljningen förklaras med underdimensionering beroende på lägre förväntade mängder VOC. Efter arbetstidens slut desorberades VOC under några timmar med en mindre luftström (ca 90 m³/h), som värmdes upp före passage av zeoliten. Denna luftström med högre halt VOC cirkulerades över biofiltret för nedbrytning och återfördes till zeoliten.

Biofiltret var fyllt med en blandning av bark och torv, med en del kalk för pH-kontroll. Bäddvolymen var ca 1,5 m³. Under dagtid passerade ventilationsluft med låg halt VOC, men under desorptionen av zeoliten var halten betydligt högre, 2-3 g/m³. Flödet över biofiltret var under större delen av försöket 90 m³/h. Vid de låga halterna i ventilationsluften bröts 90-95% av VOC ned vid en enkel passage över biofiltret. Med de höga halter som erhöles under desorptionen hann filtret bara bryta ned 30-40% av VOC vid enkel passage. I och med att den utgående luften från biofiltret inte släpptes ut, utan recirkulerades i systemet, blev dock den totala nedbrytningen över biofiltret 90-95% även under desorptionen.

Med ventilationsluften direkt till biofiltret var nedbrytningskapaciteten ca 25 g VOC per m³ filtermassa och timme. Under desorptionsfasen var kapaciteten ca 75 g/m³*h, alltså ca tre gånger högre. Maximalt utnyttjande skulle erhållas om desorptionen kunde göras jämnt över hela natten. Med en väl dimensionerad sorbent och effektivt arbetande biofilter skulle minskningen av VOC bli 90-95% och kapaciteten ca 1 kg VOC per m³ filtermassa och dygn.

1. Bakgrund

Luft som förorenats med organiskt material som VOC (flyktiga organiska kolföreningar, i huvudsak lösningsmedel) eller luktande ämnen kan behandlas i ett biofilter. Filtret innehåller någon typ av bärmaterial där en aktiv biomassa växer och bryter ner de organiska föreningarna. Flera kriterier måste vara uppfyllda för att man ska få en bra separation och nedbrytning av det organiska materialet:

1. Ämnena måste adsorberas till filtret, antingen till vattenfasen eller till ytan på biomassan (bakterierna) eller bärmaterialet
2. Ämnena måste vara biologiskt nedbrytbara under aeroba förhållanden (med syre)
3. Mängden aktiv biomassa ska vara stor för att ge en snabb process
4. pH, temperatur och fuktighet måste vara inom vissa gränser i filtret
5. En del näringsämnen, särskilt kväve och fosfor, måste finnas tillgängliga
6. Luften måste spridas jämnt över filtrets tvärsnitt
7. Det får inte förekomma toxiska halter av ursprungsämnen eller mellanprodukter

Det här leder till vissa begränsningar. En del av dem nämns här, med hänvisning till siffrorna ovan.

1. Det krävs en viss tid för adsorption till filtret. Det begränsar lufthastigheten, och leder till stora filterytor vid höga flöden.
2. De flesta flyktiga organiska ämnen är biologiskt nedbrytbara, men t.ex. aromatiska lösningsmedel kan bara brytas ned av ett litet antal bakteriearter med relativt låg tillväxthastighet. Det gör att nedbrytningen av dessa tar längre tid.
3. Nedbrytningshastigheten ökar med mängden aktiv biomassa. Både mängden och aktiviteten bestäms av utformningen av bärmaterialet och hur väl man kan uppfylla kraven enligt 4-7 ovan. Hastigheten är också beroende av koncentrationen av organiskt material i vattnet som omger bakterierna, förutom mängden aktiv biomassa. Mängden organiskt material i vattenfasen är i sin tur beroende av halten i luften och föreningens vattenlöslighet.

Detta betyder att ett biofilter som ska behandla en viss mängd organiskt material blir mindre om luftflödet är litet (längre tid för adsorption) och alltså koncentrationen hög (hög halt i vattenfasen vid jämvikt). Halten får dock inte bli för hög enligt punkt 7 ovan. Vid höga halter i ingående luft kommer också halten i utgående luft att öka, då allt inte kan adsorberas i filtret. Det gäller särskilt dåligt vattenlösliga föreningar.

Den andra huvudmetoden att behandla förorenad luft är med en effektiv sorbent, där det organiska materialet fastnar. Sorbenten regenereras när den börjar bli mättad. Man väljer typ av sorbent beroende på vilka ämnen som ska avskiljas. Vanligast är olika typer av aktivt kol och zeoliter.

Sorbenten regenereras normalt med värme och ett relativt litet luftflöde, vilket ger en hög halt av organiskt material i regenereringsluften. Det organiska materialet kan förbrännas antingen termiskt eller katalytiskt. I vissa fall kan t. ex lösningsmedel återföras till huvudprocessen.

Den mer koncentrerade luftströmmen från regenereringen skulle enligt ovan passa bra för behandling i ett biofilter. I en kombination av sorption och biofilter skulle biofiltret ersätta förbränningen vid högre temperatur. Särskilt vid relativt små anläggningar med låga halter av organiskt material och drift bara under dagtid, skulle kombinationen kunna vara ett bra alternativ, både ur ekonomisk och energimässig synvinkel.

Man kan tänka sig många olika kombinationer och utföranden. Ett sätt är att ha biofiltret först, dimensionerat för den totala organiska belastningen, förutsatt att belastningen var jämnt fördelad över dygnet. Det betyder att filtret under dagtid bara hinner adsorbera och bryta ned en del av inkommande VOC. Resten adsorberas i en efterföljande sorbent. Efter arbetstid, då flödet av VOC har upphört, hettas sorbenten upp och luften med frigjort organiskt material cirkuleras över biofiltret. En nackdel med det här systemet är att hela luftflödet passerar biofiltret under dagtid. Det betyder att man antingen måste ha en stor filteryta för att VOC ska hinna adsorberas, eller att bara en liten del av VOC adsorberas i filtret som då inte utnyttjas effektivt. En annan nackdel är att luften ut från biofiltret är nära fuktmättad, medan sorbenten fungerar bäst med torr luft.

Ett annat system, som är grundförslaget i det här projektet, är att dimensionera filtret för bara en liten del av luftflödet, men fortfarande för hela mängden VOC. Under dagtid leds bara ett delflöde över biofiltret, medan huvudströmmen går direkt till en adsorptionsenhet med aktivt kol eller zeolit. Adsorptionsenheten dimensioneras efter maximal belastning av VOC per dag, men blir mycket mindre än biofiltret eftersom luftens uppehållstid i sorbenten kan vara under en sekund, jämfört med ca en minut i biofiltret.

Efter arbetsdagen desorberas det organiska materialet med värme i en luftström som avpassas efter biofiltrets kapacitet. Luften med frigjord VOC cirkuleras över biofiltret och går tillbaks till sorbenten i ett slutet system. Det innebär att varje passage över biofiltret inte behöver avskilja så stor del av VOC. Den cirkulerande luften från biofiltret kommer även här att vara fuktig, men det är ett mindre problem då temperaturen är högre och VOC ändå ska desorberas. På det här sättet kan biofiltret under större delen av dygnet arbeta vid ett måttligt flöde och hög halt organiskt material. Det slutna systemet ger en hög verkningsgrad, som egentligen bara begränsas av den tillsats av syre som krävs för den mikrobiella verksamheten, och det motsvarande uttaget av luft ur systemet.

Det först beskrivna systemet, OTTO synergi filtersystem, där all luft passerar biofiltret, har använts under flera år i Tyskland för luft kontaminerad med olika lösningsmedel och också med styren (1). Det andra alternativet, med en mindre filteryta, är baserat på

ett svenskt patent (2), och används i full skala i HP Flüggers fabrik i Bollebygd i Sverige och vid en anläggning i Norge. De här installationerna i Sverige och Norge fungerar emellertid inte optimalt, och leverantören av systemen finns inte längre. Problem som nämns är alltför hög temperatur in till biofiltren, och svårigheter att reglera koncentrationen av lösningsmedel vid desorptionen. Det finns inget bra sätt att följa nedbrytningen över biofiltret, och det är svårt att uppskatta läckaget i systemet.

På grund av de här svårigheterna i full skala startade detta projekt i avsikt att ta fram mer pålitliga data för att utvärdera metoden.

2. Mål

Målet med projektet är att undersöka kombinationen adsorption-biofilter i några verkliga fall, och jämföra prestanda och kostnader med andra alternativ.

3. Beskrivning av verksamhet och förorenad luft

Försöket har utförts vid Becker Acromas anläggning i Bellö i Småland. Vid lackfabriken uppkommer utsläpp från blandningar av färger i stora kar, från dessa finns en rad utsug vilka leds till en gemensam frånluftskanal. Även vid tappningen av lackerna på småburkar fås lösningsmedelsavgång till luften. I den gemensamma frånluftskanalen från dessa aktiviteter strömmar ca 13 000 Nm³/h. Sammansättningen kan variera något från dag till dag, beroende på vilken typ av lacker man tillverkar. I tabell 1 visas en typisk sammansättning från provtagning i juni 1998.

Tabell 1. Lösningsmedelssammansättning i frånluften vid mätpunkten FF 2-8 , juni 1998, enligt AQUA KONSULT

| Ämne | Halt mg/m ³ | Luftflöde m ³ /h drift | Emitterad mängd g/h |
|-----------------------|---------------------------|--------------------------------------|------------------------|
| Aceton | <2 | 13 000 | <30 |
| Industribensin | 14 | ”- | 180 |
| n-Butanol | 1 | ”- | 10 |
| i-Butanol | <1 | ”- | <10 |
| n-Butylacetat | 55 | ”- | 710 |
| Etanol | 68 | ”- | 880 |
| Etylacetat | 110 | ”- | 1400 |
| Isopropylalkohol | 7 | ”- | 90 |
| Metoxypropylalkohol | 16 | ”- | 210 |
| Metyletylketon | <1 | ”- | <10 |
| Metylisobutylketon | <1 | ”- | <10 |
| Toluen | 7 | ”- | 90 |
| Xylen inkl etylbensen | 2 | ”- | 30 |

Här syns att etylacetat är det lösningsmedel som finns i störst mängd, följt av etanol och butylacetat. Aromater såsom toluen och xylen utgör endast en mindre andel av hela utsläppet, mindre än 5 %.

Den totala sammansättningen kan variera från dag till dag och från vecka till vecka. Vid aktuella mätningar fick man en total halt på 280 mg/m³.

Mätningar utförda av IVL under våren 1999 med ett FID instrument under vecka 3 gav ett medelvärde på ca 240 ppm metan. Ett viktat medelvärde för FID responsfaktorer för de tre vanligaste ämnena (etylacetat, etanol och butylacetat) gav ett värde på 0,74. Medelvärdet för dessa ämnens kolinnehåll är 56 %.

Ett ungefärligt värde på mängd lösningsmedel under denna vecka blir då:
 $240/0.74 \text{ (responsfaktor)} * 12/22,4 * 1/0,56 = 310 \text{ mg lösningsmedel /m}^3$.

4. Beskrivning av använd utrustning och metoder

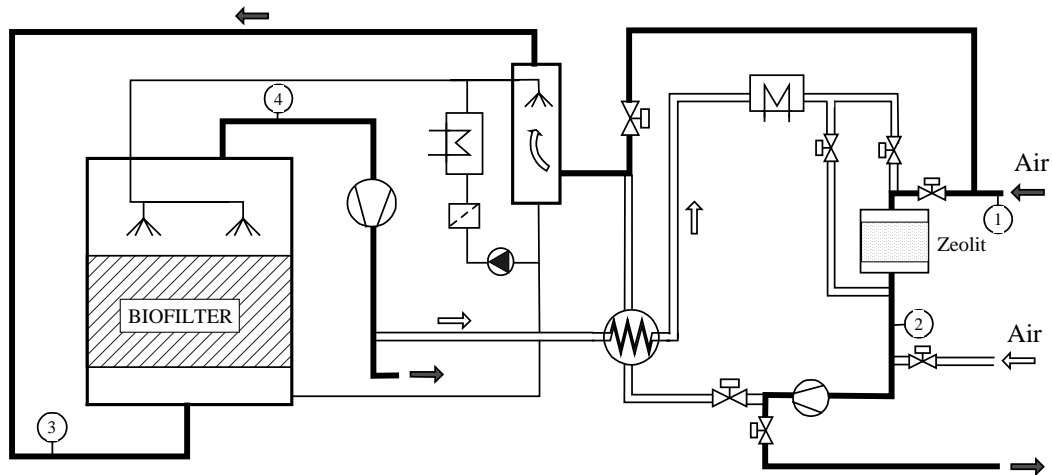
Den utrustning som har använts vid försöken på Becker Acroma har bestått av en enhet för adsorption/desorption kopplad till ett biofilter. Före biofiltret har en skrubber med dysor använts för att fukta upp luften till nästan 100 % luftfuktighet.

4.1 Adsorptions– desorptionsutrustningen

Adsorptionsenheten, ZEOL 500, hyrdes från CTP. Utrustningen var ursprungligen försedd med en katalytisk bädd för förbränning, men den demonterades ur systemet. Som adsorbent för försöken valde CTP en blandning av två hydrofoba zeoliter, en specifik för mindre lösningsmedel som etanol och aceton, silikalit (5Å), och en specifik för större ämnen, Y-zeolit (7Å) såsom toluen, butylacetat med flera. Sorbentbäddens totala volym var 38 liter, motsvarande 16 kg. En varvtalsreglerad fläkt, med frekvensstyrning, pumpade luften genom adsorbenten både vid adsorption och desorption. Omkoppling av luftflödena mellan de olika driftssätten gjordes med vridspjällventiler med pneumatiska ställdon. Anläggningen var helautomatisk och styrdes med en PLC, fabrikat Siemens. Under adsorptionsfasen, under dagtid, leddes ca 300 m³/h luft från utsläppskanalen FF 2-8 in i adsorbenten, parallellt kördes ett mindre flöde om 90 m³/h in i biofiltret.

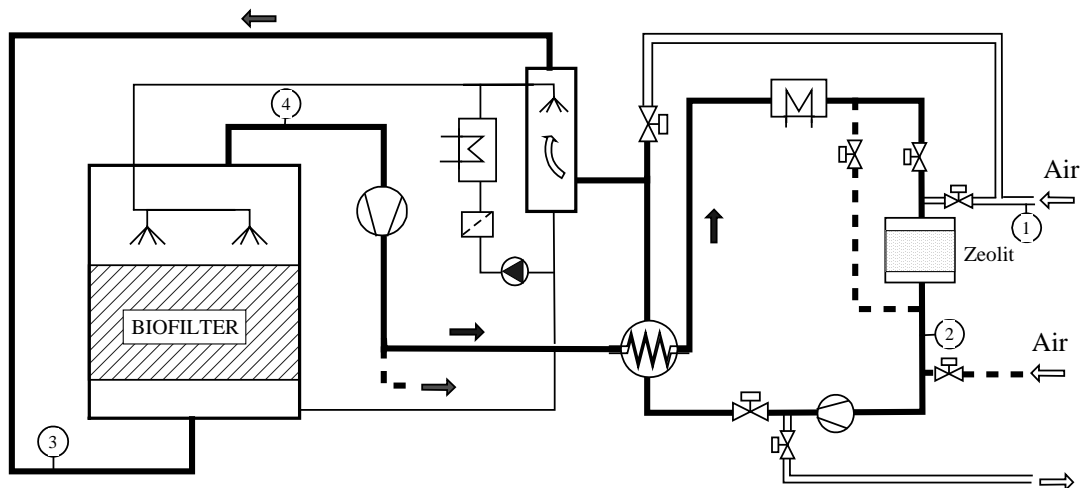
Under desorptionsfasen värmdes sorbentbädden upp genom ett värma upp ett cirkulerande luftflöde om ca 90 m³/h med elektriska värmeslingor. Temperaturökningen gjordes stegvis efter en temperaturramp, anpassad för att ge en jämn koncentration i desorptionsluften. Temperaturen mättes i luften efter elvärmaren och före och efter zeolitbädden. Tryckfallet över zeolitbädden mättes med en differanstryckmätare.

Luftflödet styrdes automatiskt så att en allt större andel av luften leds förbi sorbentbädden när den utgående koncentrationen ur bädden närmar sig ett inställt börvärde. Koncentrationen i desorptionsluften mättes med hjälp av en katalytisk sensor. Mätvärdet anges i % LEL, Lowest Explosion Limit. Sensorn är olika känslig gentemot olika ämnen, beroende på deras explosionsgräns. Om koncentrationen överstiger börvärdet så shuntas en del av det cirkulerande flödet förbi bädden, med hjälp av reglerventiler, så att koncentrationen hålls vid vald nivå. Som säkerhet fanns en automatisk avstängning om man nådde upp till 25% av LEL. Desorptionsfasen avlöses av en kylningsfas när vald maximal temperatur i bädden uppnåtts. Utgående luft under desorptionsfasen cirkulerades över biofiltret tills nästan allt lösningsmedel brutits ned. En liten andel av den cirkulerande luften, ca 3-5 m³/h, avleds från systemet och ersätts med ny luft, detta görs för att tillföra erforderlig mängd syre. I figur 1 visas förloppet för behandlingen i kombinationsutrustningen under adsorptionsfasen, då biofiltret och adsorbenten körs parallellt. I figur 2 visas förloppet under desorptionsfasen.



Figur 1. Schematisk presentation av den kombinerade adsorptions-biofilter anläggningen. De fyllda pilarna visar luftens flöden vid adsorptionen. Siffrorna 1–4 visar de olika provtagningspunkterna där halten VOC mätts med en FID.

Varm luft ut från bädden vid desorptionen värmeväxlades mot luften från biofiltret i en tvåstegs korsvärmeväxlare i epoxibelagd aluminium. Efter luftvärmeväxlaren befuktades luften i en skrubber, volym 120 l. Vatten för befuktning cirkulerades från botten av skrubbern och biofiltret med en centrifugalpump via patronfilter och en plattvärmeväxlare till tre dysor i skrubbern. Vatten kunde också tillföras via dysor i övre delen av biofiltret. Den direkta befuktningen av biofiltret användes ej eftersom en tillräcklig fukthalt upprätthölls med befuktning av ingående luft till biofiltret.



Figur 2. Schematisk presentation av den kombinerade adsorptions-biofilter anläggningen under desorptionsförloppet. Fyllda pilar visar luftens väg under desorptionen. Ventilerna före adsorptionsbädden reglerar mängden desorptionsgas som går igenom respektive förbi zeolitbädden, de är olika mycket öppna beroende på uppmätt halt efter zeolitbädden (Mäts med katalytisk sensor)

4.2 Biofilter

Biofiltret ställdes till projektets förfogande av leverantören VAPO OY. Det var isolerat och byggd i polypropen med en totalvolym på ca 2 m^3 . Ytan var ca $1,5 \text{ m}^2$. Som filtermaterial användes en blandning av bark och torv, med en liten tillsats av kalk. Detta är en av VAPO ofta använd blandning. Filtermaterialets volym var från början $1,55 \text{ m}^3$, och höjden ca 1 m.

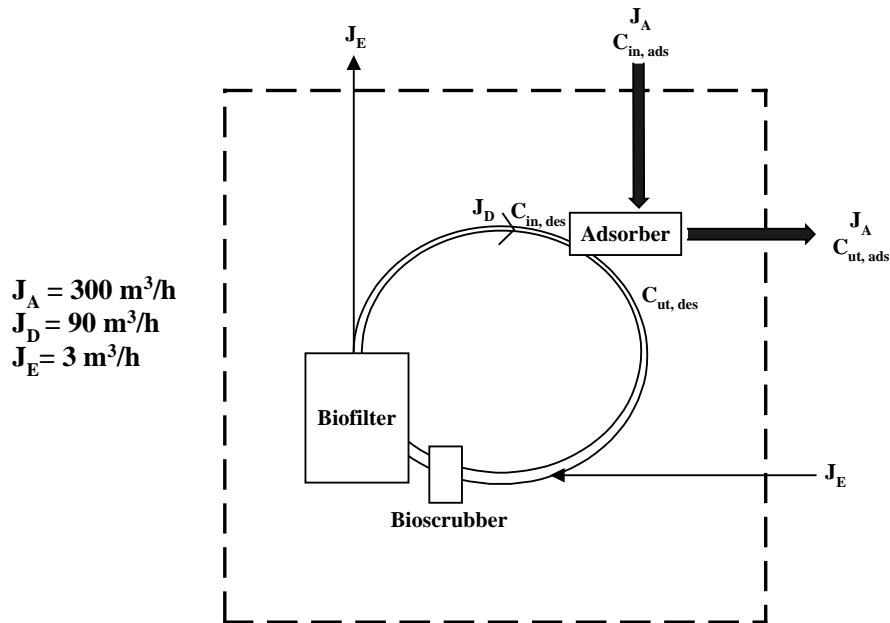
Luften tillfördes biofiltret från botten och uppehållstiden i biofiltret varierades mellan 40 och 110 sekunder. Där fanns 3 öppningsbara lock, på olika höjd för provuttag. I botten av biofiltret fanns möjlighet att enkelt avleda dränagevatten. Temperaturen i bädden övervakades med en Pt-100 givare kopplad till en digital visare. Tryckfallet över bädden visades med en analog manometer med mätområdet 1-5 kPascal.

Vid uppstart av försöket tillsattes en av IVL adapterat biofiltermassa vilken skulle klara dessa lösningsmedel. Cirka 100 liter av denna ymp blandades med Vapos biofiltermaterial. Biofiltermassan fuktades upp för hand till en lämplig fukthalt. Därefter kopplades biofiltret in på ventilationsluften från Becker Acroma, till att börja med vid ett flöde på $50 \text{ m}^3/\text{h}$.

4.3 Beräkning av massbalans och systemets totala verkningsgrad

Reningen över kombinationssystemet är sammansatt av två delar; Den första delen är sorbenten, där de första förlusterna helt enkelt är det som inte sorberas under dagtid, den andra delen står för reningen över biofiltret under natten. Det som väl har sorberats kommer under desorption att cirkuleras över biofiltret och brytas ned efter hand. Vad som lämnar systemet bestäms av det som trängs ut när ny ren luft tas in för att ge biofiltret tillräckligt med syre. Här fås alltså en viss reningsgrad, medan resten lämnar systemet. Den totala reningsgraden blir då avskiljningen i zeoliten gånger reningsgraden i biofiltret.

I figur 3 visas reningsprocessen schematiskt, med angivande av flöden under de olika faserna.



$J_A = 300 \text{ m}^3/\text{h}$
 $J_D = 90 \text{ m}^3/\text{h}$
 $J_E = 3 \text{ m}^3/\text{h}$

Figur 3. Schematisk presentation av adsorptions- respektive desorptionsförloppet. J_A = adsorptionsflödet, J_D = desorptionsflödet och J_E = Extratillförsel av friskluft under cirkulationen. De ifyllda pilarna representerar flödet under adsorptionsfasen, de övriga desorptionsflödet.

Massbalansen blir nu $In + Ack + Prod = Ut$

Ack = det som ackumuleras i systemet

Prod = det som bryts ned i systemet

$In = J_A \times (C_{in} - C_{ut}) \times \text{adsorptionstiden}$

$Ut = J_E \times C_{in,des} \times \text{desorptionstiden}$

I det fallet ack = 0 över en adsorptions- desorptionscykel fås totala reningsgraden =

$$\left(1 - \frac{C_{ut, ads}}{C_{in, ads}}\right) \times \left(1 - \frac{J_E}{J_D} \times \frac{C_{in, des}}{(C_{ut, des} - C_{in, des})}\right)$$

Koncentrationen står för medelvärden för adsorptions- respektive desorptionsfasen.

4.4 Mätutrustning

För övervakning av systemet användes ett AAC-2 mätdata insamlingssystem. Till detta kopplades signaler för temperatur före och efter biofiltret, temperaturmedelvärdet i zeolitbädden, samt fukthalten i utgående luft ut ur biofiltret.

Lösningsmedelskoncentrationen mättes med en FID (Flame Ionisation Detector, total-kolvätemätare), av märket JUM. Till FIDen kopplades en provgasväxlare vilken möjlig-

gjorde automatisk omkoppling mellan 4 olika mätställen. Alla ledningar för provgaser värmdes med värmekablar för att undvika kondensation i provtagningssystemet.

Mätdata samlades med en datalogger AAC-2 från Intab. Det var möjligt att följa mätdata direkt från IVL i Stockholm via ett PCanywhere system och modem. Data överfördes därefter till Excel och bearbetades för att möjliggöra grafisk presentation. För databehandlingen har även dataprogrammet Access använts.

5. Försöksutförande

Under uppstart av desorptionssystemet var en expert från CTP med och programmerade styrfunktionerna för adsorptionssystemet.

Desorptionsförloppet förändrades enligt **tabell 2**.

Tabell 2. Inställning av temperaturrampen vid desorption.

| | 80°C °C/min | 80-160 °C/min | 160-200 °C/min | 160-250 °C/min | 160-270 °C/min | 160-220°C °C/min | Setpoint LEL |
|--------|----------------|------------------|-------------------|-------------------|-------------------|---------------------|--------------|
| 980914 | 5 | 3 | 2 | | | | 7% |
| 980922 | 5 | 3 | 2 | | | | 5% |
| 981006 | 3 | 1 | 2 | | | | 3,5% |
| 981016 | 3 | 1 | | 1 | | | 3,5% |
| 981106 | 2 | 0,5 | | 1 | | | 3,5% |
| 990114 | 2 | 0,5 | | | 0,5 | | 3,5% |
| 990126 | 2 | 0,5 | | | 0,1 | | 3,5% |
| 990127 | 2 | 0,5 | | | | 0,1 | 3,5% |
| 990302 | 2 | 0,5 | | | | 0,2 | 3,5% |
| 990211 | 2 | 0,5 | | | | 0,2 | 5% |
| 990226 | 2 | 0,5 | | | | 0,2 | 7% |

Den temperatur man styr på är den i ingående luft till zeolitreaktorn, temperaturen i zeolitbädden är lägre.

Dessa desorptionsramper bestämdes i samråd mellan IVL och CTP och de möten med företagsrepresentanter och naturvårdsverket som regelbundet har ägt rum. Personal från Becker Acroma övervakade utrustningen, innefattande: vattenförbrukning, temperaturen, funktionen hos skrubbern samt kontroll och reglering av CTP-enheten. Under slutfasen kontrollerades även energiförbrukningen för systemet. IVL kunde följa förloppet via modem och även CTPs enhet var kopplad via modem till Graz i Österrike

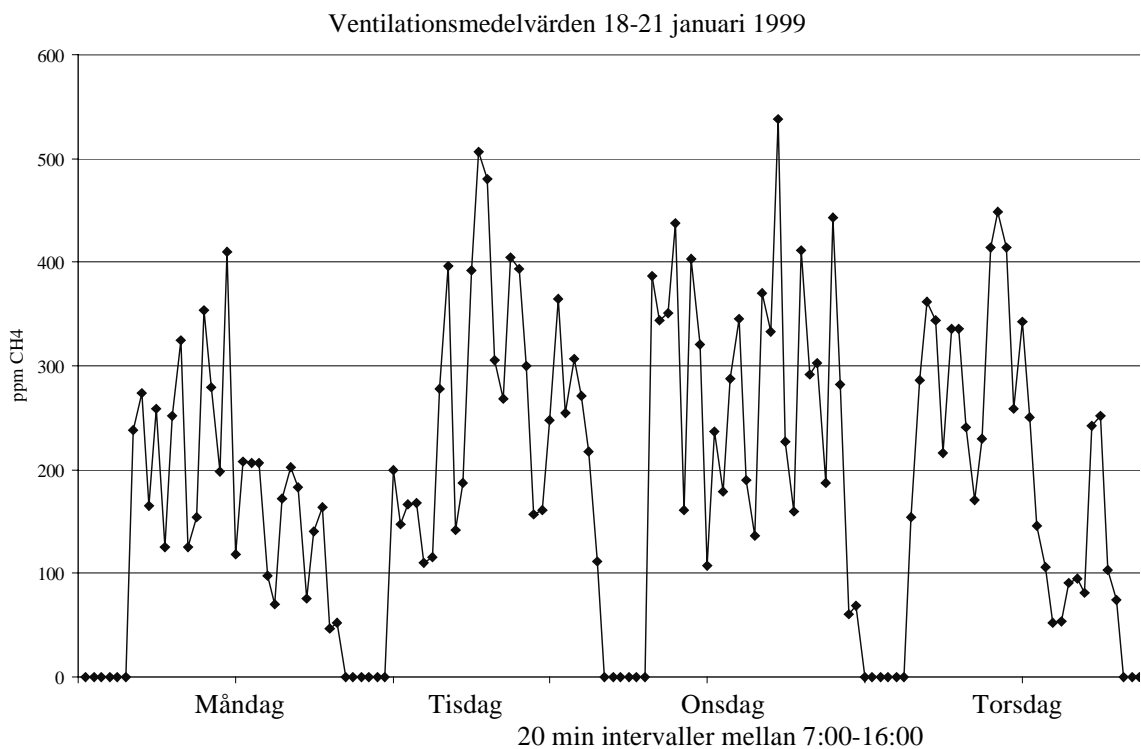
För att klara av den kalla årstiden byggdes ett isolerat tält för såväl CTP-enheten som biofiltret. Vattenledningen till skrubbern värmdes med en värmeslinga.

6. Resultat och diskussion

6.1 Adsorptionsenheten

6.1.1 Adsorption

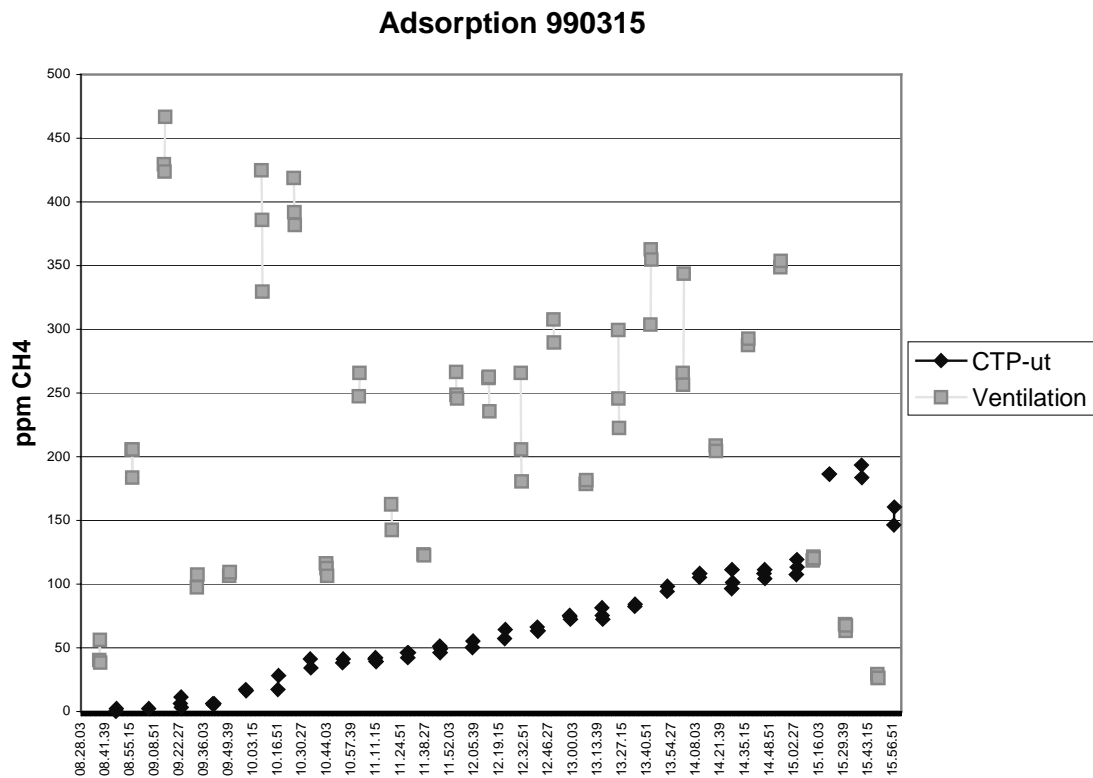
Mätningar i ventilationsluften in till adsorptionssteget visade mycket stora och snabba variationer i total halt av lösningsmedel. De kan förklaras med t ex intermitterent fyllning av burkar och öppnande av lock till blandare. I figur 4 visas hur halten i ventilationsluften varierade under några veckor i januari 1999.



Figur 4. Svängningar i halten VOC under tidsperioden 18-21 januari 1999, mätt som ppm CH₄ ekvivalenter

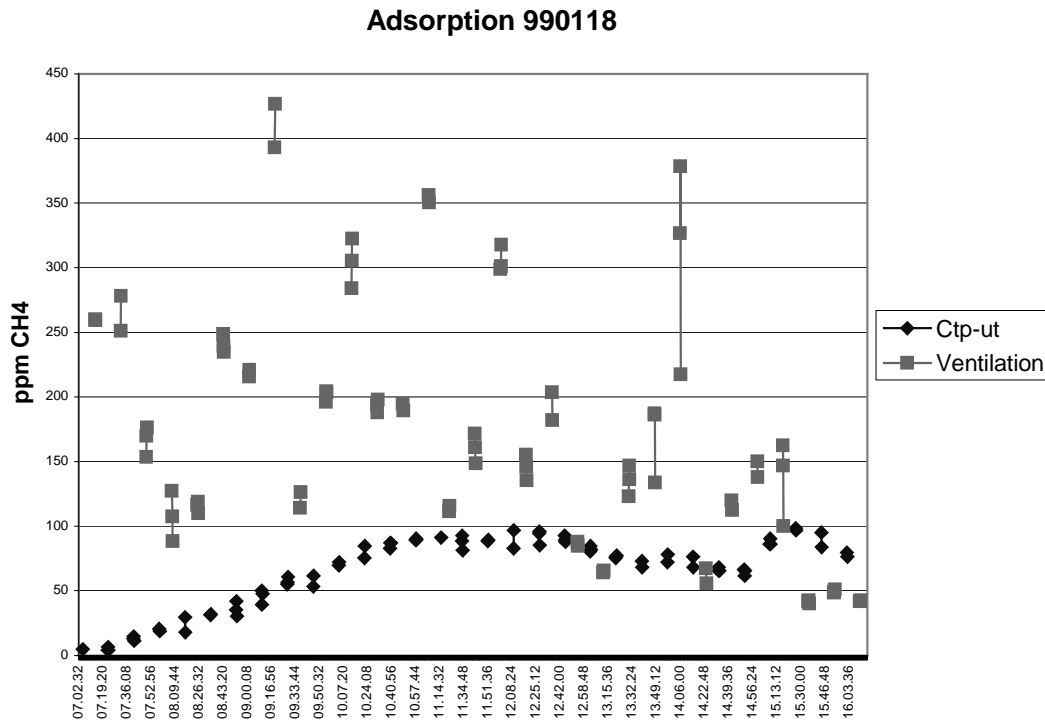
Då dessa mätpunkter representerar medelvärden inom 20 minutersintervaller har man i verkligheten ännu större svängningar.

Vid start av adsorption med en väl desorberad zeolitbädd, figur 5, var avskiljningen i det närmaste total under den första timmen, men redan efter en dryg timme ökade halten av lösningsmedel i utgående luft.



Figur 5. Adsorptionen för en blandzeolit 990315, CTP ut betecknar utgående halt efter zeoliten, Ventilation halten i ventilationsluften

För en mindre väl desorberad zeolitbädd kom genombrottet ännu tidigare, figur 6. Uppenbarligen var zeolitmängden för liten för den aktuella belastningen. Luftens uppehållstid i zeoliten kan grovt beräknas från flödet och bäddvolymen, utan hänsyn till zeolitens egen volym. Med 300 m³/h och 38 liter zeolitbädd får man ca 0,5 sekunders uppehållstid, räknat på hela filtervolymen. Det anses vara tillräckligt.



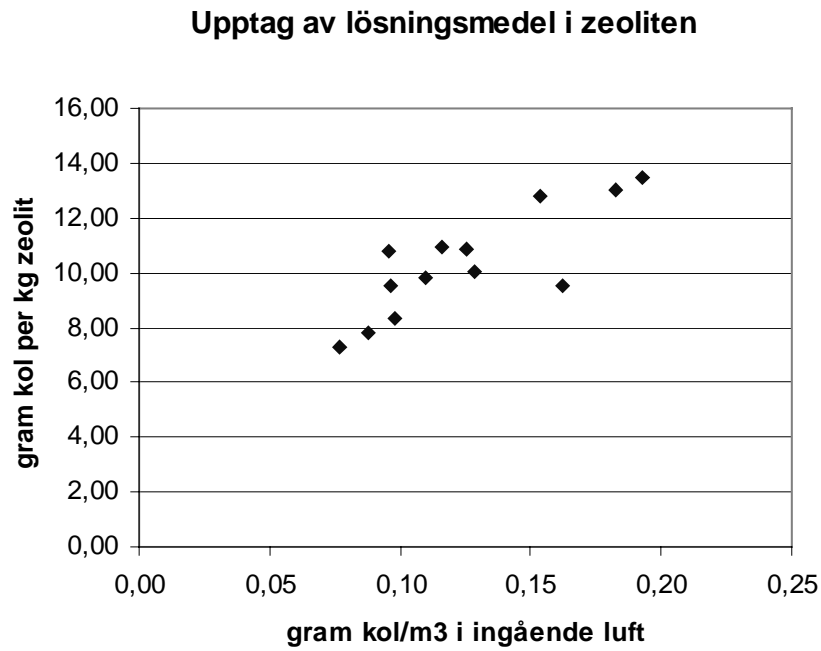
Figur 6 Adsorptionen för en blandzeolit 990118, CTP ut betecknar utgående halt efter zeoliten, Ventilation halten i ventilationsluften.

Med den här aktuella zeolitmängden blev avskiljningen över en hel arbetsdag inte mer än ca 70%, men med rätt mängd zeolit borde avskiljningen bli ca 95% enligt erfarenhet från t ex Beckers i Märsta.

Mängden lösningsmedel som togs upp av zeoliten redovisas i figur 7. Data visar som väntat att mängden ökade med ökad halt i ventilationsluften.

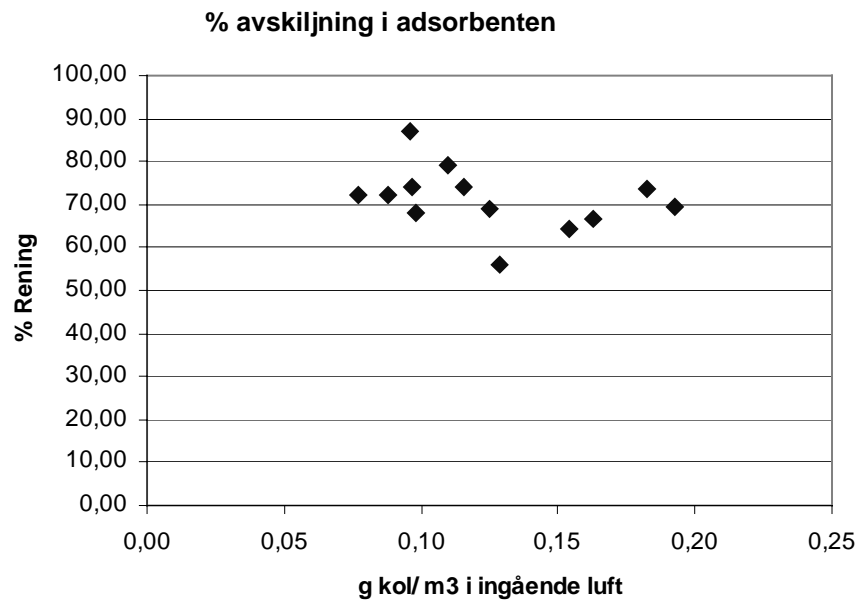
Mätpunkterna har erhållits genom att integrera och därefter beräkna medelvärdet av skillnaden mellan ingående och utgående halter ur zeolitbädden vid olika adsorptionsperioder.

Någon absolut mättnad av zeoliten syns inte i det här intervallet. Mängderna i diagrammet är uttryckta i gram kol, beroende på att analysmetoden ger det (bestämning med FID). För att få mängden lösningsmedel ska man multiplicera med ca 2,5. Upptaget av 20-25 g lösningsmedel per kg zeolit var lite lägre än väntat.



Figur 7. Upptaget av lösningsmedel i zeoliten som funktion av ingående halt i ventilationsluften. Upptaget avser den mängd som adsorberats under en dag.

Reningsgraden för zeoliten uttryckt som ett medelvärde över adsorptionstiden visas i figur 8.

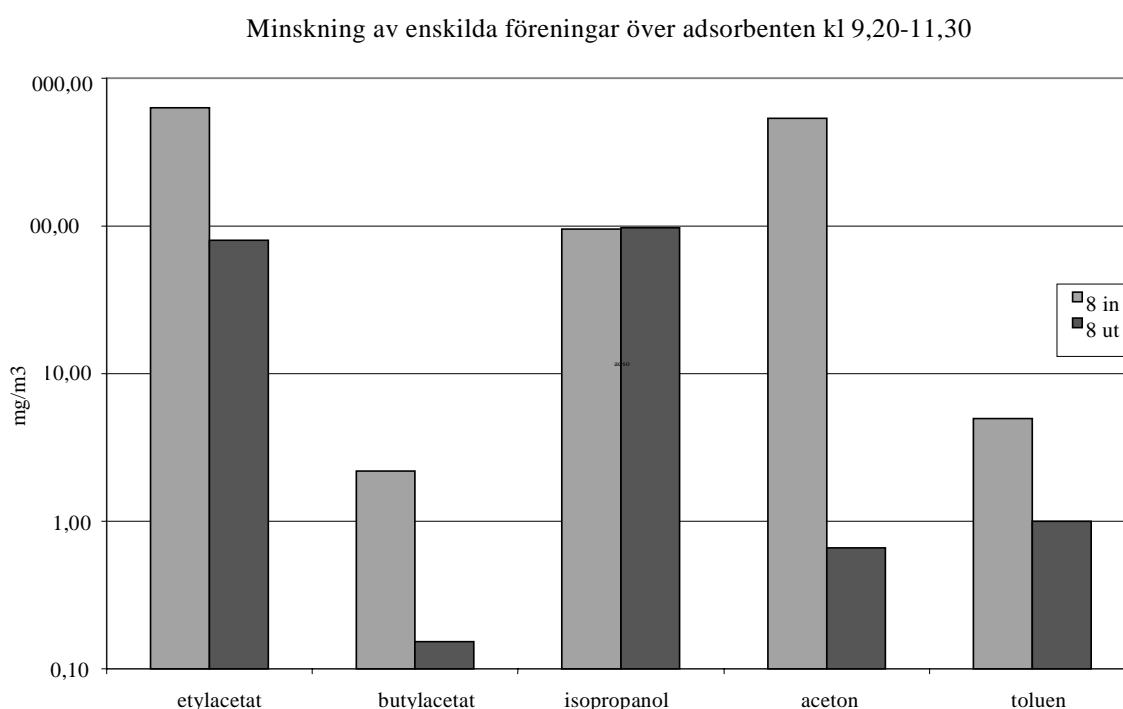


Figur 8. Reningsgraden hos zeoliten uttryckt som medelvärdet under en adsorptionscykel.

Figuren visar att reningsgraden ej påverkades särskilt mycket av den ingående halten. Vid halten $0,10 \text{ g kol/m}^3$ var reningsgraden ca 70-80 %, vid halter omkring $0,15 \text{ g kol/m}^3$ var reningsgraden 65-75%.

6.1.1.1 Rening av enskilda ämnen

En analys av ventilationsluften vid adsorptionen 1998-11-18 visar, något förvånande, att etanol ej kan observeras men att aceton finns representerat i rikliga mängder, se figur 9. Det antyder en stor variation i sammansättningen, jämför tabell 1.



Figur 9. Halter före och efter adsorptionen 981118.

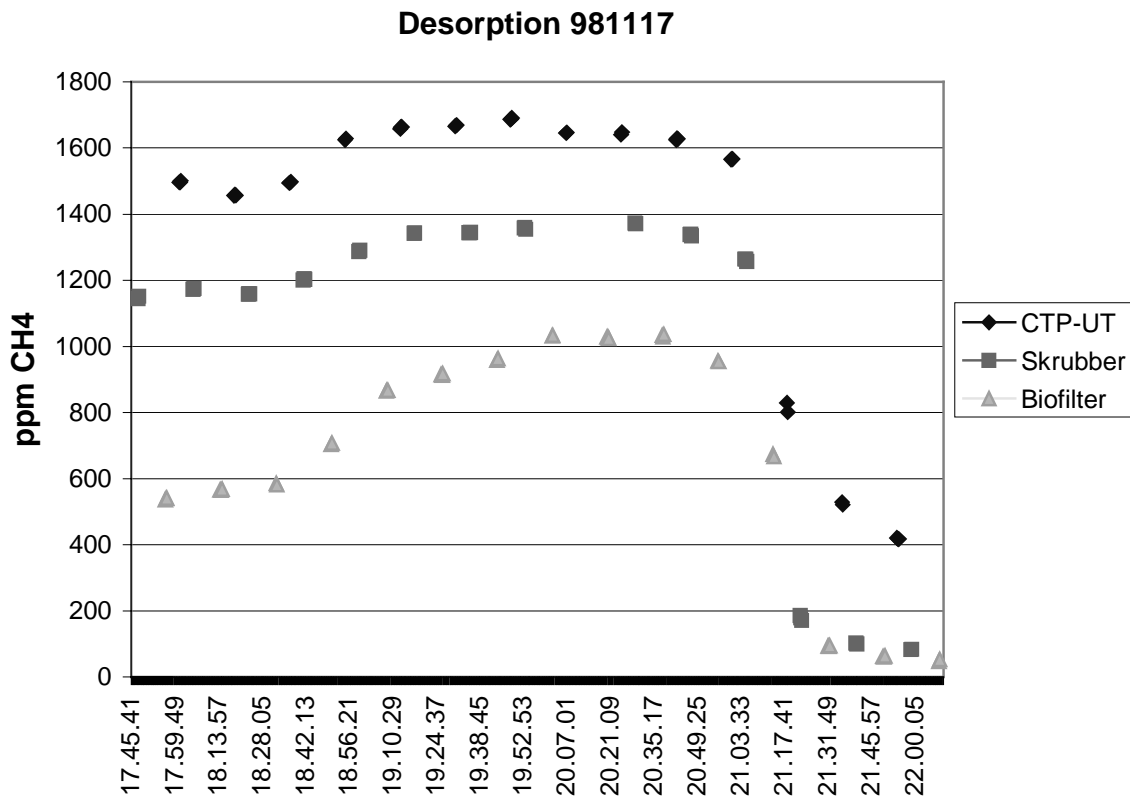
Det syns här ganska väl att reningen över adsorbenten är långt ifrån 100 %-ig. Det stämmer också med FID-mätning enligt figur 6. Intressant att notera är att isopropanol inte avskiljts alls.

6.1.2 Desorption

Förhållandet vid desorptionen (efter arbetstid på fabriken) varierades mycket under försökstiden. Förloppet styrs dels av hur snabbt och till vilken sluttemperatur man värmer upp zeoliten, dels av den inställda maximala halten lösningsmedel ut från zeoliten.

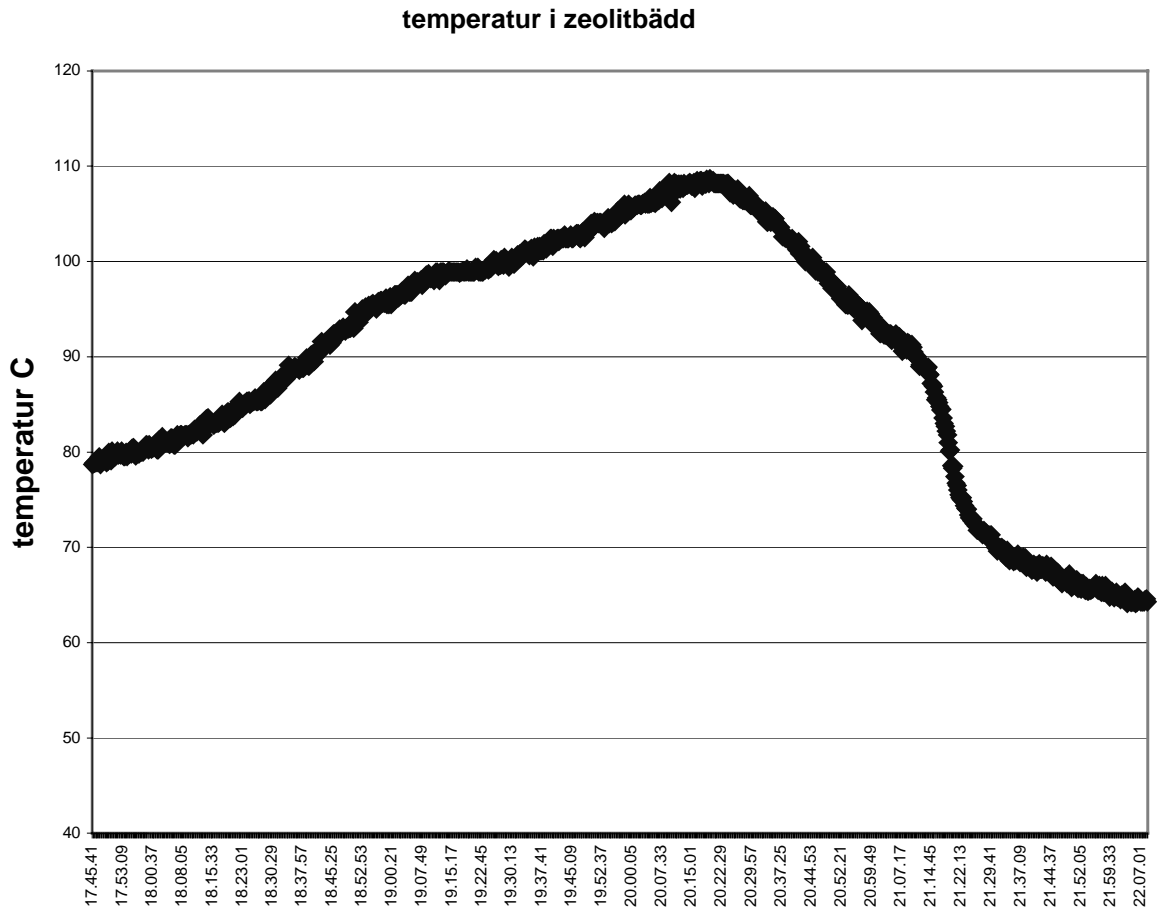
Halten får inte bli för hög, främst för brand- och explosionsrisken, men också för att man inte ska förgifta biofiltret.

Figur 10 visar en typisk desorptionskurva från en period då desorptionen bara pågick under ca 4 timmar (17 –21). Den höga halten ut från zeoliten (CTP-UT) jämfört med ut från biofiltret efter 4 timmar antyder att det fortfarande fanns sorberat material kvar, och att det krävdes längre tid för att desorbera fullständigt.



Figur 10. Desorptionskurva från 981117.

Figur 11 visar temperaturen i zeolitbädden vid samma desorption.



Figur 11. Medeltemperatur i zeolitbädden under desorptionsförloppet 981117.

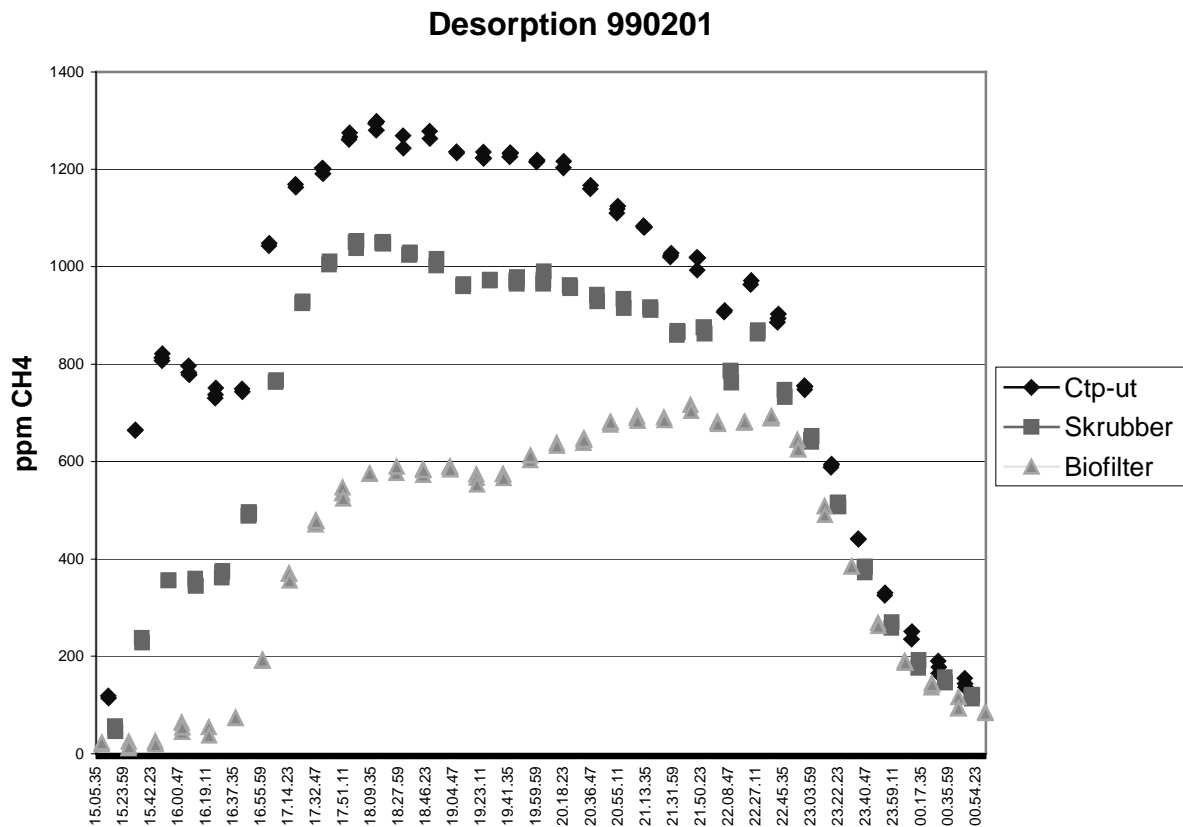
Temperaturredan för ingående luft till sorbenten var under denna desorptionscykel inställd på

| | 80°C °C/min | 80-160°C °C/min | 160-250°C °C/min | Setpoint, LEL |
|--------|----------------|--------------------|---------------------|---------------|
| 981106 | 2 | 0,5 | 1 | 3,5% |

Nedgången i temperatur klockan 20 är svår att förklara. Nedgången klockan 21 förklaras däremot av att man här har avbrutit uppvärmningen och att bädden därefter kyls genom ett cirkulerande luftflöde tills temperaturen understiger 70°C, varefter luftflödet igenom zeolitbädden stängs av. Den maximala temperaturen var ca 110°C. Det är troligen något för lågt för att tillräckligt väl desorbera de mest högkokande komponenterna. Mätningar av adsorptionen under hösten visade en mycket låg kapacitet, vilket kan för-

klaras med att vissa ämnen aldrig desorberades från zeoliten, vars kapacitet därigenom minskade.

I figur 12 visas en desorptionskurva från 990201. Desorptionstiden var här längre, ca 14 timmar.



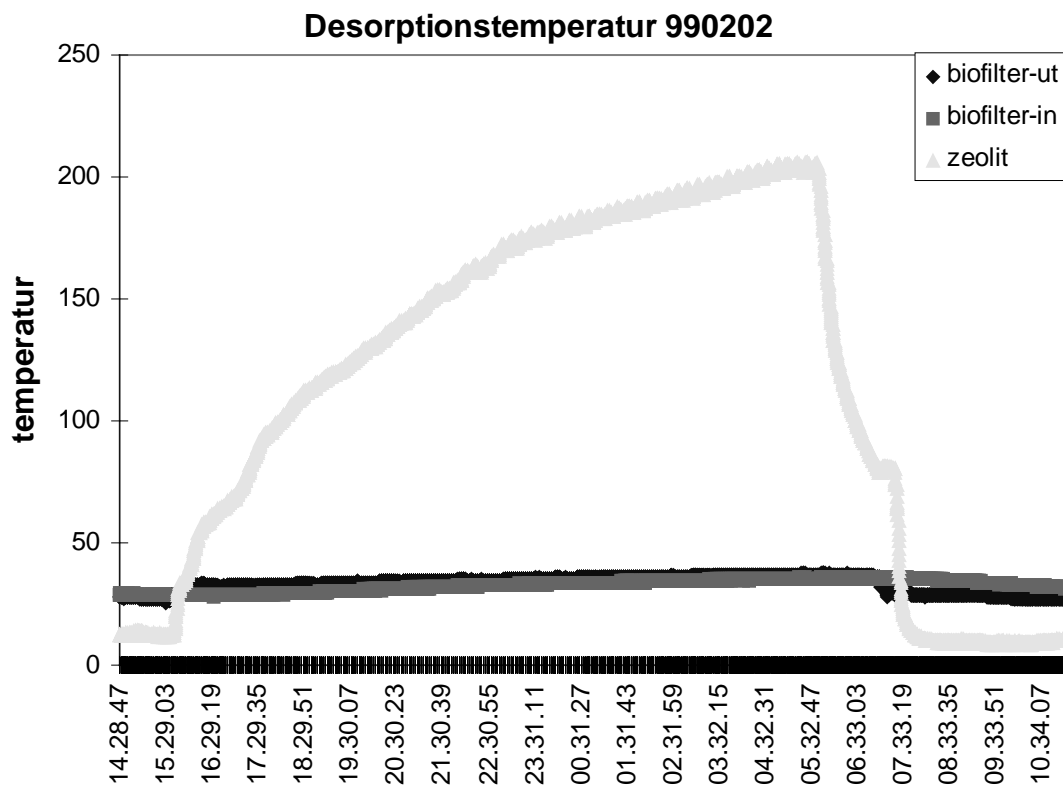
Figur 12. Desorptionskurva från 990201

Reningseffektiviteten synes avta med desorptionstiden. Detta kan bero på en ökad andel svårnedbrytbara ämnen såsom aromater och industribensin, men kan även till viss del orsakas av en mättnad av absorptionspotentialen hos biofiltret. Denna syns tydligt vid uppgången kl 16.50 ut från filtret. En ytterligare möjlig förklaring skulle vara bildandet av mellanprodukter som inte hinner brytas ned. Efter knappt 8 timmar sjönk halten i det cirkulerande systemet snabbt. Skillnaden mellan halten ut från zeoliten och halten ut från biofiltret är fortfarande ca 20%, dvs nedbrytningen fortskrider för varje passage. Att halten sjunker snabbare än tidigare beror på att mindre nytt lösningsmedel tillförs den cirkulerande luften från zeoliten. Nyttillskottet hinner därför brytas ned i biofiltret. En liten del av nedgången i halt i den cirkulerande luften beror på att man för in friskluft för att säkerställa att det inte blir syrebrist. Motsvarande mängd av den cirkulerande luften släpps ut. Det här ger en minskning av halten med 3-5% per passage.

I detta försök var temperaturrampen enligt nedan:

| | 80°C °C/min | 80-160°C °C/min | 160-270°C °C/min | Setpoint, LEL |
|--------|----------------|--------------------|---------------------|---------------|
| 990126 | 2 | 0,5 | 0,1 | 3,5% |

Med den nya temperaturrampen får man en avsevärt mycket högre temperatur i sorbentbädden än i det föregående fallet, se figur 13. Den förlängda desorptionstiden, tillsammans med den förhöjda temperaturen i bädden kan förväntas ge en avsevärt bättre desorption i bädden, vilket också de tidigare presenterade adsorptionsförsöken visar.



Figur 13. Temperatur i zeolitbädden under desorption 990202.

Figur 12 och figur 13 visar att mer material desorberas i mitten av desorptionscykeln än i slutet trots den betydligt högre temperatur under slutfasen. Den största mängden lösningsmedel desorberas här redan vid temperaturer under 150°C. Återstoden är förmodligen den lilla andelen mer högkokande aromater. Att denna återstod därefter

desorberas beror antagligen på en kombination av förhöjd temperatur och förlängd desorptionstid. Desorptionstiden minskades efter den här perioden till 9 timmar genom att höja temperaturstegringen något under slutfasen, på detta vis uppnådde man en temperatur på maximalt drygt 200°C i bädden. Anledningen till den förkortade desorptionstiden var att vi ansåg att den sista perioden gav relativt litet tillskott till desorptionen.

6.2 Skrubbersteget

Skillnaden mellan CTP-UT och Skrubber i figur 12 är alltså vad som avskiljs i skrubbersteget. Skrubbersteget kan ses som en del av biofiltret så som det kördes här. Skrubberns huvudsakliga uppgift var att fukta upp luften och kyla den något under desorptionen, men en hel del lösningsmedel överfördes också till vattenfasen. Eftersom vattensystemet över skrubber och biofilter var slutet bröts de här föreningarna slutligen ner i biofiltret (och delvis redan i skrubbern). En analys av vattnet i skrubbern visade att vattnet innehöll ca 350 mg etanol, 500 mg ättiksyra och 150 mg metoxypropanol per liter, pH var drygt 5. Det låga pH:t beror just på att etanol (och etyl- och butylacetat) som mellanprodukt vid nedbrytningen ger ättiksyra. pH stiger igen då ättiksyran också har brutits ned, men vid belastningstoppar kan en buffring behövas (vilket man också har i biofilter).

6.3 Biofiltret

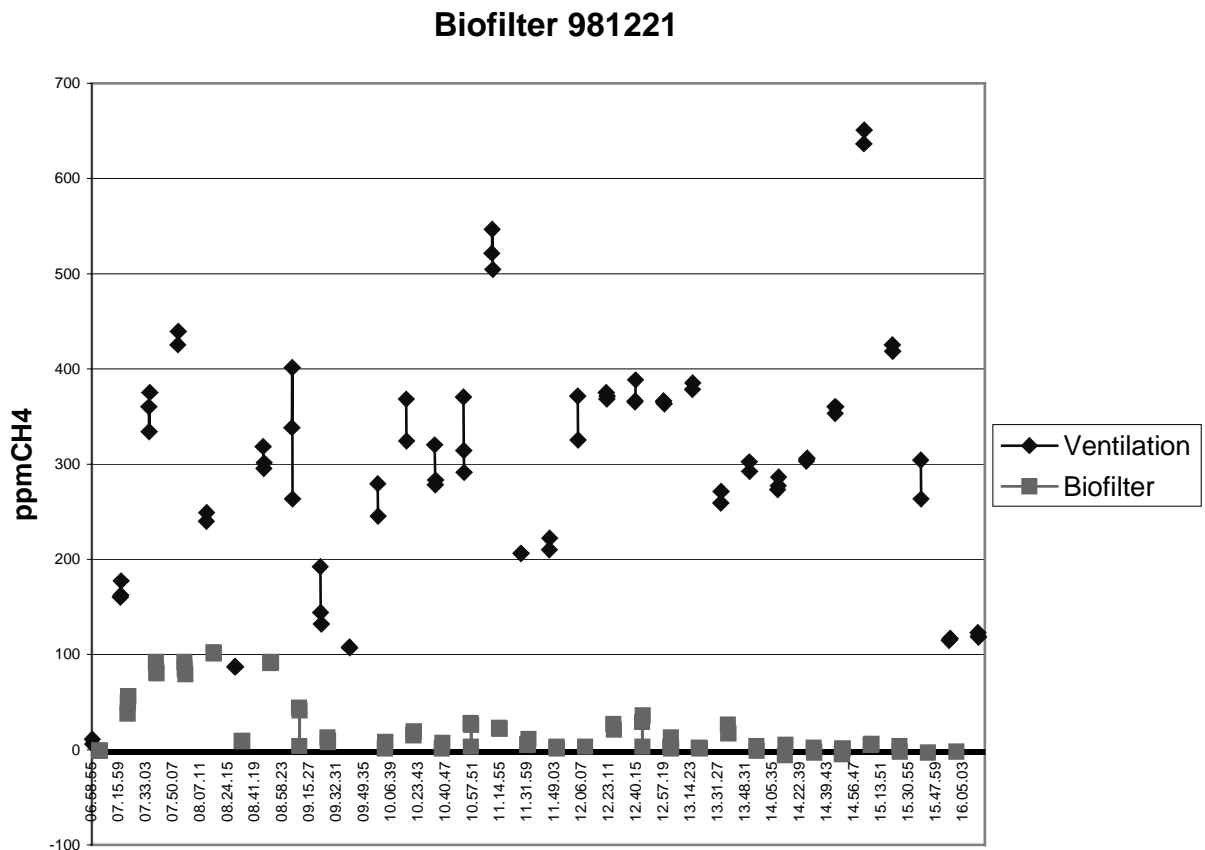
6.3.1 Avskiljning/nedbrytning

I biofiltret kommer de olika organiska ämnena att adsorberas till biofiltermaterialets yta och till bakterierna, de kommer även till viss del att absorberas till vattnet som finns i biofiltret. Därefter kommer bakterierna att bryta ner de olika ämnena. Bakteriefloren i biofiltret kommer att adapteras till mängden och sammansättningen av de förekommande lösningsmedlen. Vissa lösningsmedel såsom etylacetat, butylacetat och etanol är välkänt lättnedbrytbara. Aromater är mer svårnedbrytbara och även mer svårlösliga i vattenfasen. Det kommer att bildas mellanprodukter, som t ex ättiksyra, under nedbrytningen som sker i flera steg. Dessa löses i vattenfasen.

Tillförseln av lösningsmedel varierar med tiden. Tack vare den stora ytan i biofiltret samt även den stora mängden vatten, finns en betydande förmåga att buffra variationer i lösningsmedelshalt. Vi har inget exakt mått på denna adsorptions/absorptionskapacitet, men eftersläpningar i biofiltrets utgående halt i figur 12 antyder att vi har en buffertkapacitet på drygt en timme då ingående halt lösningsmedel ligger på ca 1 g/m³. Då luftflödet var 90 m³/h motsvarar det ca 90 g lösningsmedel i 1,5 m³ total filtervolym. Denna buffringsförmåga minskar biofiltrets känslighet för koncentrationsvariationer i tillförd luft.

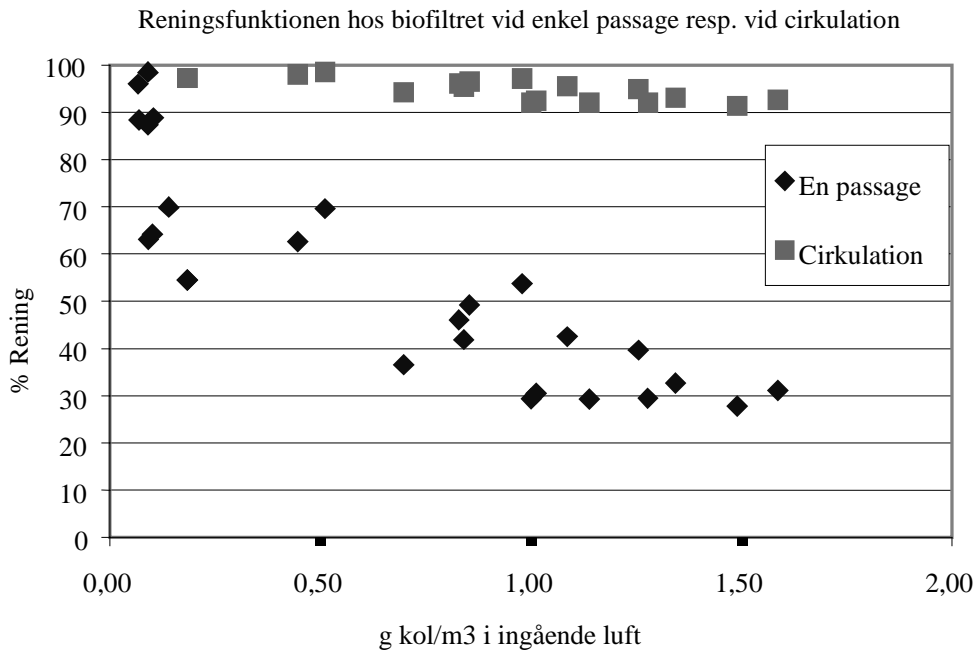
6.3.1.1 Minskning av totalmängd organiskt material

Figur 14 visar hur avskiljningen över biofiltret såg ut under dagen 981221, alltså då filtret behandlade ventilationsluften direkt. Under de två första timmarna var avskiljningen 70-80%, men sedan steg den till 90-95%. Anledningen till detta är antagligen att biomassan inte haft någon kolkälla under hela helgen (detta var en måndag) och det tog en stund innan den kom igång ordentligt.



Figur 14. Avskiljning över biofiltret måndagen 981221.

Denna 90-95%-iga minskning vid en enkel passage av filtret erhöles bara med de låga halterna vid direkt behandling av ventilationsluft. Det motsvarar punkterna längst upp till vänster i figur 15 där biofiltrets reningseffekt vid ett antal olika försök sammanfattas. Punkterna kring 60% vid låga halter kommer från perioder då biofiltret fortfarande hade material kvar från den senaste desorptionen.

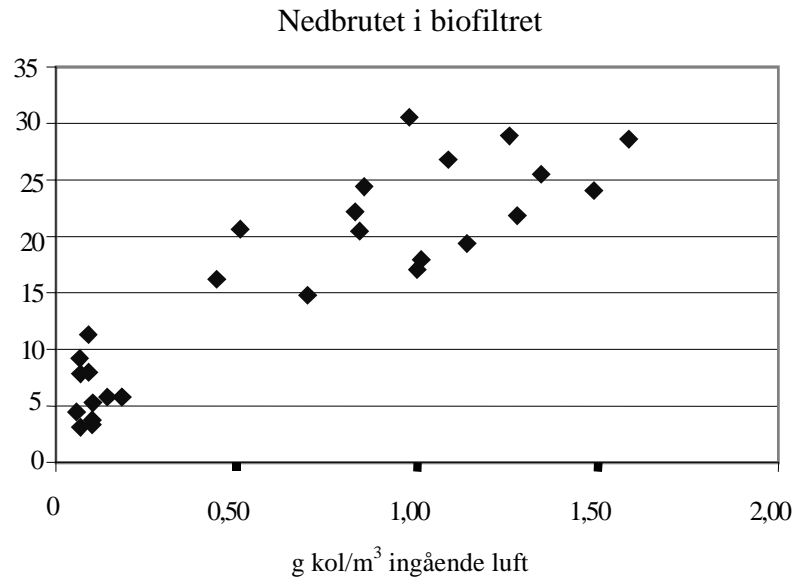


Figur 15. Avskiljning över biofiltret vid enkel passage och vid cirkulation.
Reningsfunktionen hos biofiltret vid enkel passage resp. vid cirkulation

Alla data med högre halter av lösningsmedel i den ingående luften kommer från desorptioner. Figuren visar att den procentuella avskiljningen vid en enkel passage minskade med ökande halt i luften in till biofiltret. Värdena har erhållits genom att integrera ingående och utgående halter för biofiltret under flera olika desorptionsperioder. De lägre värdena (ca 0,2 g kol/m³) kommer från biofilterkörningar med ventilationsluften direkt. Luftflödet till biofiltret var 90 m³/h utom under den sista veckan då flödet ökades till 130 m³/h.

Punkterna märkta med cirkulation visar resultatet av en balansberäkning, se figur 3, 97 % av luften cirkulerades, 3% byttes ut under varje varv. Allt organiskt material som sorberats under dagtid måste antingen brytas ned i biofiltret (och skrubbern) eller gå ut med den luftström som motsvarar intaget av ny luft, förutsatt att ingen uppbyggnad sker i systemet. Det betyder att man kan beräkna hur mycket som måste ha brutits ned i det cirkulerande systemet. I princip bestäms den totala nedbrytningen av hur mycket extra luft som tas in, och den mängden kan antagligen göras mindre än i de här försöken. För riktigt hård slutning kan man använda syrgas. En del resultat tyder dock på att man hade en viss ackumulering i systemet under veckorna. Biofiltret fungerade bäst på måndagar efter att det hade renats ordentligt under helgen. Det antyder att belastningen var något för hög under normaldygn, men att filtret hann rensas under helgen. Figur 15 visar att reningsgraden har legat kring 95% vid cirkulation.

I Figur 16 visas mängden nedbrutet organiskt material per m³ biofiltermassa under en timme vid olika halter lösningsmedel.

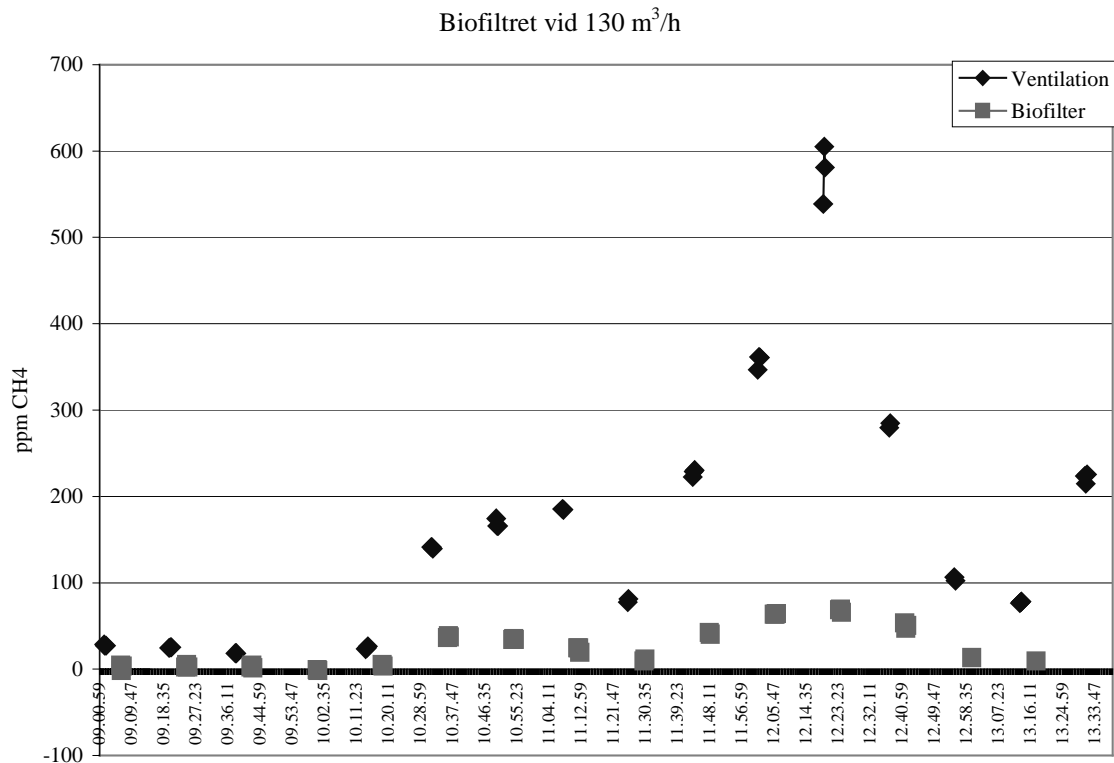


Figur 16 Mängd nedbrutet organiskt material per m³ filtermassa och timme vid olika halter i inkommande luft.

Resultaten har erhållits genom att beräkna medelvärdet av ingående och utgående halt för biofiltret under en hel desorptionsperiod. Figuren visar att med högre halter i den ingående luften ökade den specifika nedbrytningshastigheten. Det innebär alltså att man genom att höja den organiska belastningen kan utnyttja filtret bättre. En höjning av belastningen förutsätter i sin tur den uppkoncentreringen som sorbenten ger, annars skulle luftens flödeshastighet sätta en gräns vid mycket lägre belastning, orsakat av biofiltrets relativt dåliga adsorptions-/absorptionskinetik.

Uppkoncentreringen i sorbenten görs alltså både för att få en mindre luftvolym att behandla (biofilter är ofta dimensionerade efter flödet) och för att få upp halten och därmed den möjliga organiska belastningen och nedbrytningen.

I figur 17 visas resultaten av att höja flödet genom biofiltret från 90 m³/h till 130 m³/h.



Figur 17. Avskiljning i biofiltret vid det högre flödet, 130 m³/h.

Dessa resultat visar att man kan höja flödet genom biofiltret med fortsatt hög avskiljning. I detta fall kan vi mäta upp en reningskapacitet på i medeltal 85 %, vilket ej skiljer sig avsevärt från de bästa resultaten uppmätta vid det lägre flödet. Denna mätning kommer från en måndag, då biofiltret hunnit ”rensas” under hela helgen.

6.3.1.2 Inverkan av temperatur i biofiltret

Temperaturen låg normalt kring 25°C i biofiltret. Vid något tillfälle fungerade inte uppvärmningen och temperaturen sjönk till 15-16°C. Avskiljningen av lösningsmedel var ändå 80-85%, alltså jämförbart med den vid 25°C och samma belastning.

Eftersom biologiska processer i allmänhet ungefär fördubblar sin hastighet vid en temperaturökning på 10°C (inom bakteriernas temperaturintervall), hade man väntat sig en sämre rening. Den troliga förklaringen är att det inte var belastningen på bakterierna som begränsade omsättningen i det här fallet. Det kan istället ha varit lösningsmedlens adsorption i filtret eller ämnens nedbrytbarhet (ca 15 % av VOC var stabila eller bröts ned mycket långsamt).

Det kan också vara så att ämnenas löslighet i vattenfasen ökar vid lägre temperatur, och att det döljer en långsammare nedbrytning. I så fall skulle effekterna avta efter en tid då vattenfasen nått en ny jämvikt.

6.3.1.3 Avskiljning av enskilda ämnen

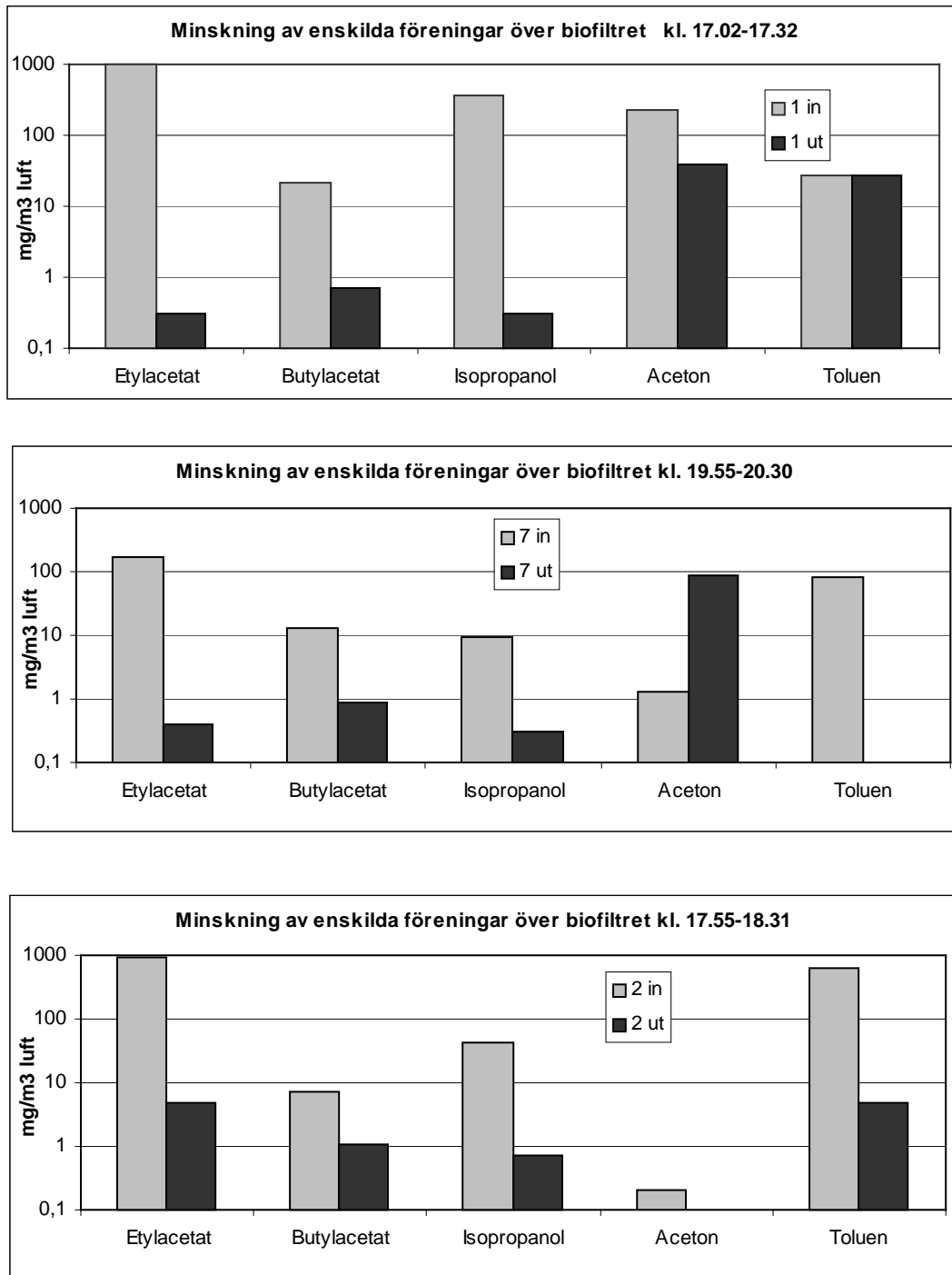
Normalt följdes avskiljning och rening med mätning av total halt organiskt kol. I samband med ett par desorptioner bestämdes dessutom halten av några specifika föreningar i ingående och utgående luft över biofiltret. Luftprov samlades i kolrör och dessa analyserades med avseende på de förväntade lösningsmedlen.

Stapeldiagrammen i figur 18 är från tre olika tidpunkter 1998-11-17, ca 1, 2 och 4 timmar efter att desorptionen startade. Figuren visar dels en kraftig minskning av etylacetat, butylacetat och isopropanol för varje passage, dels en minskning av den totala halten med behandlingstiden. Observera den logaritmiska skalan. För toluen ser det ut att ta en viss tid innan nedbrytningen startade, men vid den senaste provtagningen var avskiljningen fullständig.

Resultaten för aceton är förvånande. Våldigt lite aceton används i processen. Dessutom var halten aceton ut från filtret i 4-timmarsprovet nästan 100 gånger högre än halten i inkommande luft. En möjlig förklaring är att aceton bildas i biofiltret. Det är känt att ättiksyra kan omvandlas till bland annat aceton under helt anaeroba (syrefria) förhållanden. Trots det stora luftflödet genom bädden kan det finnas en del syrefria områden där aceton kan bildas. Det mycket ojämn flödet av aceton skulle då förklaras av att luften bara ibland kommer dit och kan transportera ut acetonen.

Inte heller här hittade vi etanol vid analysen. Visserligen bör den brytas ned snabbt, men det borde ändå finnas något ut från zeoliten under desorptionen. En möjlig förklaring är att all etanol redan hade hunnit både desorberas och brytas ned innan det första provet togs (ca 1 timme efter start av desorptionen).

Enligt figur 9 fanns det aceton, men ingen etanol, i ventilationsluften vid det här tillfället. Om det stämmer förklarar det allt utom ökningen av aceton över biofiltret.



Figur 18. Halter analyserade före och efter biofiltret under desorptionen 981117.

De mängder in till och ut från filtret vid enkel passage som redovisas i figur 18 tyder på 96-99% rening, utom för det senast tagna provet (65% minskning). Detta stämmer dåligt med resultaten enligt FID-mätningarna, 30-50% vid enkel passage och den aktuella be-

lastningen. Förklaringen borde vara att någon eller några viktiga föreningar inte finns med i analysen. Ättiksyra analyserades t. ex inte vid det här tillfället, eftersom det kräver en helt annan metod.

Även ingående luft till biofiltret visar vid det sista provtagningstillfället, prov 7, kl 19.55-20.30, mycket lägre totalhalt än vad som registrerats med FID vid en samtidig mätning, figur 10. Även här är det mycket troligt att ättiksyra eller något annat icke analyserat ämne förklarar denna differens.

1999-03-30 gjordes en sista desorption och analys av enskilda föreningar. Här återfanns endast etylacetat, toluen och etanol i kvantifierbara halter. Ingen aceton återfanns under denna desorption.

6.3.2 Förbrukning av syre och bildning av koldioxid

Ett annat sätt att uppskatta aktiviteten i biofiltret är att mäta halten av syre eller koldioxid. Vid enkel passage genom filtret blir minskningen av syrehalten ganska liten. 1 g lösningsmedel/m³ luft skulle t. ex vid fullständig oxidation sänka syrehalten från 21 till 20,8%, något som är svårt att mäta. Samma mängd lösningsmedel oxideras emellertid till ca 2 g koldioxid, och det innebär en ökning av halten i luften från 400 till ca 2 000 ppm. Den ökningen går bra att mäta, och ger ett mått på den totala biologiska aktiviteten i filtret.

Vid avslutningen av försöket i Bellö mättes koldioxidhalten i utgående luft till 450 ppm efter en enkel passage, jämfört med omgivningens 400 ppm. Den ökningen skulle motsvara oxidation av ca 30 mg lösningsmedel/m³. Minskningen av lösningsmedel över skrubbern och biofiltret enligt FID-mätningen var samtidigt ca 75 mg/m³ varav ca 30 mg/m³ avskildes över biofiltret. Observera då att minskningen enligt FID-mätning ger summan av adsorberat, absorberat och biologiskt nedbrutet i filtermaterialet och skrubbern, medan koldioxidmätningen bara ger den omsatta mängden (plus en del andning hos bakterierna). Sett över en längre tid bör siffrorna stämma ganska bra, men man kan få förskjutningar i tiden beroende på hur stor adsorptionskapaciteten i filtret är.

När systemet i Bellö slöts, dvs när luften från biofiltret fördes tillbaka till zeolitbädden för desorption, ökade koldioxidhalten i den cirkulerande luften från 900 ppm upp till över 1600 ppm, med en medelhalt på 1250 ppm, under en 3 timmars period. Utan recirkulering skulle detta motsvara en nedbrytning av 0,5 g lösningsmedel/m³. Enligt samtidiga FID mätningar var minskningen av lösningsmedel över biofiltret 170 mg/m³. Över skrubbern minskar under denna period halten med 390 mg/m³. Om man antar att enbart absorption sker i skrubbern under denna period samt att all minskning över biofiltret kan hänföras till biologisk nedbrytning så kan man uppskatta recirkuleringsgraden i det aktuella försöket. Koldioxidmätningarna indikerar en ca 3 gånger högre halt än den

faktiskt uppmätta minskningen över biofiltret vilket skulle motsvara att luften i genomsnitt passerar 3 gånger över biofiltret.

Motsvarande minskning av syrehalten är helt försumbar, vilket visar att systemet kunde slutits hårdare. Det i skrubbevattnet absorberade lösningsmedlet tillförs så småningom till största delen biofiltret där det bryts ned. En viss biologisk aktivitet kan också förväntas ske i skrubbern.

6.3.3 Förhållandena i filtret

6.3.3.1 Fukthalt

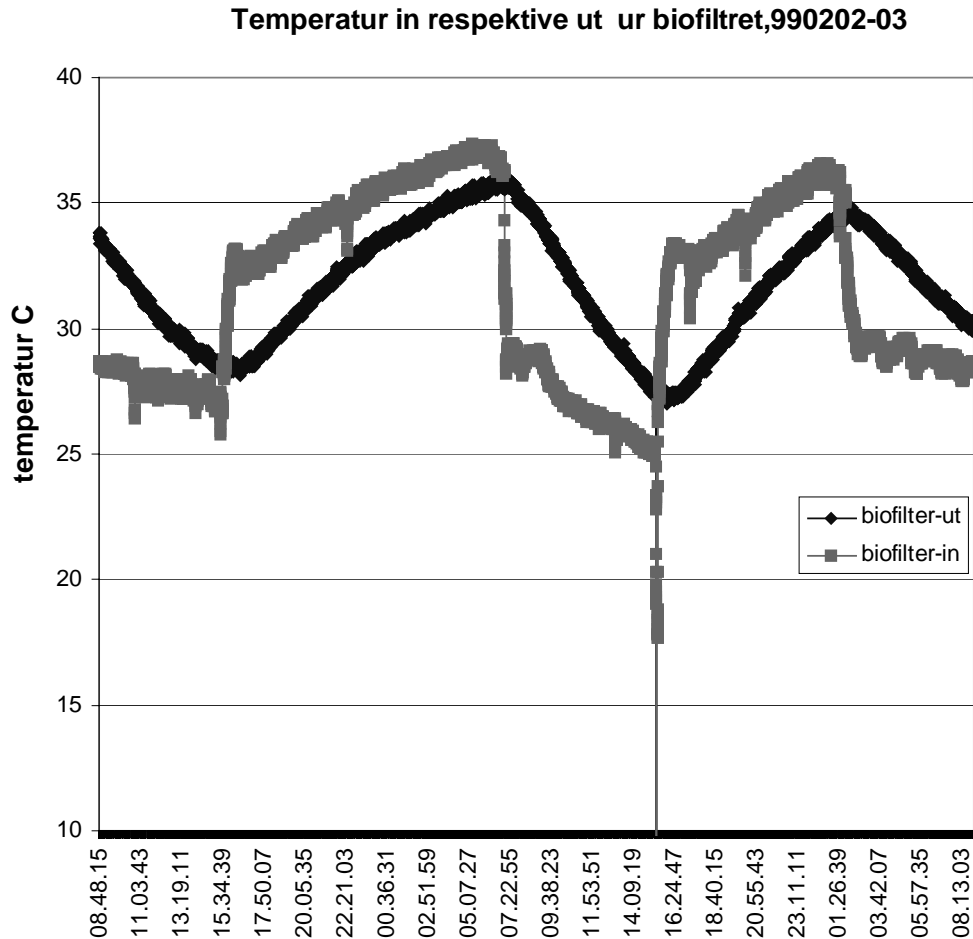
Den önskade fukthalten i biofiltermassan är beroende av materialet. Med den här blandningen av bark och torv anses en fukthalt mellan 70 och 80% optimal. Vid starten 1998-04-29 fuktades filtermaterialet upp till ca 80% av en expert från VAPO, och hela det fyllda biofiltret vägdes till 1240 kg. Den fuktade filtermassan vägde 740 kg. Filtret vägdes också 1998-09-04, och totalvikten var då 1250 kg. När försöket i Bellö avslutades vägde hela biofiltret 1100 kg, dvs filtermassan vägde 600 kg. Detta innebär en minskning av biofiltrets massa med ca 150 kg relativt startvikten.

Om man antar att fukthalten vid start var 80% var mängden torr filtermassa ca 150 kg. Det skulle i sin tur betyda att fukthalten vid avslutningen i genomsnitt var 75%. Det innebär att filtret hela tiden hade en lämplig fukthalt, åtminstone som medelvärde. I själva verket har säkert en del av barken brutits ned under de 10 månader filtret användes, men fukthalten hamnar ändå troligen mellan 75 och 80%.

Vid tre tillfällen togs prover från olika delar av filtermassan för fukthaltsbestämning. Alla värden låg mellan 70 och 81% fuktighet, med undantag för ett prov nära ytterkanten som höll 66%. Det fanns en tydlig tendens att filtret var något fuktigare in mot centrum och högre upp i filtret. Skillnaden i fukthalt i olika delar var alltså liten över större delen av filtret. Dock noterades en riktigt torr zon längs ena kanten när försöket bröts. Inget prov togs, men fukthalten måste ha varit under 50%. Det tyder på att man här hade en kanal där luftflödet var betydligt högre än i resten av filtret.

Varför minskade då vattenhalten i biofiltret under perioden från september och framåt, trots att vatteninnehållet inte minskade alls under perioden maj-september? Den troligaste förklaringen är att man under den sista perioden hade desorption under nätterna, varvid en något varmare luft tillfördes biofiltret. Koncentrationen av VOC i denna tillförda luftström var också högre, vilket orsakar en större temperaturökning genom den biologiska förbränningen i bädden än lägre halter medför. Dessa effekter gav en högre temperatur i biofiltret under nattetid, uppemot 35°C, vilket medförde en avdunstning i bädden. Då luften samtidigt cirkulerades under desorptionsfasen borde detta inte med-

föra någon egentlig uttorkning, men efter desorptionstidens slut kopplades biofiltret över till att enbart köra enkel passage av ventilationsluft igenom filtret. Under en ganska lång period var nu temperaturen i biofiltret och i skrubbern högre än normalt, se figur 19. Här uppnås förhållandet att utgående temperatur är högre än ingående.



Figur 19. Temperatur i skrubbern och biofiltret 990202-990203.

Det är troligen under denna tidsperiod som man fick en avgång av vatten från biofiltret. En ökning av temperaturen från 25 till 30°C i biofiltret skulle öka fuktbehovet med ca 7g/m³ (20g/m³ till 27 g/m³) om man hade mättad luft i båda fallen. Detta skulle under en tremånadersperiod med 5 desorptioner per vecka samt ungefär 5 timmars förhöjd temperatur per desorptionscykel motsvara en bortdunstning av

$$5 \cdot 12(\text{cykler}) \cdot 5 (\text{timmar/cykel}) \cdot 90 (\text{m}^3/\text{timme}) \cdot 7 \text{ g/m}^3 = 190 \text{ kg.}$$

Detta skulle alltså kunna förklara vattenavgången under den period man samtidigt haft desorption. Vattenbristen i filtret kommer man inte att se som en icke vattenmättad ut-

gående luft förrän filtret är alltför torrt. En del av skillnaden kompenseras av bildat vatten i den biologiska processen, men man bör säkert också tillsätta ytterligare vatten, t ex med dysor i filtret som VAPO normalt gör. Någon form av kontinuerlig kontroll av vatteninnehållet i filtret behövs här för att kunna ställa in en optimal fukthalt i filtret.

6.3.3.2 Vattenförbrukningen

Vi har under försökets gång kontinuerligt följt vattenförbrukningen. Den varierade något under olika perioder, men låg hela tiden mellan 10 och 20 g vatten/m³ luft, med ett medelvärde på ca 15 g/m³ luft. Här är inte inräknat den tillsats som enligt ovan hade behövts för att hålla biofiltret vid ursprunglig fukthalt. Minskningen i vattenmängd i filtret var 140 kg totalt, främst under de sista månaderna.

6.3.3.3 Temperatur

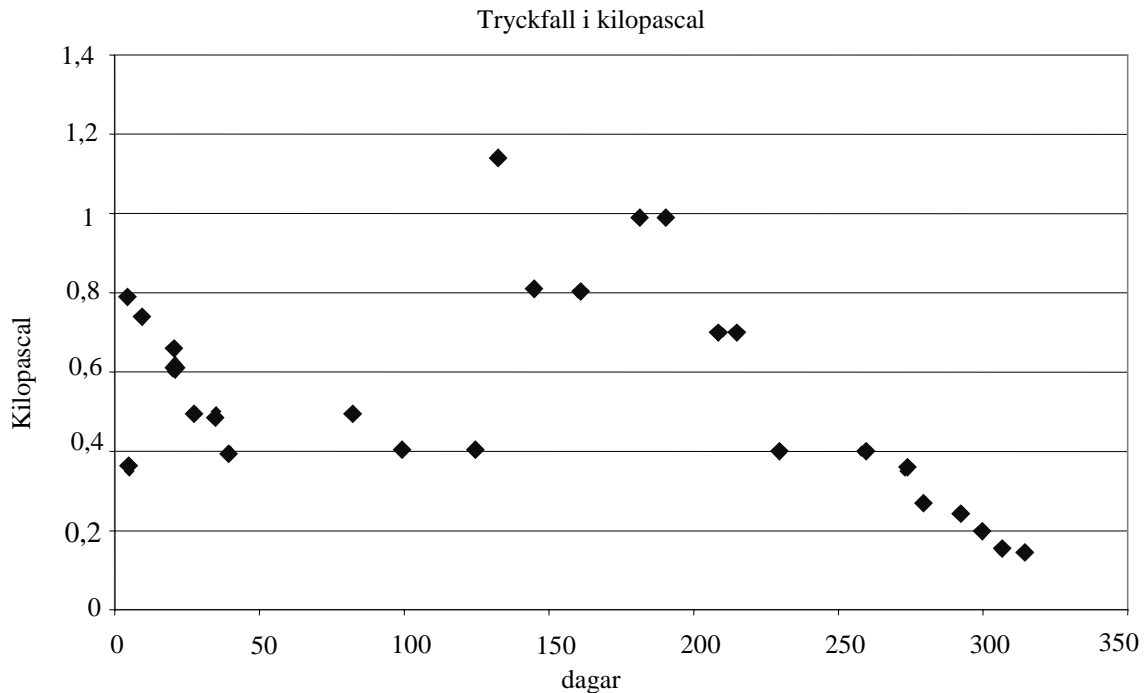
Temperaturen in till och ut från biofiltret mättes kontinuerligt och låg normalt kring 25°C, även om den ibland gick upp mot 35°C i utgående luft. I samband med att försöket bröts mättes temperaturen på flera olika ställen i filtret med hjälp av ett långt Pt-100 element. Det visade sig då att temperaturen i bädden varierade mellan 13 och 30°C. Den troligaste förklaringen till det är att den varma, cirkulerande luften inte nådde alla områden i filtret. Medeltemperaturen utanför det isolerade filtret var vid den tiden ca 5°C.

6.3.3.4 pH

Om hela filtret hade så lågt pH som det i skrubbevattnet, pH 4-5, skulle nedbrytningen antagligen påverkas negativt. Filtermaterialet innehåller dock kalk för buffring, och uttagna prover från olika delar av filtret vid avslutningen visade pH-värden mellan 6,3 och 7,3. Det är bra värden och innebär att pH knappast har begränsat nedbrytningen.

6.3.3.5 Tryckfall

Tryckfallet över filtret bestäms av flödet, hur hårt materialet packats, hur fint det är, fukthalten och eventuell kanalbildning. Under försöket i Bellö varierade tryckfallet från 1,15 till 0,15 kPa. I figur 20 visas hur tryckfallet varierat under försökets gång.



Figur 20. Tryckfallet över biofiltret som funktion av försökstiden.

I början av försöket maj 1998 fuktade man upp filtret ordentligt. Under de månader som gick fram till september 1998 minskade tryckfallet väsentligt, från 0,8 till 0,4 kPa. Vägning av filtret visade ingen nämnvärd skillnad mellan totala filtervikten 980429 samt 980904 (1240 kg respektive 1250 kg). Här borde skillnaden i tryckfall bero på att kanaler bildats i systemet.

980904 fuktades biofiltret upp igen efter ca 140 dagar, varvid tryckfallet ånyo blev mycket högre. Detta tryckfall minskade sedan med tiden. Desorptionsförsöken sattes också igång i mitten på september.

Efter ca 2 månader återfick man det tryckfall som man hade i början av biofilterförsöken i maj. Därefter sjönk tryckfallet från slutet av november till början av mars betydligt snabbare än vid motsvarande tid maj-september.

Vid försökets slut (990324) hade man en total vikt på filtret på 1100 kg, motsvarande en vattenavgång på 160 kg relativt början på försöket i maj 1998.

Då vi ej har någon exakt vikt under försöksperioden efter uppfukningen i september, vet vi bara att den var högre än 1250 kg. En gissning är den att filtret minskat i vikt till motsvarande 1250 till i slutet på november. Den ytterligare minskning som skedde under de sista 4 månaderna skulle då motsvara ca 160 kg.

På slutet hade man det lägsta uppmätta tryckfallet, 0,15 kPa. Samtidigt hade materialet packats något, till 5-10% mindre volym. Det borde öka tryckfallet. Fukthalten minskade, vilket borde minska tryckfallet. En trolig förklaring till det minskade tryckfallet är emellertid den kanalbildning som både det torra stråket längs en sida och den ojämna temperaturprofilen tyder på. Detta är ett stort problem vid alla biofilter som inte har ett helt inert och stabilt bärmaterial.

6.3.4 Kommentarer till kapaciteten i biofiltret

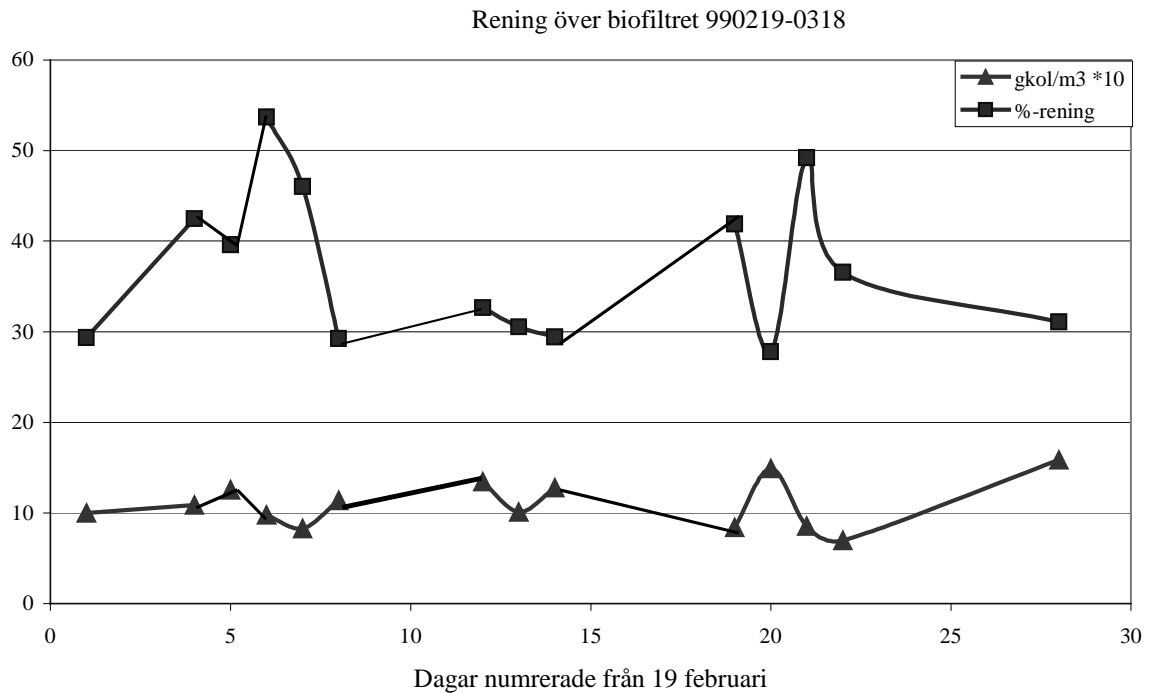
Vi har i våra försök vid högre halter noterat en total minskning med ca 30–50%, se figur 15. Detta gäller vid halter omkring 2,9 g lösningsmedel/m³ (motsvarande drygt 1 g kol i FID ekvivalenter). Det är relativt lågt jämfört med en rad rapporter. I ett österrikiskt arbete (3), beskrivs nedbrytningen av etylacetat vid relativt höga halter. I detta biofilter varierade halterna från ca 1 g/m³ till över 6 g/m³. Reningsgraden varierade här mellan 40 och 100 % med ett snitt på ca 80 % för de första 6 månaderna, samt en lägre rening under försökets sista 6 månader, ca 60% i snitt. För en halt motsvarande 2,9 g/m³ hade man en reningsgrad på ca 65%. Man hade i det försöket en högre belastning på biofiltret, 80 m³/m³*h att jämföra med våra 60 m³/m³*h. Man använde ett biofiltermaterial bestående av pellets.

Det kan finnas många förklaringar till skillnaderna i effektivitet. Vi har jobbat med en blandning av ämnen, där etylacetat stått för drygt 40%. Vi har haft ett traditionellt kompostbiofilter. Det kan finnas fördelar med ett filter av inert material, typ det som undersöktes i det österrikiska arbetet.

Vi har inte tillfört våra höga VOC-halter mer än periodvis, detta kan innebära att vi ännu ej helt adapterat filtret till dessa höga belastningar, trots den relativt långa försökstiden. Vi kan ha brist på närsalter, trots att vi tillsatt en betydande mängd i oktober, ca 100 g ammoniumfosfat.

En nedgång av effektiviteten hos biofiltret kan enligt ett par rapporter (3, 4) orsakas av en med tiden alltför tjock bakteriefilm, vilken skulle ge en mindre tillgänglig yta för adsorption och nedbrytning av lösningsmedel.

Vi kan också ha en alltför stor kanalbildning i vårt filter. Då tryckfallet över filtret minskade kraftigt under de 2 sista månaderna, kunde det vara intressant att se om man då även fått en försämrad reningseffektivitet. För att undersöka detta avsattes reningskapaciteten som funktion av tiden, se figur 21.



Figur 21. Reningskapaciteten som funktion av tiden vid varierande ingångskoncentrationer till biofiltret.

De variationer vi här kan iaktta hänför sig mer till skillnader i belastning av biofiltret och "måndagseffekter" än till minskningen av tryckfallet. Den observerade minskningen av tryckfallet tycks inte ha påverkat reningsgraden märkbart, antingen den berodde på ökad kanalbildning eller något annat.

6.4 Total rengingseffekt

Trots att vi hade en något låg rening i biofiltret vid högre halter fick vi en totalt sett bra rening över systemet eftersom luften i medeltal passerade biofiltret mer än 20 gånger under desorptionsfasen. Reningsgraden över biofiltret blev därför uppemot 95%. Det som försämrade hela konceptets reningsgrad i dessa försök var zeolitens dåliga reningsgrad under adsorptionen, ca 70%. Detta berodde antagligen främst på att vi hade för lite sorbent i förhållande till mängden VOC. Det berodde delvis på att vi hade högre halter i ventilationsluften än vi från början förväntade oss. Det skulle också kunna tänkas att en mer optimal sorbentblandning för dessa ämnen skulle kunna väljas. Aktivt kol ger i regel bra reningsgrader, men med kol kan man inte gå upp till lika höga desorptionstemperaturer, max ca 150°C. För att fullständigt desorbera kolet kan därför krävas en längre desorptionstid. Vid ett riktigt utformat adsorptions/desorptionsförfarande kan man förvänta sig 95% avskiljning över sorbenten, och en total rening för systemet på 90%.

6.5 Energiförbrukning

6.5.1 Desorptionssystemet

Den teoretiska energiåtgången för att desorbera 0,5 kg lösningsmedel från zeolitbädden i pilotanläggningen kan beräknas enligt tabell 3.

Tabell 3. Energiförbrukning vid desorption, fördelat på olika delar.

| | Mängd kg | Uppvärmning ΔT , °C | Spec. energi kJ/kg*°K | Total energi kJ |
|---------------------|-------------|--------------------------------|--------------------------|--------------------|
| Zeolit | 16 | 180 (20→200) | 0,8 | 2 300 |
| Lösningsmedel | 0,5 | 80 (20→100) | 2,2 | 90 |
| Lösningsmedel | 0,5 | Förångning | 500 | 250 |
| Stål i konstruktion | 30 | 180 (20→200) | 0,45 | 2 430 |
| Totalt | | | | 5 070 |

Det framgår av tabellen att varken uppvärmningen eller förångningen av lösningsmedlet har någon stor betydelse. Inte ens om man räknar med en del vatten i zeoliten kommer energibehovet upp i det för att värma själva zeoliten. En stor post i pilotanläggningen är materialet kring zeolitbädden, men den andelen minskar med ökande skala. 5 070 kJ är ungefär 1,4 kWh.

All energi för uppvärmning och förångning tillförs systemet via den uppvärmda cirkulerande luften. 90 m³/h (väger 115 kg) ska värmas från ca 20°C till maximalt 220°C. Med en värmeväxlare med 75% effektivitet innebär det ett praktiskt ΔT på maximalt 50°C. För uppvärmning av den torra luften skulle man alltså behöva
 $115 \text{ (kg)} * 1 \text{ (kJ/kg*°K)} * 50 \text{ (°K)} = 5 750 \text{ kJ/h} = 1,6 \text{ kW}$.

Luften från biofiltret innehåller ca 30 g vatten per m³, och alltså i 90 m³ 2,7 kg. Nödvändig effekt för att värma vattenångan beräknas på samma sätt som ovan,
 $2,7 * 2 * 50 = 270 \text{ kJ/h} = 0,08 \text{ kW}$.

Den teoretiska effekten 1,68 kW kan jämföras med den uppmätta effektförbrukningen över CTP-enheten, 2,6 kW. Differensen, ca 0,9 kW, hänförs troligen till värmeförluster i olika delar av systemet. Förlusterna är rimliga i den här skalan, men skulle vara mindre i full skala.

För en fullständig desorption krävdes ca 6 timmar. Med en effekt på 1,7 kW innebär det ca 10 kWh för 0,5 kg lösningsmedel av den här sammansättningen.

I en fullskaleanläggning skulle man ha effektivare värmeväxling (ca 85% återvinning). Det skulle reducera det teoretiska effektbehovet till motsvarande 1 kW med pilot-

anläggningens belastning, dvs det teoretiska energibehovet skulle vara ca 12 kWh/kg lösningsmedel, eller i praktiken ca 15 kWh/kg.

6.5.2 Biofiltret

För att kunna beräkna uppvärmningsbehovet för biofiltret måste man ta hänsyn till driftstiden per år, luftflödet samt den ingående temperatur och luftens fuktighet.

Den önskade temperaturen på ingående luftström till biofiltret är 20°C och 90 % relativ luftfuktighet. Men enligt våra mätningar så kan man vid en ej för hög belastning på biofiltret arbeta vid en temperatur på 15°C, och 90 % relativ fuktighet. Därför genomför vi beräkningar för båda dessa fallen.

Med hjälp av ett entalpidiagram för luft, ett så kallat Mollierdiagram, kan nu erforderligt uppvärmningsbehov beräknas:

| | | | |
|------------|---|------------|--|
| 20°C(30 %) | → | 20°C(90 %) | 27 kJ/kg luft eller 32 kJ/m ³ |
| 20°C(30 %) | → | 15°C(90 %) | 13 kJ/kg luft eller 16 kJ/m ³ |

Nu erhålls dessutom en del värme från den biologiska nedbrytningen. Av ingående halt på ca 300 mg/m³ luft, under dagtid, bryts i snitt cirka 80-90 % av lösningsmedlet ned, d.v.s. ca 250 mg/m³. För huvudkomponenten, etylacetat är ångbildningsentalpin 6,1 kcal/g eller 25,5 kJ/g. Detta ger nu en uppvärmning med 6,4 kJ per m³.

Uppvärmningsbehov för ett biofilter då hänsyn tagits till uppvärmningen från biologin.

| | | | |
|------------|---|------------|----------------------|
| 20°C(30 %) | → | 20°C(90 %) | 26 kJ/m ³ |
| 20°C(30 %) | → | 15°C(90 %) | 10 kJ/m ³ |

För biofiltret i Bellö skulle driftstiden bli ca 10 timmar per dygn, kl 6 – 16, 5 dagar i veckan förutom produktionstopp ca 4 veckor per år. Detta ger en årlig driftstid på 2350 timmar per år. Driftsflödet är 13000 m³/h.

Detta ger ett uppvärmningsbehov per år på 220 MWh om 20°C ansätts och 85 MWh om 15°C antas.

Under årets övriga 6400 timmar behöver biofiltret endast tillföras en mindre luftström på ca 10 % av ovanstående flöde, dvs cirka 1300 m³/h (detta körschema måste utprovas tillsammans med biofilterleverantören). Här fås ingen biologisk uppvärmningseffekt.

I fallet med 20°C fås nu ett ytterligare uppvärmningsbehov på cirka 75 MWh och för fallet med 15°C ca 37 MWh.

Totalt fås nu ett uppvärmningsbehov på 295 MWh (20°C) respektive 122 MWh (15°C) per år.

7. Kostnadsberäkningar

Prisuppgifter har tagits in från de deltagande företagen samt även en prisuppgift från ytterligare ett företag för adsorptionsutrustningen.

För biofiltret tillkommer en utrustning för en skrubber försedd med dysor för uppfuktning av inkommande luft, kostnaden för denna har uppskattats till 100 000 SEK.

Kostnaden för zeoliten var enligt uppgift från leverantör 55 DM /kg. Detta motsvarar en kostnad på ca 70 000 SEK/år om en 20 % annuitet på inköpt zeolit antas. I vår kostnads kalkyl jämförs enbart biofilter med kombinationen adsorption/desorption och biofilter.

Kostnadsberäkning för olika behandlingsalternativ för ventilationsluft vid Becker Acroma, Bellö

Förutsättningar: Luftmängd 13 000 m³/h, halt: 0,3 g lösningsmedel/m³

| | Biofilter | | Kombination Ads/Des + biofilter |
|---------------------------------------|--------------------|--------------------|---|
| | 20°C 90 % rH | 15°C 90 % rH | |
| Dimensionering biofilter | 217 m ³ | 217 m ³ | 50 m ³ + 2,5 m ³ zeolit |
| Reningsgrad | ca 80 % | ca 80 % | ca 90 % |
| Investeringskostnad MSEK | 1,6+0,1 | 1,6+0,1 | 0,6 + 0,9+0,1 |
| Energi: fläkt MWh/år | 37 | 37 | 16 |
| Energi: Uppvärmning MWh/år | 295 | 122 | 126 |
| Vattenförbrukning, m ³ /år | 400 | 400 | 20 |
| Filtermaterial kr/år | 83 000 | 83 000 | 35 000+70 000 |

Beräkning av behandlingskostnad, kSEK per år:

| | Biofilter | | Ads/Des +biofilter |
|---|-----------|------|-----------------------|
| | 20°C | 15°C | |
| Kapitalkostnad, 20 % annuitet | 340 | 340 | 320 |
| Underhållskostnad, 2 % av investeringskostnaden | 34 | 34 | 32 |
| Energi kostnad vid 0,5 kr/kWh | 166 | 80 | 71 |
| Vattenkostnad, 10 kr/m ³ | 4 | 4 | 0,2 |
| Filtermaterial | 83 | 83 | 105 |

Siffrorna är exklusive kostnader för projektering, byggnad, installation och personal.

Sammanställning av kostnader:

| | Biofilter | | Ads /Des + biofilter |
|---|-----------|------|----------------------|
| | 20°C | 15°C | |
| Kapitalkostnad, kSEK/år | 340 | 340 | 320 |
| Driftskostnad, kSEK/år | 287 | 201 | 208 |
| Total behandlingskostnad, kSEK/år | 627 | 541 | 528 |
| Behandlingskostnad kr/kg VOC (8,4 ton VOC/år) | 75 | 64 | 62 |
| Behandlingskostnad kr/kg avskilt VOC | 93 | 81 | 69 |

Kapitalkostnaden för kombinationens delas upp i 0,6 för biofiltret, 0,9 för adsorptionsutrustningen inklusive ett styrsystem samt 0,1 MSEK för värmeväxlare samt uppfuktningensutrustning.

Kapitalkostnaden står i båda fallen för över 50% av totalkostnaden, trots att byggnader, rördragning och installation inte är inräknad. Energikostnaden blir högre för enbart biofiltret, på grund av uppvärmningsbehovet i samband med uppfuktning av luften.

Kostnadsberäkningarna måste i båda fallen räknas upp med kostnaderna för projektering, byggnad, installation och personal.

Det är viktigt att komplettera kombinationsutrustningen med förfiltrering av luften. Detta ger en ytterligare kostnad och energiförbrukning. Beräkningarna för adsorptions-systemet är gjord för zeolit, med ett pris på ca 275 SEK/kg, medan kol bara kostar 10-15% av vad zeolit kostar. Kolet har å andra sidan en kortare livslängd och större känslighet för vatten.

En annan aspekt som kan påverka kostnaden är att luften från ett biofilter är nära fukt-mättad, och det innebär stor risk för kondensvatten både i ett slutet system och från en skorsten. Skrubbevattnet i pilotanläggningen har också visat sig mycket korrosivt (hög syrehalt och lågt pH på grund av bildad ättiksyra). Materialvalet blir alltså viktigt. Jämförelsen är gjord vid 0,3 g lösningsmedel/m³ luft. Den koncentrationen ligger nära brytpunkten för vilken metod som blir billigast. Vid lägre halter blir kombinationen mer intressant, medan högre halter talar för enbart biofilter, alternativt förbränning. En katalytisk förbränningsanläggning för en anläggning som skall behandla 15 000 Nm³ skulle enligt en tysk utredning kosta i storleksordningen 600 000 DM (5), vilket motsvarar knappt 3 miljoner svenska kronor. Ett biofilter skulle enligt samma utredning kosta drygt 300 000 DM, dvs i samma storleksordning som den prisuppgift som lämnats av VAPO. Enligt offerter för den svenska marknaden skulle en katalytisk förbränningsanläggning för 15 000 Nm³/h kosta ca 2,5 miljoner kronor (6).

8. Miljönyttan för biologiska reningssystem enligt EPS metoden

EPS-systemet (Environmental Priority Strategies in product design) använder en värdering av miljöpåverkan som utgår från riksdagens och FN:s allmänna miljömål för den yttre miljön.

För all miljöpåverkan används företrädesvis ett gemensamt mått, ELU (Environmental Load Unit). 1 ELU avser dagens betalningsvillighet att återställa en viss miljöskada med 1 ECU i OECD länder. Exempelvis värderas utsläppet av 1 kg CO₂ till 0,070 ELU.

I ett tidigare relativt omfattande arbete har miljöpåverkan för olika gasreningssystem beräknats, IVL B 1300 (7). Här ingick bland annat biofilter och regenerativa adsorptionssystem.

Systemanalyserna med EPS systemet visade här att de dominerande bidragen för gasreningsteknikerna var energianvändningen. Resursutnyttjande för byggandet av reningssystemet bidrog här bara med nån procent av hela miljöbelastningen. Stödvärmeenergin från uppvärmningen antogs genereras från olja.

Både CO₂-bildningen vid förbränningen av oljan och utvinningen och distributionen av oljan bidrar till miljöbelastning.

Den positiva miljöeffekten av att reducera VOC (0,78 ELU/kg VOC) kan nu ställas mot den ökande oljeanvändningen (0,0098 ELU/MJ) och den bildade koldioxiden (0,070 ELU/kg). Per MJ förbrukad olja beräknas 0,051 kg CO₂ bildas.

I den tidigare studien visades biofiltret generera en positiv miljöeffekt. En förutsättning för detta var här att så gott som ingen uppvärmningsenergi behövdes på grund av att en relativt varm luftström behandlades.

Slutsatser

Kombinationsmetoden med biofilter och ett regenerativt sorbentsystem med zeolit visar sig vara konkurrenskraftigt mot ett vanligt biofilter. Investeringskostnaderna blir ej större än motsvarande system där man t ex har en katalysator eller en termisk förbränning kopplad till ett system med en regenerativ sorbent.

Miljömässigt, enligt en förenklad EPS-metodik, visar sig också kombinationssystemet erbjuda en bra lösning, en förutsättning för detta är dock att en effektiv värmeåtervinning byggs in i systemet.

Genom att minimera tryckfallet över sorbentbädden skulle kombinationsmetoden även kunna bli attraktiv för ventilationsströmmar innehållande mycket låga VOC halter.

9. Referenslista

- (1) Svenskt patent 9101394-6, "Förfarande och anordning för rening av en gas från flyktiga organiska föroreningar". Patenthavare, Inge Westerberg, Istvan Szabo och Michel Azoulay.
- (2) H. Herzog, N. Thissen, s 83-90, " Biologische Abluftreinigung in der chemischen Industrie ". Biological waste gas cleaning, Proceedings, Maastricht , The Netherlands 28-29 April 1997.
- (3) A.Friedl, F. Pröll, R.Reitzig, Pellets zur biologischen Abluftreinigung, s 511-529, VDI Berichte 1241, 1996.
- (4) K. Mairitsch, A.Friedl. Wasserhaushalt von Biofilmen in der biologischen Abluftreinigung, s 149-157, Biological waste gas cleaning, Proceedings, Maastricht, The Netherlands 28-29 April 1997.
- (5) H. Menig, H. Krill, T. Jäschke, "Kosten und Effizienz biologischer Verfahren im Vergleich zu anderen Abluftreinigungssystemen Biological waste gas cleaning, Proceedings, 27-57, Maastricht , The Netherlands 28-29 April 1997".
- (6) Liljequist, U., ÅF-IPK, Stockholm.
- (7) Stripple, H., Tjus, K., Liljequist, U., Stegrin, G. " Livscykelanalys av gasreningsutrustningar - En metodstudie", IVL B1300, 1998.

Fallstudie 2.

Rening av ventilationsluft från ett flexotryckeri med biofilter

Innehållsförteckning för fallstudie 2

| | |
|-----------------------------------|----|
| 1. Bakgrund | 61 |
| 2. Biofiltret | 61 |
| 3. Resultat | 62 |
| 4. Diskussion av resultaten | 65 |
| 4.1 Biofiltrets funktion | 65 |
| 5. Kostnadsberäkningar | 66 |

1. Bakgrund

IVL har i ett samfinansierat projekt studerat biofilter i kombination med ett sorptivt försteg. Idén har här varit att med hjälp av det sorptiva försteget jämna ut och även vid behov uppkoncentrera lösningsmedelshalterna in till biofiltret. Detta konceptet utprovades vid en färgfabrik och vi ville nu gå vidare och studera förutsättningarna för att använda kombinationsförfarandet för ett flexotryckeri. Inledande mätningar visade dock att halterna här redan låg på ca 1 g/m^3 . Då halten av etanol är hög, så finns i detta fall inget behov av att koncentrera gasströmmen. Där finns heller inte något behov av att utjämna lösningsmedelshalten med hjälp av sorbenter, då etanol är såpass lätt vattenlösligt att vatten i sig utgör en mycket bra utjämningsbuffert.

Därför beslöts att undersöka hur ett torvbiofilter skulle klara av dessa relativt höga halter.

Under perioden maj till september 1999 undersöktes nu rening med ett biofilter för ett delflöde från ventilationsluften i tryckeriet.

Tryckfärgen som används innehåller i huvudsak etanol som lösningsmedel, en mindre mängd etylacetat kan förekomma.

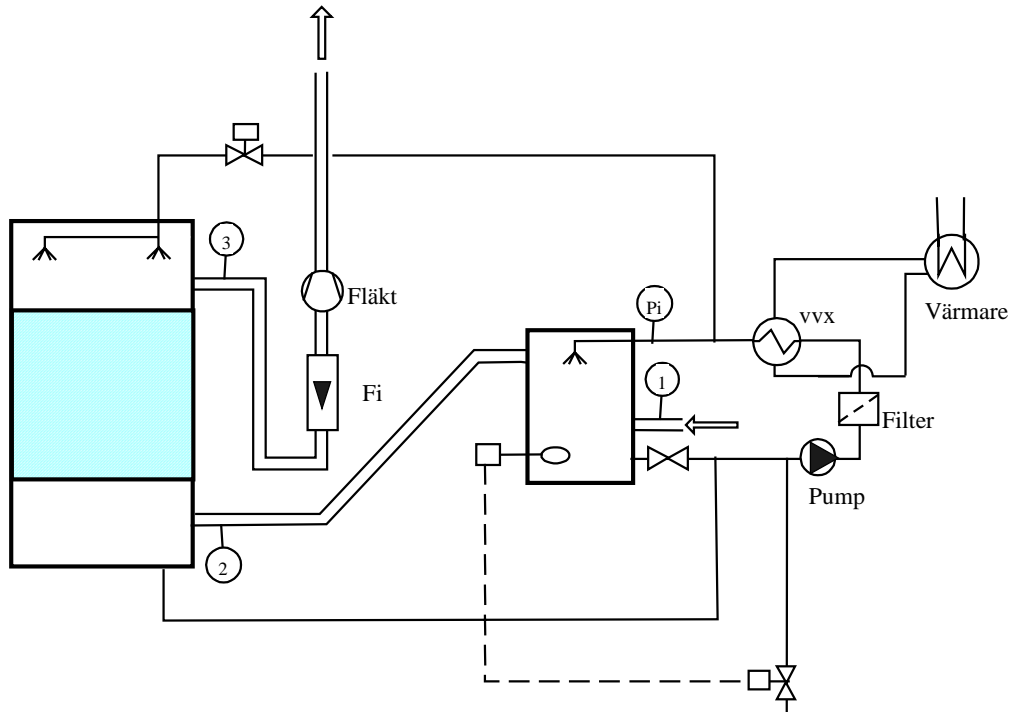
Den totala luftströmmen som skulle kunna behandlas är idag ca $7500 \text{ m}^3/\text{timme}$. Halten i detta flöde är i genomsnitt ca 1 g/m^3 . Man bedriver i regel produktionen 12 timmar per dygn.

2. Biofiltret

Biofiltret ställdes till projektets förfogande av leverantören VAPO OY. Det var isolerat och byggd i polypropen med en totalvolym på ca 2 m^3 . Ytan var ca $1,5 \text{ m}^2$. Som filtermaterial användes en blandning av bark och torv, med en liten tillsats av kalk. Detta är en av VAPO ofta använd blandning. Filtermaterialets volym var från början $1,55 \text{ m}^3$, och höjden ca 1 m.

Luften tillfördes biofiltret från botten och uppehållstiden i biofiltret varierades mellan 40 och 110 sekunder. Där fanns 3 öppningsbara lock, på olika höjd för provuttag. I botten av biofiltret finns möjlighet att enkelt avleda dränagevatten, i toppen finns ett ytterligare befuktningssystem med sprinklers. Temperaturen i bädden övervakades med en Pt-100 givare kopplad till en digital visare. Tryckfallet över bädden visades med en analog manometer med mätområdet 1-5 kPascal.

I figur 1 visas biofiltersystemets uppbyggnad.



Figur 1. Biofiltret inklusive uppfuktningssystem, 1-3 visar de provtagningspunkter där luftanalyser med FID-mätaren skett.

Biofiltret hade redan varit ute i drift under 10 månader vid Beckers Acromas färgfabrik i Bellö. Därvid hade biofiltrets mikroflora anpassat sig till de där förekommande lösningsmedlena. Biofiltermassan fuktades upp för hand till en lämplig fukthalt. Därefter kopplades biofiltret in på ventilationsluften från flexotryckeriet, till att börja med vid ett flöde på $90 \text{ m}^3/\text{h}$.

3 Resultat

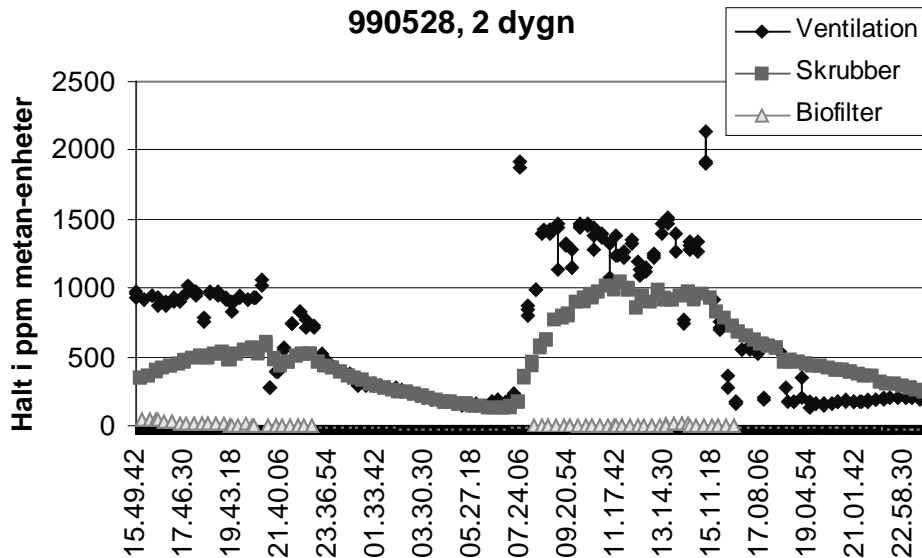
Försöket startades den 14 april 1999. Luftflödet genom biofiltret var inledningsvis $90 \text{ m}^3/\text{timme}$. Temperaturen i biofiltret låg på ca 25°C . Efter en månad, i mitten på maj, var förhållandena i biofiltret stabila med en rening på cirka 80 %.

Därefter noterades en gradvis nedgång i biofiltrets reningskapacitet, till cirka 70 %. I samband med denna nedgång noterades också en ättiksyrelukt. Mätningar med Dräger-rör visade att man hade cirka 30 ppm ättika i utgående luft från biofiltret. Prov på torv från den nedre delen av bädden slammades upp i vatten, pH i vattnet var omkring 4.

För att försöka återställa neutralt pH tillfördes ca 7 kg kalkstensmjöl genom injektering av en slurry.

Reningen var nu fortsatt bra under en dryg vecka.

I figur 2 nedan visas resultaten från biofilterförsöket 28 till 29 maj.



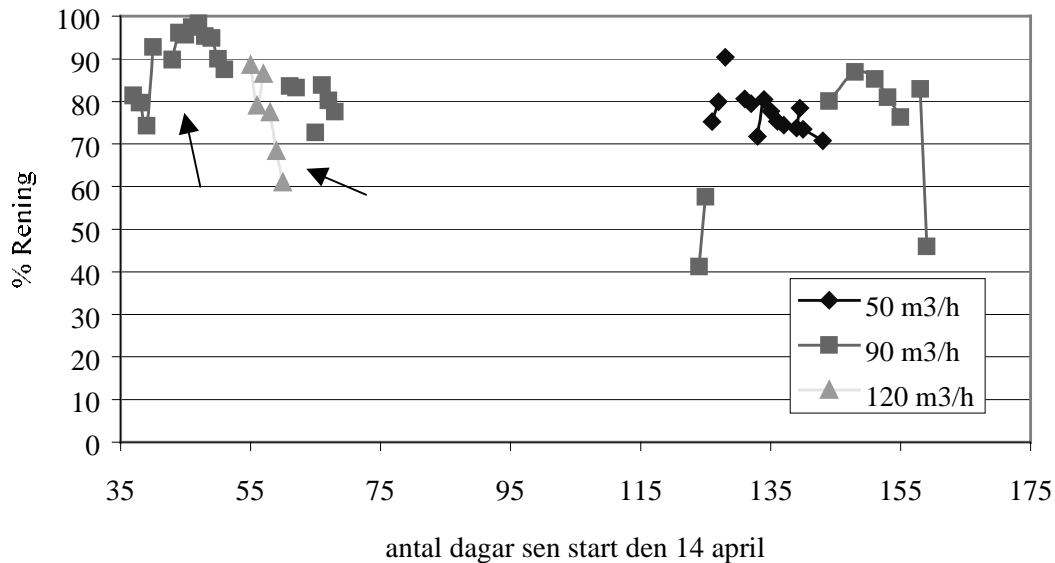
Figur 2. Reningsfunktionen hos biofiltret 28-29 maj, motsvarar försöksdygn 44 - 45.

Luftflödet ökades nu till 120 m³/timme. Reningskapaciteten föll ånyo kraftigt till 60 %, man hade här återigen en mätbar ättiksyrehalt. Luftflödet ändrades nu återigen till 90 m³/timme för att se om man skulle få en återhämtning. Man fick nu en förbättring av reningskapaciteten men ättiksyrelukten kvarstod. Efter någon dag föll reningskapaciteten till ca 70 %, och en ättiksyrehalt på 22 ppm uppmättes.

Då tillsattes än en gång kalk, 3 kg denna gång. Reningskapaciteten förbättrades till 80%.

Biofiltret hade nu körts under totalt 70 dagar med en medelrening på ca 80 % för den sista månaden.

Efter denna period inträdde ett sommaruppehåll som blev drygt 5 veckor. I figur 3 visas resultaten för hela perioden maj- september, under vilket biofiltret körts.



Figur 3. Biofiltrets funktion vid olika luftflöden under perioden maj till september

Det var nu intressant att se hur pass bra filtret skulle klara av att komma igång efter sommaruppehållet. Under dessa 5 veckor hade det endast tillförts fuktig luft.

I början kördes filtret på 90 m³/timme, men då reningskapaciteten här var låg, endast ca 50 %, sänktes flödet till 50 m³/timme, varvid reningskapaciteten förbättrades till cirka 80 %. Under perioden efter sommaruppehållet testades funktionen hos biofiltret utan tillsatts av kalk, för att kunna se om biofiltrets funktion var "bärkraftig" utan kalk-tillsatts.

Reningen vid 50 m³/timme var relativt bra, reningen låg omkring 80 % i snitt.

Efter cirka en månad, i samband med att vi hade ett projektmöte i Glimåkra, inspekterade VAPO OY:s representant biofiltret.

Han konstaterade att man hade en ganska avsevärd kanalbildning i biofiltret.

Översta halvan av biofiltret blandades nu om så att man fick ett bättre fördelning av biofiltermaterialen.

Efter denna åtgärd ökades luftflödet genom biofiltret till 90 m³/timme, med en reningskapacitet på ca 85 %. Man fick alltså en liten förbättring trots ett högre luftflöde.

Precis innan försöket avslutades efter ca ytterligare 20 dagars körning fick man en nedgång i reningskapaciteten till endast drygt 40 % rening.

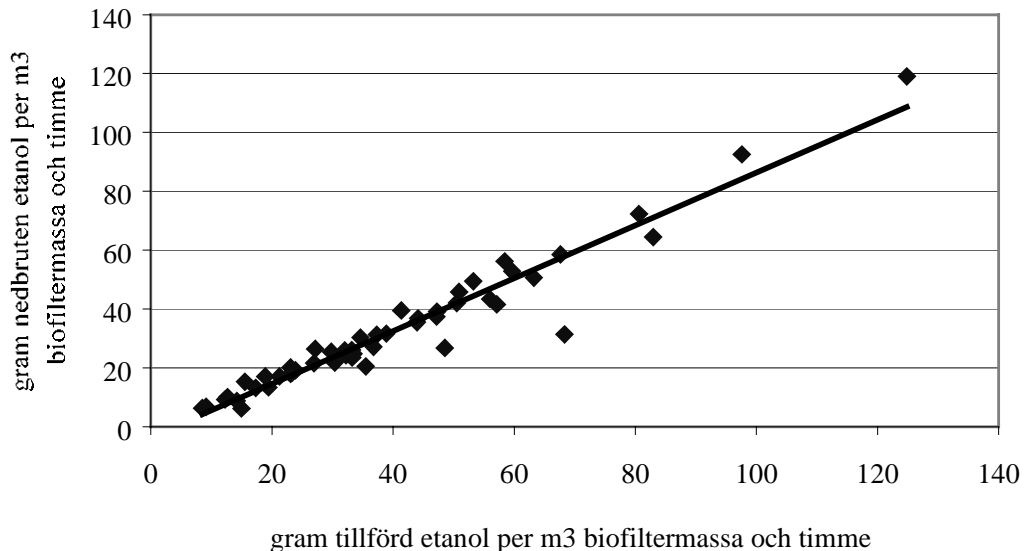
4. Diskussion av resultaten

4.1 Biofiltrets funktion

Medelreningen för hela perioden har legat på ca 80%. Halten har i medeltal varit 600 mg/m^3 under hela dygnet och ca 1 g/m^3 under produktionstiden.

För att utvärdera sambandet mellan koncentrationen i den till biofiltret ingående luften och reningsgraden har mängd avlägsnad etanol under de olika dagarna sammanställts som funktion av biofiltrets belastning under den aktuella dagen.

I figur 4 visas resultatet av denna sammanställning



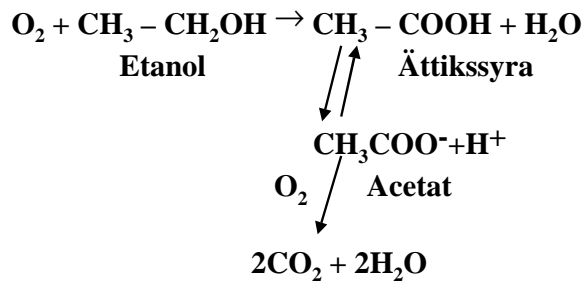
Figur 4. Nedbrutet i biofiltret som funktion av g tillförd etanol.

Det visar sig att man ur denna figur inte kan avläsa någon försämring i reningskapaciteten som skulle orsakas av en alltför hög belastning.

Trots det kan biofiltret långsiktigt ha haft en allt för hög belastning.

Den noterade ättiksyrebildningen är ett tecken på att biofiltret är överbelastat.

I figur 5 visas schematiskt nedbrytningsförloppet för etanol.



Figur 5. Mikrobiell etanolnedbrytning

Ättiksyra är en mellanprodukt vid nedbrytningen. Det är olika mikroorganismer som står för de olika nedbrytningsstegen. Nedbrytningen av ättiksyra till slutprodukterna vatten och koldioxid hämmas av ett allt för lågt pH i vattenfasen. Ett riktvärde är att pH skall ligga över 5. Vid hög belastning kan ättiksyrebildningen bli själv accelererande, (biofiltret hinner inte med, ättiksyra bildas, pH sjunker, ättiksyrenedbrytningen hämmas, pH sjunker ytterligare...).

Genom tillsats av en buffert, eller genom pH-reglering kan man motverka detta förlopp och få en bättre biofilterfunktion även om biofiltret tillfälligt överbelastats. En bidragande orsak till att biofiltret periodvis varit överbelastat kan vara att man haft kanalbildning i biofiltermaterialet. Biofiltermaterialet blir då dåligt utnyttjat och belastningen för den verksamma biofilmen blir därför högre än vad som annars skulle varit fallet.

Slutsatsen av försöken blir att det med en bra skötsel och rätt dimensionering av biofilterbädden skall vara möjligt att bibehålla en bra avskiljning över en längre tidsperiod, utan att behöva byta filtermaterialet.

5. Kostnadsberäkningar

VAPO OY har tillfrågats om kostnaden för ett biofilter för att behandla 7500 m³/h ventilationsluft. Enligt Vapo skulle ett 125 m² stort biofilter, med 1 m höjd, behövas.

Kostnaden för detta skulle vara 1,1 M SEK.

Detta avser endast investeringskostnad FOB.

Biofiltermaterialet beräknas behöva bytas efter mellan 1- 3 år. Materialkostnaden för byte varje år skulle vara 25 000 FIM, motsvarande 40 000 SEK.

Uppvärmningsbehovet kan här försummas i och med att luften från tryckpressen i regel ligger runt 25°C innan uppfuktningen och den höga halten etanol genererar en biologisk uppvärmning.

Energibehovet består därför endast av fläktenergin. Denna uppskattas ligga på 10 kW effekt.

I tabellen nedan redovisas förutsättningarna för beräkning av den årliga kostnaden.

| Förutsättning: Luftmängd 7500 m ³ /h; halt: 1,0 g lösningsmedel/m ³ | |
|---|--------------------|
| Dimensionering biofilter | 125 m ³ |
| Reningsgrad | 80 % |
| Investeringskostnad | 1,1 MSEK |
| Energi: fläkt MWh/år | 27 |
| Vattenförbrukning m ³ /år | 300 |
| Filtermaterial kr/år | 40 000 |

| Behandlingskostnaden kSEK per år | |
|---|-----|
| Kapitalkostnad, 20 % annuitet | 220 |
| Underhållskostnad, 2 % av investeringskostnaden | 22 |
| Energikostnaden vid 0,5 kr/kWh | 14 |
| Vattenkostnad, 10 kr/m ³ | 3 |
| Filtermaterial | 40 |

Exklusive kostnader för projektering, byggnad, installation och personal

| Behandlingskostnad per kg avskilt VOC kan nu beräknas | |
|---|-----|
| Kapitalkostnad, kSEK/år | 220 |
| Driftskostnad, kSEK/år | 80 |
| Total behandlingskostnad, kSEK/år | 300 |
| Behandlingskostnad kr/kg VOC (20 ton VOC/år) | 15 |
| Behandlingskostnad kr/kg avskilt VOC | 19 |

I en tysk studie (1) har behandlingskostnaden för olika gasreningsmetoder beräknats. I denna beräknas totala behandlingskostnaden per 1000 m³ luft till 1,20 Dm för ett biofilter, då den årliga driftstiden är 3000 timmar. I denna kostnad ingår då, förutom rena driftskostnader, avskrivningen för anläggningen, fördelad på 10 år, samt en årlig ränta på 3,3 %.

För en anläggning för att behandla 10000 m³ per timme, 3000 timmar per år, fås en total kostnad på 36 000 Dm, motsvarande 144 000 SEK per år.

Förklaringen till den stora skillnaden mot vår beräkning är att man här räknat med en avskrivningstid på 10 år, mot 5 år i våra beräkningar. Om vi skulle räkna med 5 års avskrivning även i den tyska beräkningen, skulle behandlingskostnaden öka till ca 2 Dm per 1000 m³ luft, vilket skulle ge en årlig behandlingskostnad på ca 240 000 SEK.

6. Referens

- (1) Menig, H., Krill, H., Jäschke, T. "Kosten und Effizienz biologischer Verfahren im Vergleich zu anderen Abluftreinigungssystemen Biological waste gas cleaning, Proceedings, 27-57, Maastricht , The Netherlands 28-29 April 1997".

Fallstudie 3

Försök med biofilter, sorbent och olika typer av skrubber för avlägsnande av lösningsmedel i luft

Innehållsförteckning för fallstudie 3

| | |
|---|----|
| Sammanfattning | 71 |
| 1. Bakgrund | 72 |
| 2. Syfte..... | 72 |
| 3. Metodik | 72 |
| 3.1 Luftströmmen..... | 72 |
| 3.2 Analyser | 73 |
| 3.3 Biofilter..... | 73 |
| 3.4 Bioskrubber..... | 74 |
| 3.5 Zeolit..... | 74 |
| 3.6 Skrubber..... | 75 |
| 4. Resultat..... | 75 |
| 4.1 Biofilter..... | 75 |
| 4.2 Bioskrubber..... | 79 |
| 4.2.1 Behandling av skrubbevattnet | 80 |
| 4.3 Zeolit..... | 81 |
| 4.3.1 Adsorption efter biofiltret..... | 81 |
| 4.3.2 Desorption av zeoliten..... | 82 |
| 4.3.3 Adsorption direkt i ventilationskanalen..... | 82 |
| 4.4 Skrubber..... | 83 |
| 4.4.1 Skrubbing med vatten..... | 84 |
| 4.4.1.1 Teoretiska beräkningar av skrubbereffektiviteten..... | 84 |
| 4.4.2 Oljeskrubber..... | 85 |
| 4.5 Försök med inblandning av olja i mixern..... | 86 |
| 5. Kostnadsberäkningar | 87 |
| 6. Slutsatser | 88 |
| Bilaga 1. Dimensionering av skrubber för VOC, teori..... | 89 |
| Bilaga 2. Beräkning av POCP i de tre fallen | |

Sammanfattning

Olika metoder att avskilja eller bryta ned lösningsmedel i luft har testats vid Recis återvinningsanläggning i Värnamo. Många av de vanligt förekommande lösningsmedlen är så dåligt vattenlösliga att en vanlig vattenskrubber inte är tillräcklig. Adsorptionen av icke vattenlösliga ämnen i biofilmen i biofiltret var inte heller tillräcklig under försöken. För avskiljning över 70% krävdes system som på ett bättre sätt adsorberade både hydrofila och lipofila lösningsmedel.

Nedanstående tabell sammanfattar avskiljningen av lösningsmedel med de testade systemen. Siffrorna är ungefärliga då avskiljningsgraden är svår att beräkna med mycket varierande halter in till systemen. En annan osäkerhet är att blandningen av lösningsmedel varierar mellan olika satser.

| Teknik | Avskiljning, % |
|---------------------|----------------|
| Biofilter | 30-50 |
| Bioskrubber | 40-60 |
| Biofilter + zeolit | 90 |
| Zeolit | 85 |
| Skrubber med vatten | 50-65 |
| Skrubber med olja | ca 40 |

Med lägre belastning av biofiltret och bättre kontroll genom cirkulerande vatten (bioskrubber) kan man vänta sig nedbrytning av ca 70% av den totala mängden lösningsmedel. Observera att bara biofilter och bioskrubber ger en nedbrytning, övriga metoder ger bara en separation av lösningsmedlen från luften.

Olika möjligheter att minska mängden lösningsmedel redan från källan har diskuterats under försökens gång, och innan dessa är bättre undersökta görs ingen optimering av behandlingsmetoder.

1. Bakgrund

Detta är en fortsättning på ett samfinansierat projekt rörande luftrening med biofilter och sorbent (1, 2). Både kombinationen sorbent-biofilter och enbart biofilter har provats i pilotskala. I de två genomförda undersökningarna har man upplevt problem att kontrollera biofiltret (flödesvägar, fukthalt och pH). En del av dessa problem kan antagligen undvikas genom en annan filterstruktur och aktivt cirkulerande vatten över filtret.

Reci i Värnamo återvinner lösningsmedel från olika avfall. I processen sker förluster till ventilationsluften. Utsläppen av lösningsmedel i denna måste minskas, och någon typ av biofilter är aktuellt. Problemet med mycket varierande halter är inte unikt, och resultaten från försök med biologisk/fysikalisk behandling har intresse för en större krets.

Även sorption för senare återvinning eller destruktion kan vara aktuellt, antingen i zeolit eller i någon typ av skrubbeväska.

2 Syfte

Syftet var att undersöka ett biofilter baserat på lecakulor för rening av luft förorenad med olika lösningsmedel. Effekt och kostnad för biofilter kombinerat med enkel vattenskrubbing och en aktivslamanläggning skulle jämföras med sorption i zeolit och ren skrubbing med olika vätskor.

3 Metodik

Försöken utfördes vid Recis anläggning i Värnamo. Befintlig utrustning modifierades för att täcka behoven. Personal från Reci övervakade anläggningarna efter att de startats av personal från IVL. Mätningar och analyser gjordes huvudsakligen under ett fåtal dagar med IVL-personal på plats.

3.1 Luftströmmen

Luften som skulle renas kom från blandningen av färg- och lösningsmedelsrester. Faten töms manuellt ner i en mekanisk blandare, och luftflödet för att minimera påverkan på personal och risk för explosion och brand är ca 1 300 m³/h. Efter tömningen följer en blandningsfas under ca 45 min innan blandningen pumpas över till förrådskärl för återvinning som lösningsmedel eller bränsle.

Under blandningsfasen innehöll luftströmmen mycket höga halter av lösningsmedel, ofta över 20 g/m³. Flödet var fortfarande ca 1300 m³/h, vilket innebär att en mycket stor del av belastningen kom från den perioden. Eftersom vi ansåg att den här koncentrerade luftströmmen skulle behandlas på annat sätt, eller inte alls uppstå (slutet kärl under blandningen), gjordes en koppling så att biofiltret fick annan luft under den tiden själva blandningen pågick.

Den luft som behandlades i biofiltret och i de flesta skrubbningsförsöken kom från övrig tid under dygnet (ca 21 timmar) då den delvis tömda blandningstanken ventilerades. Halten av lösningsmedel låg normalt mellan 2 och 4 g/m³. Sammansättningen varierade mellan olika satser, men en genomsnittlig fördelning ges i tabell 1.

Tabell 1. Genomsnittlig fördelning av lösningsmedel i ventilationsluften.

| Ämne | vikts-% |
|-------------|---------|
| Etanol | 9 |
| Butanol | 1 |
| Etylacetat | 30 |
| Butylacetat | 13 |
| Aceton | 37 |
| Xylen | 7 |
| Toluen | 3 |

3.2 Analyser

Biofilter- och skrubbningsförsöken följdes kontinuerligt med hjälp av en FID (flamjonisationsdetektor), som gav ett totalvärde för lösningsmedel i luften före och efter behandlingen.

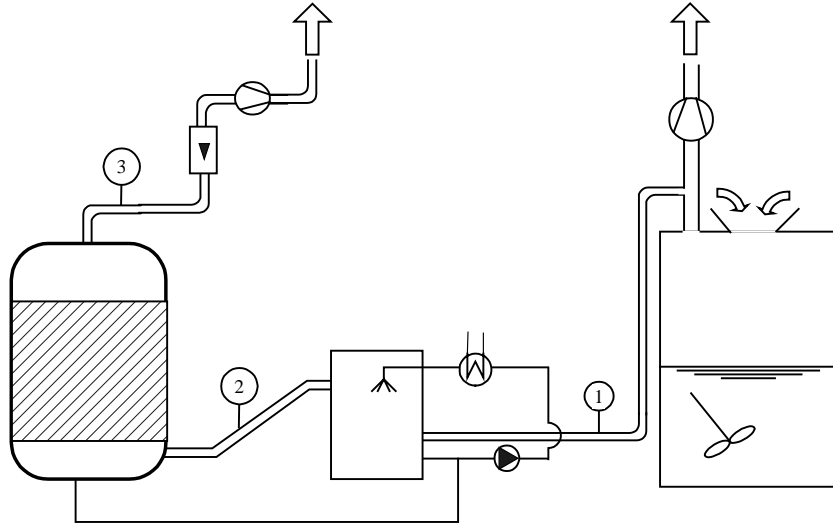
Även desorptionen av lösningsmedel från zeolit följdes med FID.

Vid ett antal tillfällen mättes pH och halten av ammoniumkväve, fosfat och COD i dränage- eller skrubbevatten. De kemiska analyserna gjordes med Dr Langes ampullmetod.

3.3 Biofilter

Själva biofiltret var en tank i rostfri plåt, diameter 1,4 m och höjd 1,6 m, delvis fylld med Lecakulor (12-20 mm) och bäddhöjd 1 m. Ingående luft befuktades genom tillförsel av vatten via dysor i en enkel skrubber utan fyllkroppar före biofiltret, se figur 1.

Luftflödet över biofiltret var normalt $60 \text{ m}^3/\text{h}$. Biofiltret ympades med slam från ett kommunalt avloppsreningsverk.



Figur 1. Principskiss över biofiltret med provtagningspunkter markerade.

Vid några tillfällen tillsattes kalk (för att höja pH) och närsalter (kväve och fosfor för bakteriernas behov) genom bevattning av filtret uppifrån.

3.4 Bioskrubber

Då biofiltret ansågs vara i någorlunda jämvikt gjordes försök med skrubbing direkt i biofiltret. Vatten pumpades in via dysor i toppen och togs ut i botten. Flödet var ca 200 l/h och försöken pågick under ett par timmar. De använda skrubbevattnen, efter en respektive två passager, analyserades och behandlades sedan biologiskt i laboratoriet. Detta skulle simulera ett aktivslamsteg i ett komplett bioskrubbersystem. Proverna ympades med normalt reningsverksslam och luftades bara genom skakning, för att undvika stora förluster till luften. pH hölls konstant kring 7.

3.5 Zeolit

Ett rör med en hydrofob zeolit (Degussa Y, porstorlek 7 \AA) användes dels för att fånga upp återstående lösningsmedel efter biofiltret, dels för att ta upp lösningsmedel direkt från den obehandlade luften. Luften ut från biofiltret respektive direkt från ventilationskanalen fick passera ett rör med 100 ml zeolit (ca 50 g). 10 l luft/min gav en uppehållstid i zeoliten på ca $0,65$ sekunder.

Desorption av lösningsmedel från zeoliten studerades i laboratoriet vid olika temperaturer och luftflöden och mätning med FID.

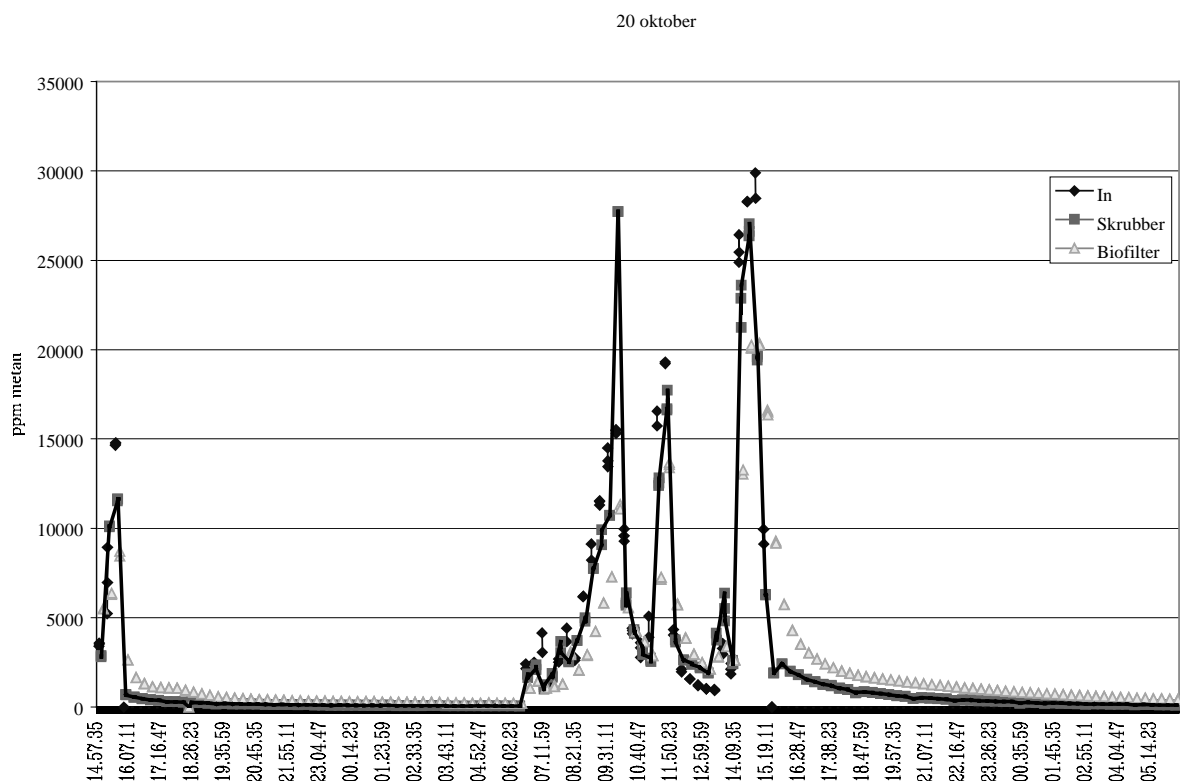
3.6 Skrubber

Försök gjordes också med behandling av luften i en skrubber med en bädd av fyllkropppar, Nortonringar SS2333 i plast. Diametern på kolonnen var 0,6 m och bäddhöjden ca 2 m. Ett par försök utfördes med vatten och ett försök med spillolja. Vätskeflödena var mellan 200-600 l/h och luftflödena 30-120 m³/h. Avskiljningen bestämdes som tidigare med FID före och efter kolonnen.

4 Resultat

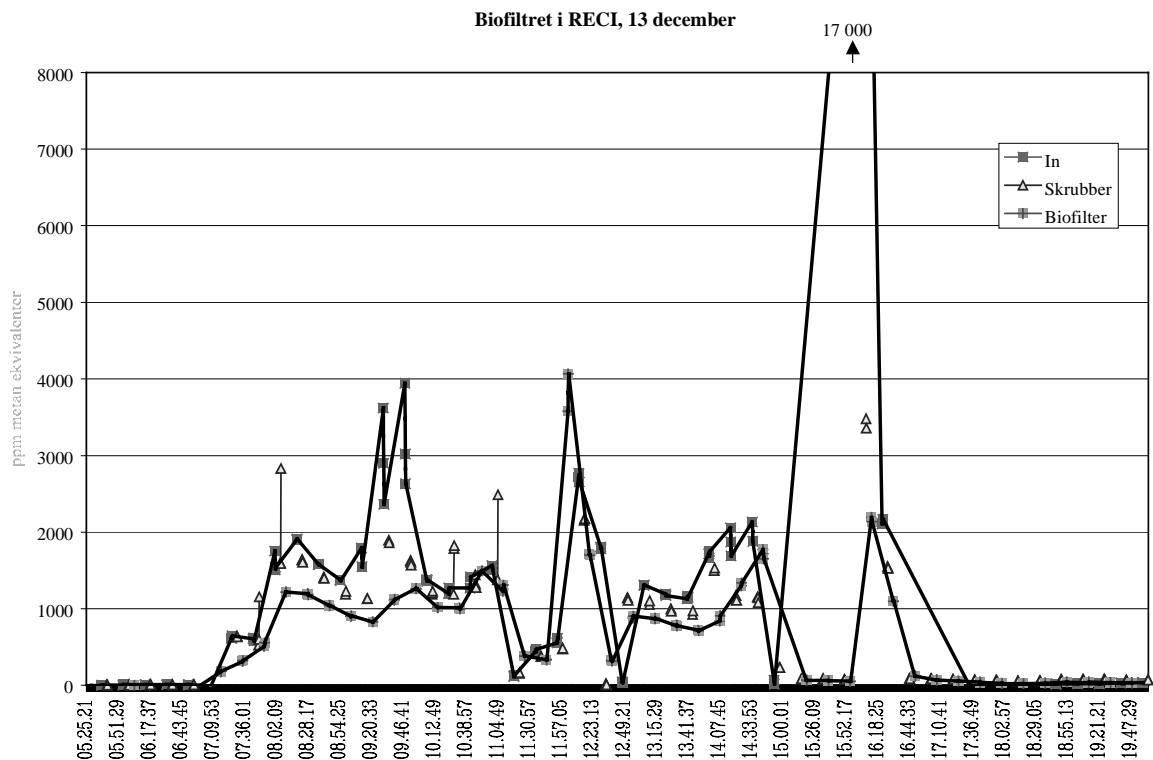
4.1 Biofilter

Figur 2 visar hur mycket lösningsmedelshalten varierade med tiden i ventilationsluften. De mycket höga topparna är från de perioder då mixern var igång.



Figur 2. Exempel på de stora svängningarna i lösningsmedelshalt.

Efter några veckor kopplade man bort luften från mixningsperioden från biofiltret, med motiveringen att de höga halterna borde undvikas eller behandlas på annat sätt. Reningen över uppfuktningssteget och biofiltret steg då till 40-50%. Huvuddelen av minskningen bör ha varit biologisk nedbrytning, även om en del av avskiljningen i början kan förklaras med adsorption utan vidare nedbrytning. Figur 3 visar exempel på lösningsmedelshalter från försöket.



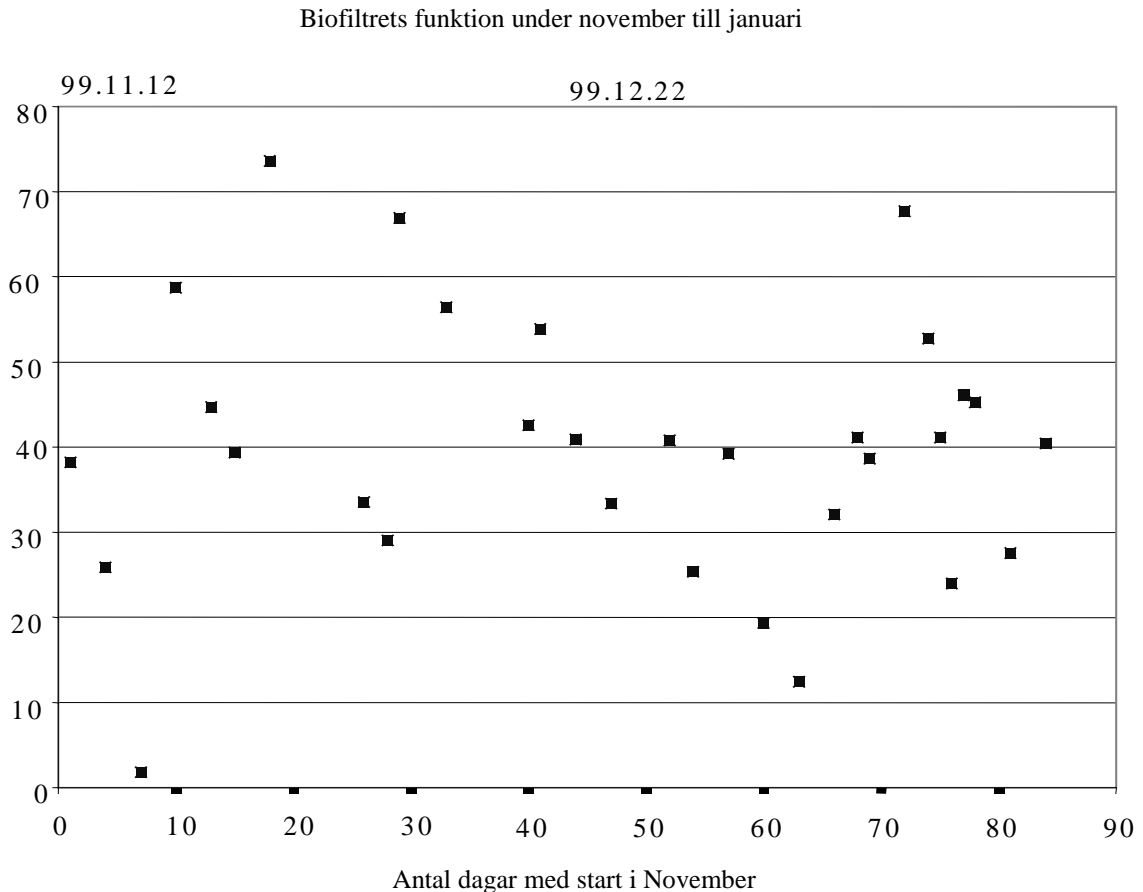
Figur 3. Halt av lösningsmedel i luften i olika positioner under några typiska dagar.

Figuren visar den stora variationen i total lösningsmedelshalt under dagen, trots att de högsta topparna kapats. På grund av att de olika kanalerna analyserades i en 20 minuters cykel kan man dessutom missa mycket korta toppar.

Det framgår av figuren att en del lösningsmedel löste sig i vattnet i tunnan för uppfuktning. Under vissa perioder med låg halt lösningsmedel efter en period med hög halt var halten ut från uppfuktningen högre än inkommande halt, se figur 2, dvs i vattnet löst lösningsmedel ventilerades ut och gick in i biofiltret. Den enkla uppfuktningen av luften fungerade alltså som en utjämning av koncentrationen.

Figur 4 visar hur den totala reningen varierade under de sista tre månaderna. Som synes var variationen stor, med mellan 20 och 70% avskiljning. Halten av lösningsmedel in

till anläggningen varierade också mycket, medelvärdet var ca 1 000 mg/m³. Olika sammansättning av lösningsmedel kan påverka resultaten, liksom biofiltrets kondition. Mycket låg, eller t.o.m. negativ, rening är från perioder efter mycket hög belastning.

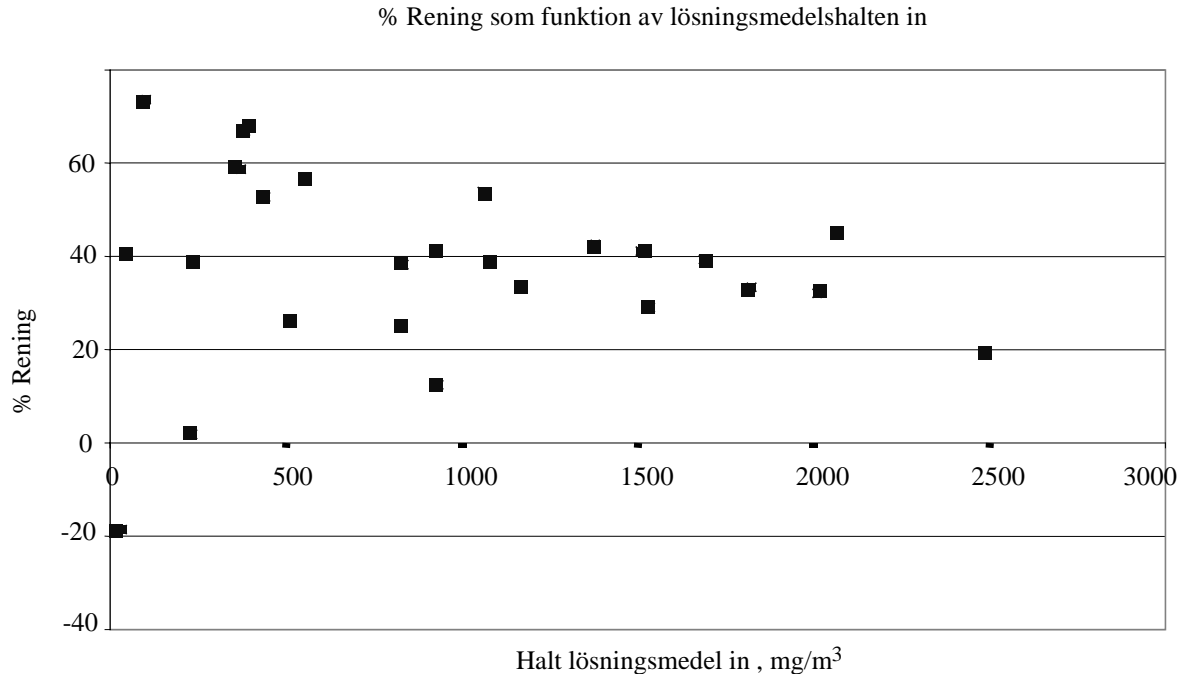


Figur 4. Rening över biofiltret under försökets tre sista månader.

Liksom i många applikationer av biofilter sjönk pH i filtret med tiden. Det kan t. ex. bero på att bildningen av ättiksyra från etanol och etylacetat är snabbare än den vidare nedbrytningen av ättiksyran. I det tänkta systemet med cirkulerande vatten över biofiltret skulle det inte vara något större problem, pH kan lätt hållas konstant i det cirkulerande vattnet. Eftersom det här systemet inte byggdes komplett med kontinuerlig cirkulation höjdes pH i stället manuellt ett par gånger med hjälp av kalk.

Samma resonemang gäller för tillgången till kväve och fosfor för bakterierna. Kväve behövde sättas till oftare än fosfor, som band bättre till lekakulorna. I ett fullt utbyggt system skulle halten av tillgängligt kväve och fosfor i det cirkulerande vattnet kontrolleras.

Figur 5 visar reningens beroende av halten av lösningsmedel. Det finns ingen tydlig trend till minskad avskiljning med ökad halt när man ser på data över hela perioden.

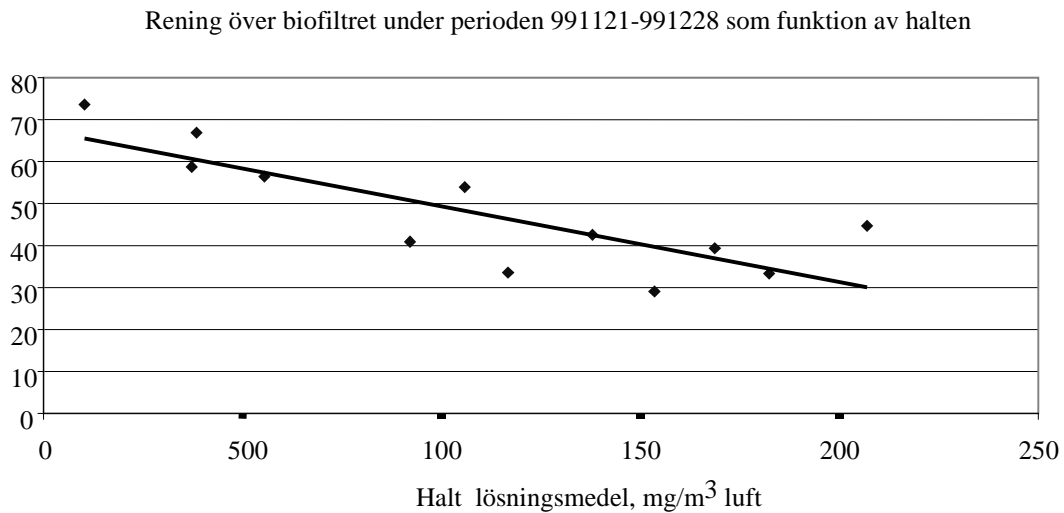


Figur 5. Reningen över biofiltret som funktion av halten lösningsmedel i luften, hela försöket.

Det skulle tyda på att filtret inte var överbelastat vid de här halterna, utan att begränsningen snarare var lösningsmedlens sammansättning. Normalt var det alltså inte mer än ca 40% av lösningsmedlen som först avskiljades och sedan också bröts ned i filtret.

Om man emellertid bara tittar på data från perioden 21 november till 28 december 1999, en period då både filter och tillförsel av luft fungerade normalt, blir bilden något klarare, figur 6. Här visar data det förväntade sambandet mellan belastning och reningseffekt. Bakterierna i biofilmen kan omsätta en viss mängd lösningsmedel per tidsenhet, inte en viss andel av tillförd mängd.

Av figur 6 framgår att vid mycket låg halt lösningsmedel i luften var avskiljningen nära 70%. Det tyder på att man kan förväntas nå så långt även vid högre halter, förutsatt lägre belastning (större filter) och väl etablerad biofilm i filtret.



Figur 6. Reningen över biofiltret som funktion av halten lösningsmedel i luften, en ostörd period med väl etablerad biofilm.

4.2 Bioskrubber

Resultaten från försöken med bioskrubber visas i tabell 2.

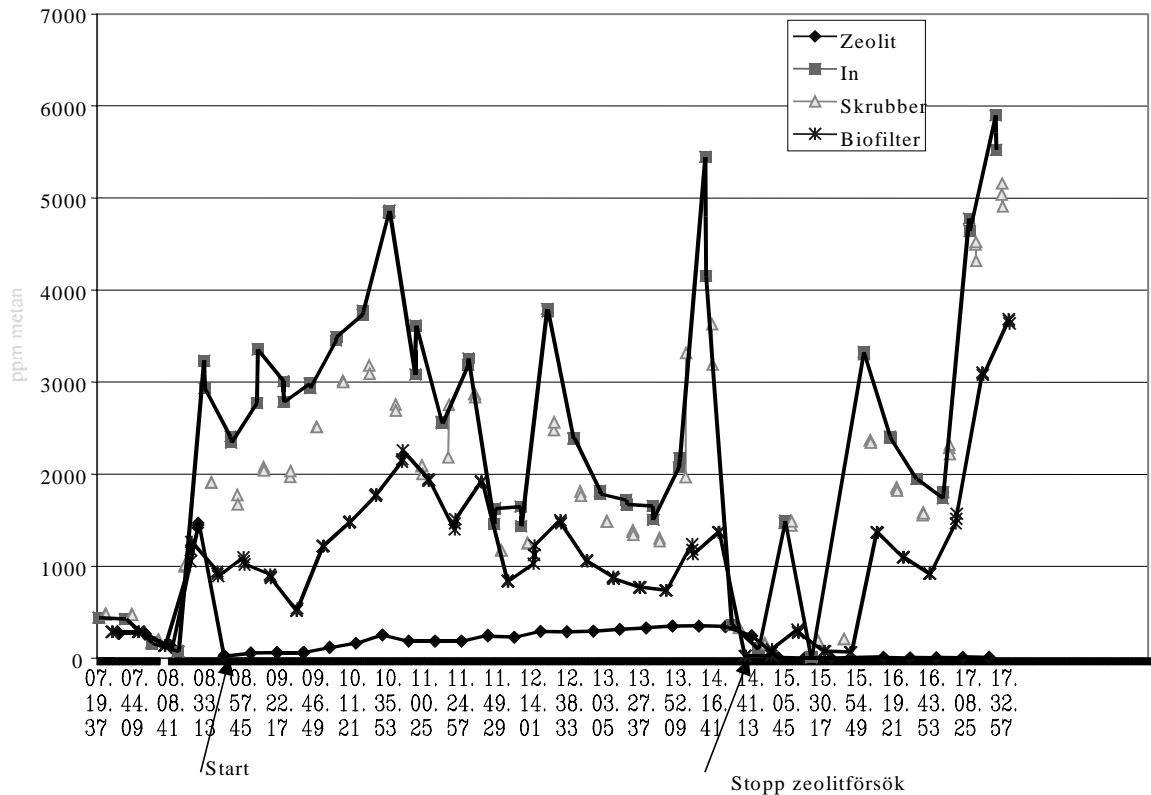
Tabell 2. Genomsnittlig avskiljning av lösningsmedel vid de olika försöken med bioskrubber.

| Försök | Datum | Vätska | Luftflöde m ³ /h | Vätskeflöde l/h | Avskiljning % |
|--------|-------|----------------------|--------------------------------|--------------------|------------------|
| 1 | 22/12 | Vatten | 60 | 150 | 63 |
| 2 | 22/12 | Vatten från försök 1 | 60 | 150 | 57 |
| 3 | 27/1 | Vatten | 60 | 200 | 43 |

Under perioden närmast före skrubberförsök 1 och 2 var avskiljningen över biofiltret nära 50%. Figur 7 visar hur reningen förändrades när vatten började sprayas över biofiltret. Rent vatten pumpades in mellan kl. 8.45 och 10.30. Detta vatten pumpades sedan åter över filtret mellan kl. 12.30 och 14.20. De stora variationerna i halt gör det svårt att se någon effekt i figur 7, men beräknade data i tabell 2 tyder i alla fall på en något förbättrad avskiljning, särskilt med rent vatten. Effekten är dock inte ens då särskilt bra.

Det kan finnas flera förklaringar till detta. En är att det använda vattnet var kallt, 10-12°C mot biofiltrets normala temperatur på 20-25°C. Det bör ha minskat den biologiska aktiviteten på ett sätt som inte skulle ske vid en kontinuerlig rundpumpning. En annan förklaring är att biofiltret inte alls är någon ideal skrubber med sin begränsade höjd.

991221, 1 dygn Reci



Figur 7. Avskiljning under dagen med försök med skrubbing i biofiltret.

Vid det tredje bioskrubberförsöket var reningen över bara biofiltret bara ca 30%. Även då ökade alltså avskiljningen med drygt 10 procentenheter.

4.2.1 Behandling av skrubbervattnet

Rent vatten som passerat biofiltret vid bioskrubberförsök 1 innehöll 2 800 mg COD/l. Då hade 300 l passerat och rimligtvis tvättat ut lösningsmedel både från gasfasen och från vattenfasen kring biomassan. En andra passage med samma vatten i försök 2 gav en ökning av COD till 4 700 mg/l.

En massbalansberäkning ger förvånande resultat. De 300 l vatten från den första passagen innehöll 820 g COD. Det motsvarar med de aktuella lösningsmedlen ca 420 g lösningsmedel. In till reningsanläggningen kom med luften under samma period ca 320 g lösningsmedel, och ut med luften gick ca 120 g. Det betyder att även utan något upptag i befuktningen och utan biologisk aktivitet var uttaget ca 220 g större än inflödet. Det motsvarar över en timmes tillförsel med den aktuella höga halten av lösningsmedel, och visar att filtret vid försökets start innehöll relativt stora mängder adsorberade, men

inte omsatta lösningsmedel. Även under den andra passagen tvättades mer lösningsmedel ut än det som tillfördes med luften.

I ett fullt utbyggt system skulle man ha ett externt biologiskt system som vid behov behandlade det cirkulerande vattnet så att man fick en jämviktshalt in till bioskrubbern. Halten lösningsmedel skulle då vara betydligt lägre i det cirkulerande vattnet, dels på grund av nedbrytning i det externa systemet, dels på grund av att man inte skulle ha den stora uttvättningseffekt som vi fick i det här satsvisa försöket.

I den här undersökningen behandlades skrubbevattnet bara satsvis i laboratoriet. Trots det icke adapterade slammet avlägsnades 98% av COD. Hur mycket som avgått till luft, och hur mycket som brutits ned är omöjligt att säga, men en kraftig slamtillväxt tydde på mycket nedbrytning. Minskningen av COD var emellertid långsam, ca 5 dygn för att åstadkomma 85% minskning. Hastigheten skulle öka med ökad slamhalt och adapterad biomassa.

Det bör alltså inte vara omöjligt att bryta ned så mycket COD att det behandlade vattnet kan cirkuleras tillbaks till bioskrubbern och ta upp nytt lösningsmedel. Troligen kommer de mest svårnedbrutna komponenterna att öka i halt i det cirkulerande vattnet tills halten står i jämvikt med luftfasen.

I en fullskaleanläggning skulle det här förhållandet luft/vatten innebära ca 3,3 m³ vatten per timme, eller kanske 40 m³/dygn. Med halterna från det satsvisa bioskrubberförsöket skulle ca 2 dygns uppehållstid i en separat biologisk rening (aktivslamtyp) krävas, och det skulle innebära ca 80 m³ luftningsvolym för att hålla halten löst lösningsmedel på en låg nivå. I ett kontinuerligt system skulle halterna enligt ovan vara lägre, och därmed anläggningen mindre. Det är t.o.m. möjligt att biofiltret under låg belastning nattetid skulle hinna bryta ned tillräckligt utan att någon extern biologi behövdes. I så fall skulle det cirkulerande vattnet bara fungera som buffert och som ett sätt att enkelt kontrollera pH, temperatur och närsalter i systemet.

Den ökade reningseffekten för bioskrubbern jämfört med bara ett väl fungerande biofilter skulle dock fortfarande vara måttlig på grund av att flera lösningsmedel är dåligt vattenlösliga.

4.3 Zeolit

4.3.1 Adsorption efter biofiltret

I figur 7 visas även effekten av rening med zeolit efter biofiltret.

Med zeoliten efter biofiltret ökade zeolitens vikt med 3,7 g. Det innebar 7,2 % av zeolitens startvikt. Då ca 3 300 l luft hade passerat (5,5 tim) skulle 3,5 g lösningsmedel ha adsorberats enligt medelhalter in och ut från zeoliten. Balansen stämmer alltså väldigt bra och visar att inga stora mängder vatten fastnat i zeoliten.

Avskiljningen var 82% räknat på halten ut från biofiltret. Den totala avskiljningen över hela systemet (uppfukningsskrubber, biofilter, (tidvis med extra skrubbning) och zeolit) var under samma period 93%. Figur 7 visar dock en ökande halt lösningsmedel ut från zeoliten fram till kl. 14.30. (Efter 14.30 flyttades mätpunkten)

4.3.2 Desorption av zeoliten

Enkla desorptionsförsök gjordes för att bedöma möjligheterna att natttid regenerera zeoliten och låta lösningsmedlen passera biofiltret igen. Tabell 3 visar desorption med ren luft, uppehållstid ca 0,25 sek.

Tabell 3. Resultat av desorptionsförsök i liten skala.

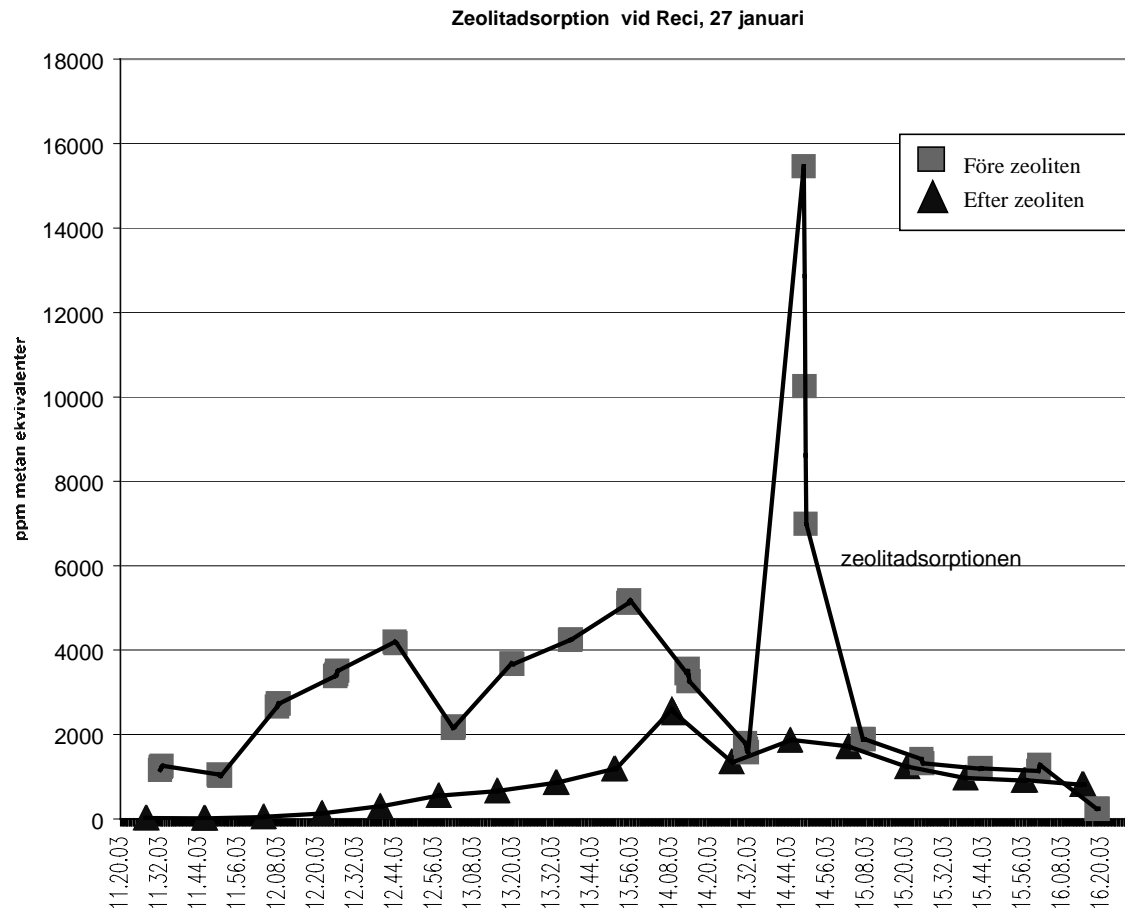
| Försök | 1 | 2 | 3 | 4 |
|-----------------------------|----|----|-------|-------|
| Temperatur, °C | 23 | 30 | 37-43 | 37-43 |
| Desorptionstid, tim | 12 | 9 | 10 | 12 |
| Desorberat, % av adsorberat | 56 | 61 | 63 | 70 |

Trots ett högt luftflöde, mer än dubbelt så högt som under adsorptionen, desorberades inte mer än maximalt 70% av lösningsmedlen under 12 timmar. Visserligen kan lufttemperaturen, och därmed desorptionen höjas, men det innebär en mer komplicerad process då luften in till biofiltret inte får vara för varm.

Om bara 70% av lösningsmedlen desorberas kommer zeoliten snart att vara mättad med föreningar som sitter hårt bundna. En mer fullständig desorption är antagligen en förutsättning för processen. Det får i alla fall inte vara så att halten av ett visst lösningsmedel hela tiden byggs upp i zeoliten. Då måste man periodvis göra en kraftigare regenerering.

4.3.3 Adsorbtion direkt i ventilationskanalen

Ett försök gjordes också med zeolit i stället för biofilter. Resultatet visas i figur 8. Medelhalten i ingående luft var 3,0 g lösningsmedel/m³ mellan kl. 11.20 och 14.00. Under samma period var medelhalten efter zeoliten ca 460 mg/m³, alltså en avskiljning av 85%.



Figur 8. Avskiljning av lösningsmedel med bara zeolit.

I det här fallet är det ännu tydligare än med zeoliten efter biofiltret att avskiljningen försämras under försökets gång. Det betyder att zeoliten mättades, åtminstone med avseende på några av lösningsmedlen. Totalt hade zeolitens vikt ökat med 6,9 g, eller 14%, under försöket. För bra avskiljning är alltså zeolitens kapacitet mindre än så. Figur 8 visar också att stora, kortvariga toppar elimineras effektivt. När halten i inkommande luft sjunker tillräckligt dominerar desorptionen, och utgående halt från den laddade zeoliten blir högre än den ingående.

4.4 Skrubber

Som komplement till ovanstående försök utfördes en rad skrubberförsök med en kolonn som var högre än bioskrubbern, ca 2 meter mot 1 meter, och alltså mer lämpad för skrubbing.

Försöken med skrubber visas i tabell 4.

Tabell 4. Avskiljning av lösningsmedel med bara skrubbing.

| Försök | Datum | Vätska | Luftflöde m ³ /h | Vätskeflöde l/h | Avskiljning % |
|--------|-------|--------|--------------------------------|--------------------|------------------|
| 4 a | 22/2 | Vatten | 30 | 200 | 65 |
| 4 b | 22/2 | Vatten | 60 | 500 | 48 |
| 4 c | 22/2 | Vatten | 120 | 500 | 24 |
| 5 | 23/2 | Vatten | 60 | 600 | 50 |
| 6 | 23/2 | Olja | 60 | 200 | 42 |

4.4.1 Skrubbing med vatten

Det bästa resultatet fick man enligt tabell 4 då en relativt måttlig luftström tillfördes kolonnen, 30 m³/h, med ett samtidigt vattenflöde på 200 l/h. I detta försök fick man en rening på 65%.

Vid ett motsvarande försök där man hade ungefär samma flödesförhållande mellan vätske och luftströmmen, 60 m³ luft/h respektive 500 liter vatten/h, fick man betydligt lägre reningsgrad, endast 48%. Det tyder på att man hade ett alltför högt luftflöde för kolonnen ifråga, vilket orsakade att luften gick i kanaler. Försök med ytterligare högre luftflöde, 120 m³/h, gav ytterligare försämring av reningen.

Överföringen till vatten i den här skrubbern och i biofiltret är inte jämförbara eftersom geometri och fyllningsmaterial skiljer. Data tyder ändå på att det till stor del är samma lösningsmedel som fastnar och bryts ned i biofiltret som de som kan skrubbas ut med vatten.

4.4.1.1 Teoretiska beräkningar av skrubbereffektiviteten

Vi har även beräknat den teoretiska reningseffektiviteten för en fyllkroppskolonn vid olika flödesförhållanden samt höjd på kolonnen för butylacetat respektive etylacetat, tabell 5. Skillnaderna blir stora beroende på olika vattenlöslighet och ångtryck.

Tabell 5. Några exempel på beräknad avskiljning av lösningsmedel i skrubber.

| | Luftflöde, m ³ /h | Vatten- flöde, l/h | Dimension | Avskiljning, % | Ämne |
|--|---------------------------------|-----------------------|------------------------|-------------------|-------------|
| Teoretiskt avskiljning För vattenskrubber 1 | 60 | 1100 | H = 4,7 m D = 0,2 m | 90 | Butylacetat |
| Teoretiskt avskiljning För vattenskrubber 2 | 60 | 1100 | H= 2m | 80 | Butylacetat |
| Teoretiskt avskiljning För vattenskrubber 3 | 60 | 1100 | H =1 m | 60 | Butylacetat |
| Teoretiskt avskiljning För vattenskrubber 4 | 60 | 200 | H=4,7 | 10 | Butylacetat |
| Teoretiskt avskiljning För vattenskrubber 5 | 60 | 200 | H =4,7 | 90 | Etylacetat |
| Teoretiskt avskiljning För vattenskrubber 6 | 60 | 200 | H= 2m | 80 | Etylacetat |
| Teoretiskt avskiljning För vattenskrubber 7 | 60 | 200 | H = 1m | 60 | Etylacetat |

Beräkningarna visar att reningen av butylacetat kräver ett högt vattenflöde, ca 1100 l/h om 60 m³ luft/h skall behandlas. För etylacetat skulle det räcka med 200 l/h för att nå samma avskiljning. Tabellen visar också att avskiljningen är starkt beroende av höjden på kolonnen.

Ytterligare diskussioner kring möjligheten att skrubba ut olika lösningsmedel återfinns i bilaga 1.

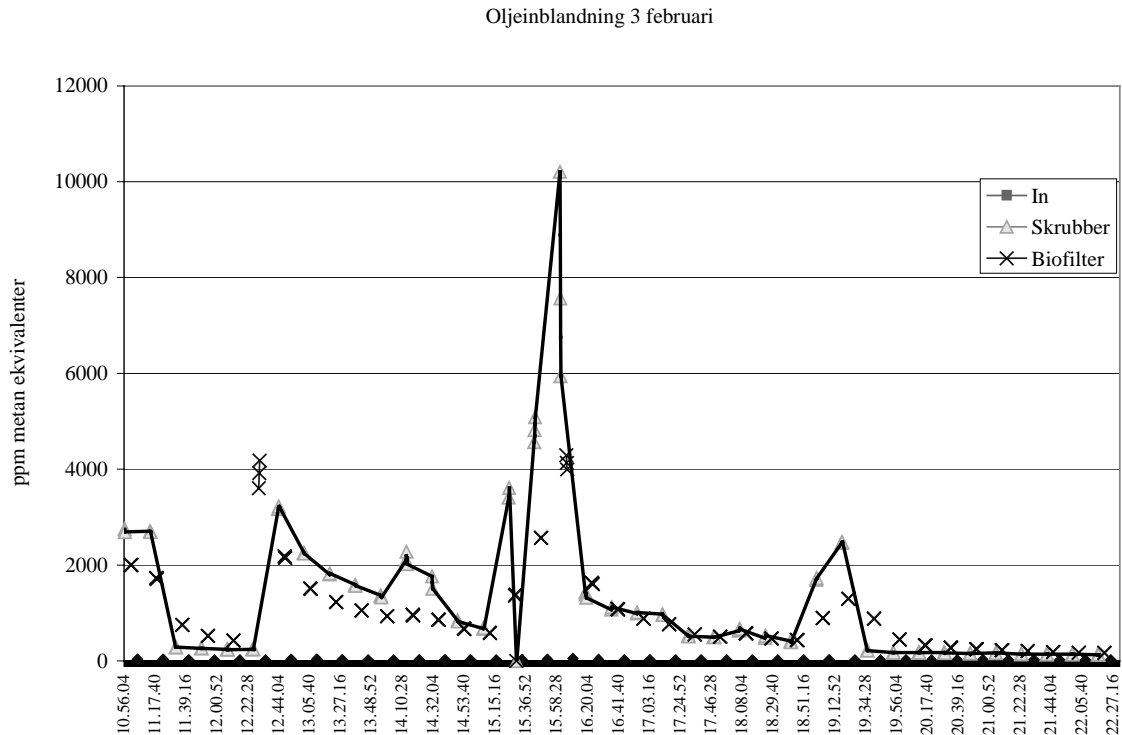
4.4.2 Oljeskrubber

Ett försök gjordes med olja som skrubbeväska för att bättre avskilja lösningsmedel som är dåligt vattenlösliga, tabell 4. Resultatet blev en måttlig avskiljning, 42% av lösningsmedlen i luften. Det är troligt att man fångar upp de ämnen som inte fångas i en vattenskrubber, såsom aromaterna och butylacetat.

Trots det fick man alltså ett sämre upptag än för vattenskrubbern. Orsaken bör vara ett sämre upptag av de mer vattenlösliga ämnena. En annan orsak kan vara en sämre kontakt mellan luft och vätska på grund av oljans relativt höga viskositet. För en bra avskiljning skulle man alltså behöva både en vattenskrubber och en oljeskrubber, eller en annan vätska som effektivt löste alla komponenterna. För att vara intressant måste den också vara lätt att återvinna efter separation av lösningsmedlen.

4.5 Försök med inblandning av olja i mixern

För att se om man kunde minska avgången av lösningsmedel från mixern gjordes ett försök där man ersatte fritt lösningsmedel med spillolja i mixern, figur 9. Det gav betydligt lägre toppar ut från mixern, jämför med normalvärden som visas i figur 2.



Figur 9. Halter av lösningsmedel från mixern med oljeinblandning.

Man sög av så mycket fritt lösningsmedel som möjligt direkt till destillationskolonnen, och det fasta avfallet från faten dispergerades i stället med spillolja i mixern. Minskningen av lösningsmedel i luften kan säkert till stor del förklaras av en utspädnings-effekt som ger ett lägre partialtryck för aceton och övriga VOC. Eventuellt kan man även få en bättre löslighet av vissa av lösningsmedlen i oljan. Om man kan behandla lika mycket lösningsmedelsrester per batch som tidigare med inblandning av oljan, så skulle enbart denna åtgärd minska utsläppet av VOC med uppemot 50%. De komponenter som inte avgår är dessutom troligen sådana som inte fastnar i ett biofilter. Proceduren är dock mer arbetskrävande än den normala.

5. Kostnadsberäkningar

Vapo Oy har tillfrågats om kostnaden för ett biofilter med storleken 50 m² och med 1 m höjd.

Ett sådant biofilter skulle ge en uppehållstid som är cirka den dubbla mot den som vi kört i försöken. Reningsgraden för ett sådant biofilter antas vara 50 %.

Kostnaden för detta biofilter beräknas till 600 000 SEK

Ingen uppvärmningsenergi antas behövas för biofiltret. Energibehovet består därför endast av fläktenergin. Denna uppskattas ligga på 8kW, vilket innebär ca 27 MWh per år.

I tabellen nedan redovisas förutsättningarna för beräkning av den årliga kostnaden.

Förutsättning: Luftmängd 1300 m³/h , halt VOC 2,0 g lösningsmedel/m³.

| | |
|--------------------------------------|-------------------|
| Dimensionering biofilter | 50 m ³ |
| Reningsgrad | 50 % |
| Investeringskostnad | 0,6 MSEK |
| Energi ; fläkt MWh/år | 27 |
| Vattenförbrukning m ³ /år | 100 |
| Filtermaterial k kr/år | 35 |

| <u>Behandlingskostnaden</u> | ksek per år |
|---|-------------|
| Kapitalkostnaden, 20 % annuitet | 120 |
| Underhållskostnad, 2 % av investeringskostnad | 12 |
| Energikostnaden vid 0,5 kr/kWh | 14 |
| Vattenkostnaden, 10 kr /m ³ | 1 |
| Filtermaterial | 35 |

Exklusive kostnader för projektering, byggnad installation och personal

Behandlingskostnad per kg avskilt VOC kan nu beräknas

| | |
|---|------------|
| Kapitalkostnaden , ksek per år | 120 |
| Driftskostnaden kSEK per år | 62 |
| Total behandlingskostnad, kSEK /år | 182 |
| Behandlingskostnad kr/kg VOC (7 ton) | 26 |
| Behandlingskostnad kr/kg avskilt VOC | 52 |

6. Slutsatser

Enbart biofilter av den här typen kan förväntas avskilja åtminstone 30-50% av lösningsmedlen från den aktuella blandningen vid måttlig belastning. Effekten kan höjas till åtminstone 40-60% genom att köra anläggningen som en bioskrubber. Lägre halter eller lägre belastning och bättre kontroll över biofiltret kan väntas ge upp mot 70% avskiljning.

För att nå längre krävs komplettering med en adsorbent, t ex zeolit. Denna kan desorberas och lösningsmedlet föras tillbaks till biofiltret under natten, men det kan vara svårt att få en tillräcklig desorption utan en mycket förhöjd temperatur.

Rening med enbart zeolit skulle kräva en zeolitmängd motsvarande minst 10 gånger lösningsmedelmängden per dygn. Desorption och destruktion av lösningsmedlen tillkommer.

I en lågbelastad vattenskrubber kan upp till 65% av lösningsmedlen avskiljas, men sedan återstår att destruera dem i en stor mängd vatten. Kombinationen av en vattenskrubber och en oljeskrubber skulle troligen ge en mycket hög avskiljning, men man skulle ha två vätskefaser som måste behandlas.

Det ser ut att finnas en möjlighet att redan i mixern minska avgången av lösningsmedel genom att först manuellt suga av så mycket lösningsmedel som möjligt och i stället blanda in spillolja. Detta kan vara intressant att studera vidare, då effekten var minst 50% minskning.

Det anses inte motiverat att gå längre i undersökningarna innan allt har gjorts för att undvika de högsta koncentrationerna och största mängderna av lösningsmedel genom ventilationstekniska förändringar.

Bilaga 1**Dimensionering av skrubber för VOC, teori**

Det finns framtaget empiriska designtabeller för att beräkna hur stor (hög) en fyllkroppskolonn behöver vara för att uppnå en viss rening. Den viktigaste egenskapen att bestämma är jämvikten mellan gas och vätskan (ofta vatten) för en given gaskoncentration.

I ekvationen $y = m \cdot x$ är y gaskoncentrationen uttryckt i molbråk, och x är motsvarande molbråk i vätskefasen. Värdet på m anger jämvikten mellan gas och vätska för de olika ämnena.

Nedanstående tabell anger värdet på m för några olika VOC, aktuella vid Reci.

| | m |
|-------------|-------|
| Nafta | 692 |
| Toluen | 370 |
| Xylen | 277,5 |
| Butylacetat | 19,8 |
| Etylacetat | 3,7 |
| Aceton | 1,73 |
| n-butanol | 0,55 |

Källa: R.Sander "Henry-Law constants"

Ju lägre värde på m , desto mindre vatten behövs för att skrubba gaserna.

Erforderligt vattenbehov för 90% rening, vid ett gasflöde om 50 m³/h och 4,7 m kolonn kan nu beräknas för de olika VOC och resultaten visas nedan.

Erforderligt vattenflöde (m³/h) vid behandling av luft med den normala sammansättningen vid Reci för att avskilja 90% av den aktuella föreningen.

| Komponent | 50 m ³ luft/h | 1000 m ³ luft/h |
|-------------|--------------------------|----------------------------|
| Toluen | 19 | 370 |
| Xylen | 14 | 280 |
| Butylacetat | 0,93 | 19 |
| Etylacetat | 0,18 | 3,5 |
| Aceton | 0,08 | 1,6 |
| Butanol | 0,025 | 0,5 |

Diametern på en kolonn som krävs för att behandla 1 000 m³/h kan beräknas från diagram som visar när kolonnen flödar vid olika vätskebelastningar.

För att bara avskilja butylacetat skulle det krävas en diameter på 0,83 m, medan xylen och toluen skulle kräva en väldigt stor diameter, ca 7 m.

Bilaga 2**Beräkning av POCP i de tre fallen**

Beräkning av POCP vid Bellö

| | POCP värden* | | POCP per gram VOC | |
|------------------------------|--------------|------------------------|-------------------|---------------|
| | | Andel av resp. ämne | med aromater | Utan aromater |
| Etanol | 0,033 | 0,252788 | 0,0083 | 0,0086 |
| Butanol | 0,048 | 0,003717 | 0,0002 | 0,0002 |
| Etylacetat | 0,017 | 0,408922 | 0,0070 | 0,0072 |
| Butylacetat | 0,029 | 0,204461 | 0,0059 | 0,0061 |
| Aceton | 0,02 | 0,003717 | 0,0001 | 0,0001 |
| Xylen | 0,05 | 0,007435 | 0,0004 | |
| Toluen | 0,035 | 0,026022 | 0,0009 | |
| Isopropylalkohol | 0,023 | 0,026022 | 0,0006 | 0,0006 |
| Metoxypropylalkohol** | 0,031 | 0,05948 | 0,0018 | 0,0019 |
| Metyletylketon | 0,032 | 0,003717 | 0,0001 | 0,0001 |
| Metylisobutylketon | 0,044 | 0,003717 | 0,0002 | 0,0002 |
| Summa | | 1 | 0,0255 | 0,0250 |

Data har beräknats utgående från data beskrivna i IVL B1385, för de medelförhållanden vad gäller bakgrunds-VOC=1 ton per km² och år, samt NO_x= 3 ton per km² och år, och CO= 3,6 ton per km² och år som antas gälla i Sverige.

* POCP värden är angivna i ppb timme km²/g ämne

** uppskattat ur Derwerts data

Bilaga 2

Beräkning av POCP vid Glimåkra

| | POCP värden* | | |
|---------------|--------------|-------------------------------------|-------|
| | | Andel av resp. ämne per gram VOC | |
| Etanol | 0,033 | 1 | 0,033 |
| Summa | | 1 | 0,033 |

Data har beräknats utgående från data beskrivna i IVL B1385, för de medelförhållanden vad gäller bakgrunds-VOC=1 ton per km² och år, samt NO_x= 3 ton per km² och år, och CO = 3,6 ton per km² och år som antas gälla i Sverige.

* POCP värden är angivna i ppb timme km²/g ämne

Beräkning av POCP vid Reci

| | POCP värden* | | | |
|--------------------|--------------|------------------------|--------------|---------------|
| | | Andel av resp. ämne | med aromater | Utan aromater |
| Etanol | 0,033 | 0,09 | 0,0030 | 0,0033 |
| Butanol | 0,048 | 0,01 | 0,0005 | 0,0005 |
| Etylacetat | 0,017 | 0,3 | 0,0051 | 0,0057 |
| Butylacetat | 0,029 | 0,13 | 0,0038 | 0,0042 |
| Aceton | 0,02 | 0,37 | 0,0074 | 0,0082 |
| Xylen | 0,05 | 0,07 | 0,0035 | |
| Toluen | 0,035 | 0,03 | 0,0011 | |
| Summa | | 1 | 0,0243 | 0,0243 |

Data har beräknats utgående från data beskrivna i IVL B1385, för de medelförhållanden vad gäller bakgrunds-VOC=1 ton per km² och år, samt NO_x= 3 ton per km² och år, och CO= 3,6 ton per km² och år som antas gälla i Sverige.

* POCP värden är angivna i ppb timme km²/g ämne

IVL Svenska Miljöinstitutet AB

IVL är ett oberoende och fristående forskningsinstitut som ägs av staten och näringslivet. Vi erbjuder en helhetssyn, objektivitet och tvärvetenskap för sammansatta miljöfrågor och är en trovärdig partner i miljöarbetet.

IVLs mål är att ta fram vetenskapligt baserade beslutsunderlag åt näringsliv och myndigheter i deras arbetet för ett bärkraftigt samhälle.

IVLs affärsidé är att genom forskning och uppdrag snabbt förse samhället med ny kunskap i arbetet för en bättre miljö.

Forskning- och utvecklingsprojekt publiceras i

IVL Rapport: IVLs publikationsserie (B-serie)
IVL Nyheter: Nyheter om pågående projekt på den nationella och internationella marknaden
IVL Fakta: Referat av forskningsrapporter och projekt
IVLs hemsida: www.ivl.se

Forskning och utveckling som publiceras utanför IVLs publikationsservice registreras i IVLs A-serie. Resultat redovisas även vid seminarier, föreläsningar och konferenser.



IVL Svenska Miljöinstitutet AB

IVL Swedish Environmental Research Institute Ltd

P.O.Box 210 60, SE-100 31 Stockholm
Hälsingegatan 43, Stockholm
Tel: +46 8 598 563 00
Fax: +46 8 598 563 90

P.O.Box 470 86, SE-402 58 Göteborg
Dagjämningsgatan 1, Göteborg
Tel: +46 31 725 62 00
Fax: +46 31 725 62 90

Aneboda, SE-360 30 Lammhult
Aneboda, Lammhult
Tel: +46 472 26 77 80
Fax: +46 472 26 77 90

www.ivl.se