

Suomen Soodakattilayhdistys ry

Soodakattilapäivä 1996

**HOTELLI AURORA,
HELSINKI 10.10.1996**

SJO-22012-01

SJO-22012
Suomen Soodakattilayhdistys ry
Finnish Recovery Boiler Committee

SOODAKATTILAPÄIVÄ 1996
RECOVERY BOILER DAY 1996

AIKA **10.10.1996 klo 8.30 -**
TIME

PAIKKA **Helsinki, Hotelli Aurora**
LOCATION

OHJELMA	08.30-09.00	Ilmoittautuminen ja aamukahvi
PROGRAM		<i>Registration and coffee</i>
	09.00-9.20	Tilaisuuden avaus
		<i>Opening words</i>
		(Pauli Harila, Oy Metsä-Botnia Ab)
	9.20-10.05	Mustalipeän uudet poltto-ominaisuudet
		<i>New Black Liquor Combustion Characteristics</i>
		(Mikko Hupa, Åbo Akademi)
	10.05-10.20	Tauko
		<i>Break</i>
	10.20-10.50	Mäntyöljyn kaksivaihekeitto CO ₂ :lla
		<i>Tall oil two stage cooking with CO₂</i>
		(Veli-Antti Kivilinna, Oy Metsä-Botnia Ab)

- 10.50-11.40 Katsaus mustalipeän kaasutukseen
Review of black liquor gasification
(Paterson McKeough, VTT Energia)
- 11.40-13.00 Lounas
Lunch
- 13.00-13.35 Mustalipeän pisaroituminen
Drop formation of black liquor sprays
(Ari Kankkunen, TKK)
- 13.35-14.05 Kahvi
Coffee
- 14.05-14.35 Sodahuskommittén esitys
A review of the Swedish-Norwegian Recovery Boiler Committee
(Fredrik Bruno, ÅF-IPK)
- 14.35-15.10 Kattilan vesikierto
Boiler water circulation
(Sten Lundborg, ÅF-IPK)
- 15.10-15.20 Tauko
Break
- 15.20-15.50 Hajukaasujen käsittely ja poltto
Handling of NCG and firing of NCG in recovery boiler
(Raimo Paju, Ahlstrom Machinery)
- 15.50-16.05 Hajukaasujen käsittely Oy Metsä-Botnia Ab, Kemin tehtailla
Treatment of odorous gases -case
(Veli-Antti Kivilinna, Oy Metsä-Botnia Ab)
- 16.05-16.20 Hajukaasujen käsittely Kuusanniemen sellutehtaalla
Treatment of odorous gases -case
(Juha Kouki, UPM-Kymmene, Kuusankoski)
- 17.00-18.30 Cocktail-tilaisuus
Coctail
(Kvaerner Pulping Oy)
- 19.00- Päivällinen
Dinner
(Ravintola Töölönranta)

OSANOTTAJALUETTELO
LIST OF PARTICIPANTS

EVK/JHH

Otaniemi 7.10.1996

1(4)

SJO-22012
Suomen Soodakattilayhdistys ry
Finnish Recovery Boiler Committee

Soodakattilapäivä 1996
Recovery Boiler Day 1996

Yritys Company	Osallistujat Participants	Kokous Meeting	Päivällinen Dinner	Majoitus Accommodation 9.-10. 10.-11.	
---------------------------------	--	---------------------------------	-------------------------------------	--	--

LUENNOITSIJAT
LECTURERS

Ahlstrom Machinery Oy, Varkaus	Raimo Paju	x	x	x	x
Oy Metsä-Botnia Ab, Kemin tehtaat	Pauli Harila	x	x		
	Veli-Antti Kivilinna	x	x		x
Sodahuskommittén (ÅF-IPK Ab)	Fredrik Bruno	x	x	x	x
TKK/ENY, Espoo	Ari Kankkunen	x	x		
UPM-Kymmene Oy, Kymi	Juha Kouki	x	x		x
VTT-Energia, Espoo	Paterson McKeough	x			
Åbo Akademi, Turku	Mikko Hupa	x	x		
ÅF-IPK Ab, Stockholm	Sten Lundborg	x	x		x

OSANOTTAJALUETTELO
SJO-22012, Suomen Soodakattilayhdistys ry
Soodakattilapäivä 1996

EVK/JHH

7.10.1996

2

Yritys Company	Osallistuja Participants	Kokous Meeting	Päivällinen Dinner	Majoitus Accommodation 9.-10. 10.-11.
---------------------------------	---	---------------------------------	-------------------------------------	--

OSANOTTAJAT
PARTICIPANTS

Ahlstrom Machinery Oy, Varkaus

Lauri Hämäläinen	x	x	x
Jukka Lumela	x	x	x
Lasse Mannola	x	x	x
Ari Nieminen	x	x	x
Esa Vihavainen	x	x	x

Dekati Oy, Tampere

Tarja Tamminen	x
----------------	---

Energia-Ekono Oy, Espoo

Ari Asikainen	x	x
Juha Hakala	x	x
Petri Nieminen	x	x

Enocell Oy, Uimaharju

Ismo Orava	x	x
------------	---	---

Enso Oy, Heinolan Flutingtehdas

Rainer Kokemäki	x	x	x
-----------------	---	---	---

Enso Fine Papers Oy, Varkauden sellutehdas

Lassi Kankala	x
Veli-Antti Kortelainen	x

Enso Fine Papers Oy, Veitsiluodon sellutehdas

Esa Ruonala	x	x	x
Veli Väyrynen	x	x	x

Enso Fine Papers Oy, Oulun sellutehdas

Juha Parpala	x	x	x
--------------	---	---	---

Jaakko Pöyry Oy, Vantaa

Pekka Heikkinen	x	x
Jyrki Rautkorpi	x	x
Jukka Suutela	x	x

KCL, Espoo

Klaus Niemelä	x	x
Jorma Torniainen	x	x

Kemijärven Sellu Oy, Kemijärvi

Antero Raassina	x	x	x	x
-----------------	---	---	---	---

OSANOTTAJALUETTELO
SJO-22012, Suomen Soodakattilayhdistys ry
Soodakattilapäivä 1996

EVK/JHH

7.10.1996

3

Yritys Company	Osallistuja Participants	Kokous Meeting	Päivällinen Dinner	Majoitus Accommodation 9.-10. 10.-11.	
Kvaerner Pulping Oy, Tampere	Jari Ekholm	x	x	x	x
	Kari Haaga	x	x		x
	Paavo Hyöty	x	x		x
	Risto Hämäläinen	x	x		x
	Kauko Janka	x	x		x
	Kai Mäenpää	x	x		x
	Tuomo Ruohola	x	x		x
	Pekka Siiskonen		x		x
Laminating Papers Oy, Kotka	Lasse Lahti	x	x		x
	Tuomas Timonen	x	x		
Oy Metsä-Botnia Ab, Kaskinen	Kari Auvinen	x	x		x
	Pauli Hartikainen	x	x		x
	Tapani Niskonen	x	x		x
Oy Metsä-Rauma Ab, Rauma	Matti Alamaa	x	x		x
	Reijo Kiuru	x	x		x
Metsä-Sellu Oy, Äänekoski	Osmo Niemitalo	x	x		x
Paperi ja Puu, Helsinki	Marja Korpivaara	x			
Pohjola-yhtiöt, Helsinki	Thomas Åström	x	x		
SAQ Kontroll Ab, Sundsvall	Sven Lahti	x	x	x	x
Oy Steamservice Ab, Tampere	Kaj Lindström	x	x		x
	Risto Seppänen	x	x		x
	Jorma Ulvinen	x	x		x
Sunila Oy, Sunila	Petri Lunden	x	x		
Syncron Tech Oy, Espoo	Jukka Jaatinen	x	x		
Teollisuusvakuutus Oy, Helsinki	Jaakko Tukia	x	x		
UPM-Kymmene Oy, Joutseno Pulp	Jukka Veitola	x	x		x
	Jorma Viinikainen	x	x		x

OSANOTTAJALUETTELO
SJO-22012, Suomen Soodakattilayhdistys ry
Soodakattilapäivä 1996

EVK/JHH

7.10.1996

4

Yritys Company	Osallistuja Participants	Kokous Meeting	Päivällinen Dinner	Majoitus Accommodation 9.-10. 10.-11.
UPM-Kymmene Oy, Kaukas	Hannu Kytö	x	x	x
UPM-Kymmene Oy, Kymi, Kuusankoski	Lasse Elojärvi	x	x	x
	Rauno Karvinen	x	x	x
	Raine Rantanen	x	x	x
UPM-Kymmene Oy, Pietarsaaren tehtaat	Håkan Sjö	x	x	x
	Martin Wikström	x	x	x
UPM-Kymmene Oy, Tervasaari	Olavi Aaltonen	x	x	x
	Matti Kinnari	x	x	x
Åbo Akademi, Turku	Mikael Forssén	x	x	x
	Rainer Backman	x		

Mustalipeän uudet poltto-ominaisuudet

Mikko Hupa
Rainer Backman
Mikael Forssén

Åbo Akademi
Förbränningskemiska forskargruppen

Soodakattilapäivä 1996
10. 10. 1996, Helsinki



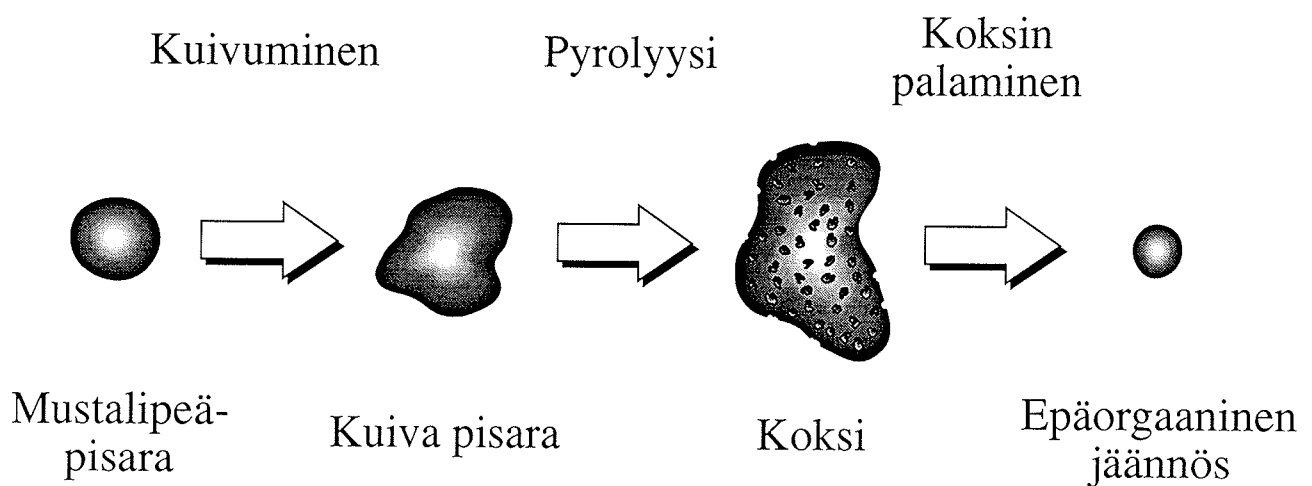
- Poltettavuus
- Pöly/likaantumisen
- SO_x/NO_x



- Tausta

- Testit

- poltettavuus
- pöly/likaantuminen
- NO_x



Menetelmät

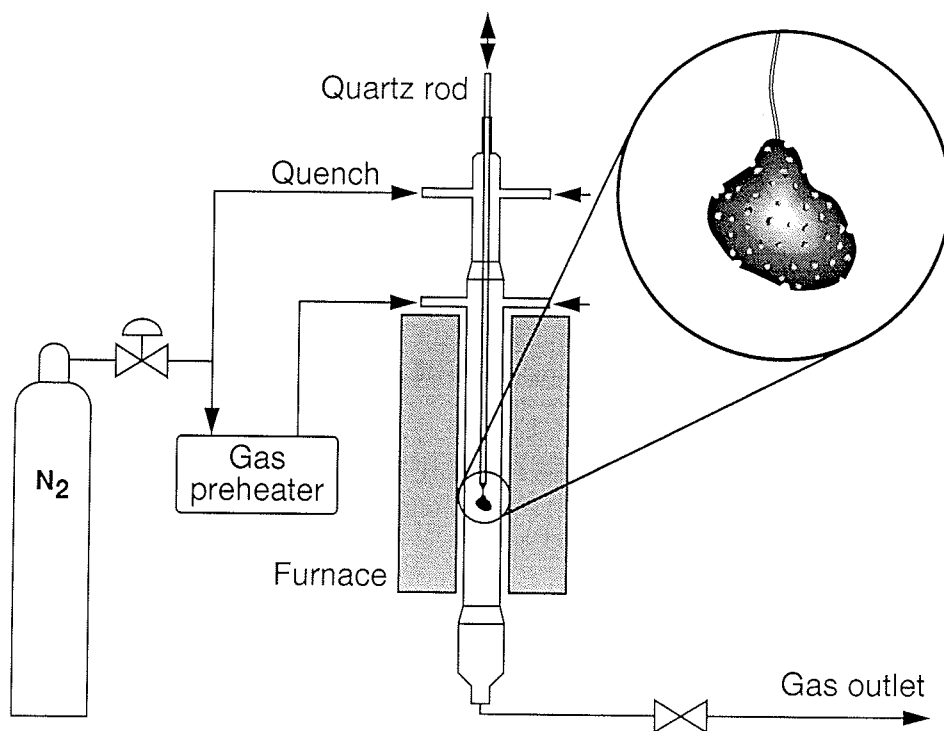
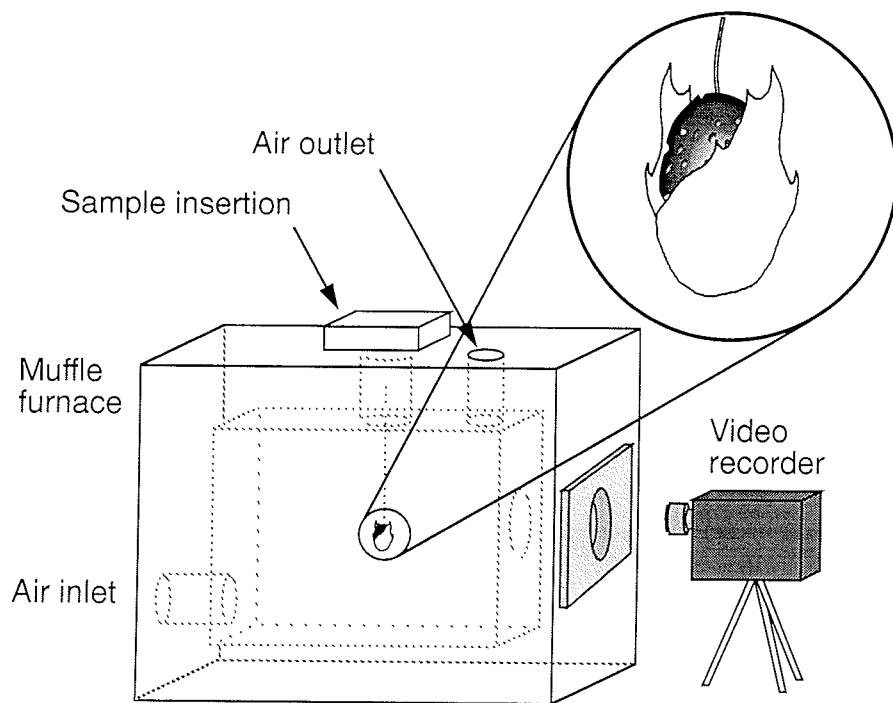
- Pisaran yksittäispoltto
 - poltettavuus
 - emissiot
- Pisaran pyrolyysi
 - pölyn muodostus
 - emissiot
- Paineistettu kaasutus
 - koksen reaktiivisuus
- Mallitus
 - pölyn kemia
 - likaantuminen

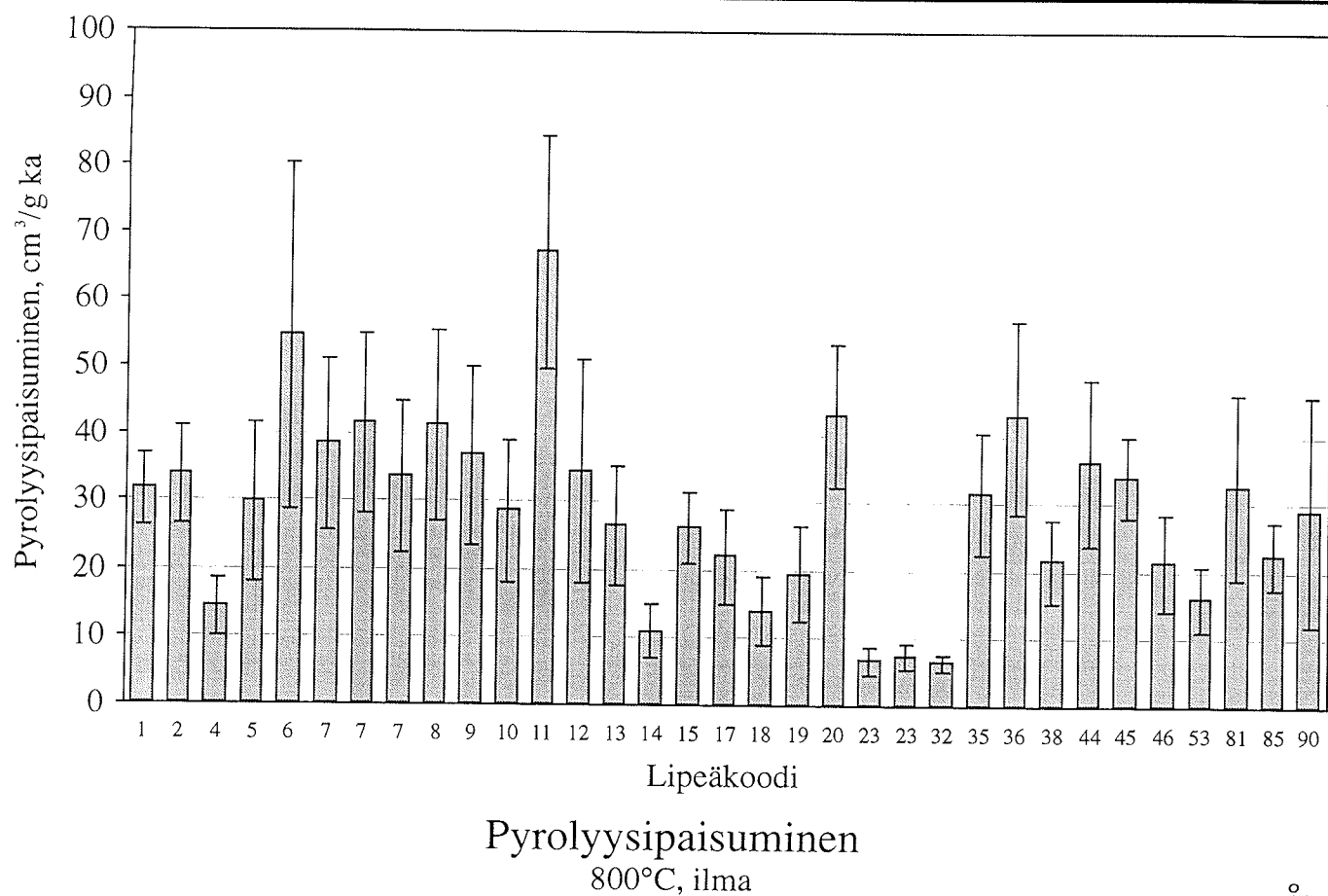
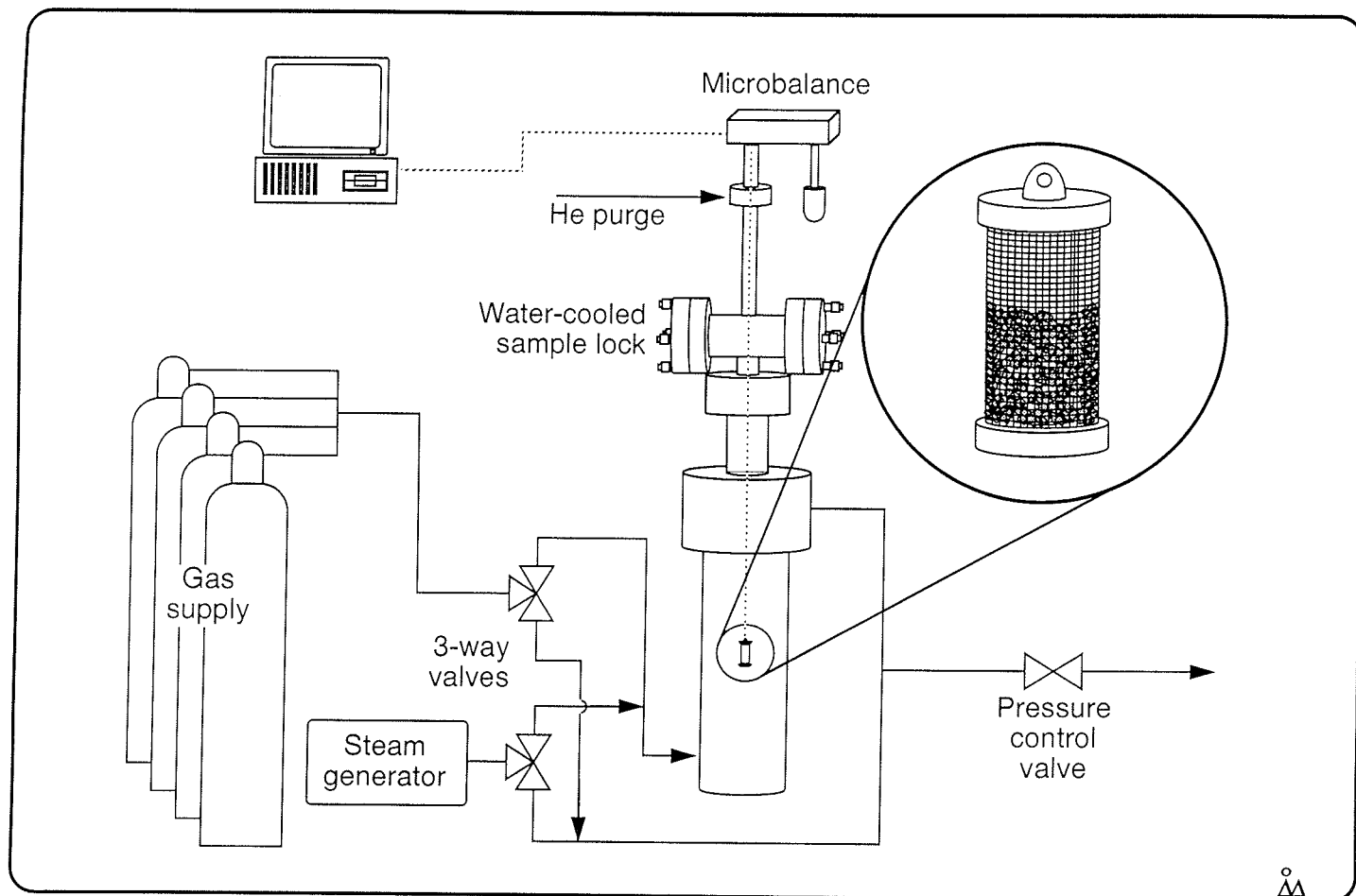


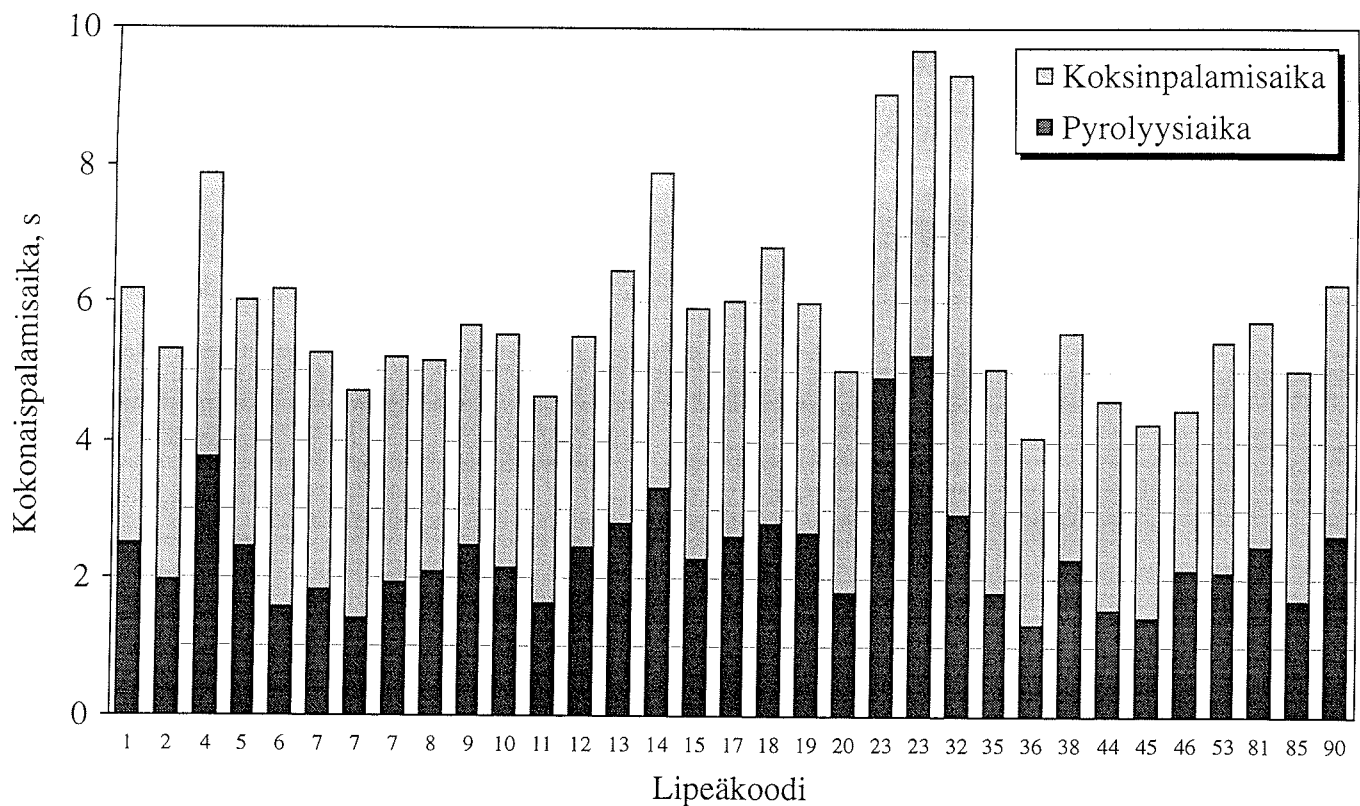
Lipeät

- Alkuperä
 - Suomi
 - USA
 - Keski-Eurooppa
 - Kauko-Itä
- Keittomenetelmä
 - sulfaatti
 - sooda
 - NSSC
 - laboratoriokeitto
 - lämpökäsittely
- Raaka-aine
 - havu
 - lehti
 - bagassi
 - olki
 - ruokohelpi
 - trooppiset puulajit
 - eukalyptus

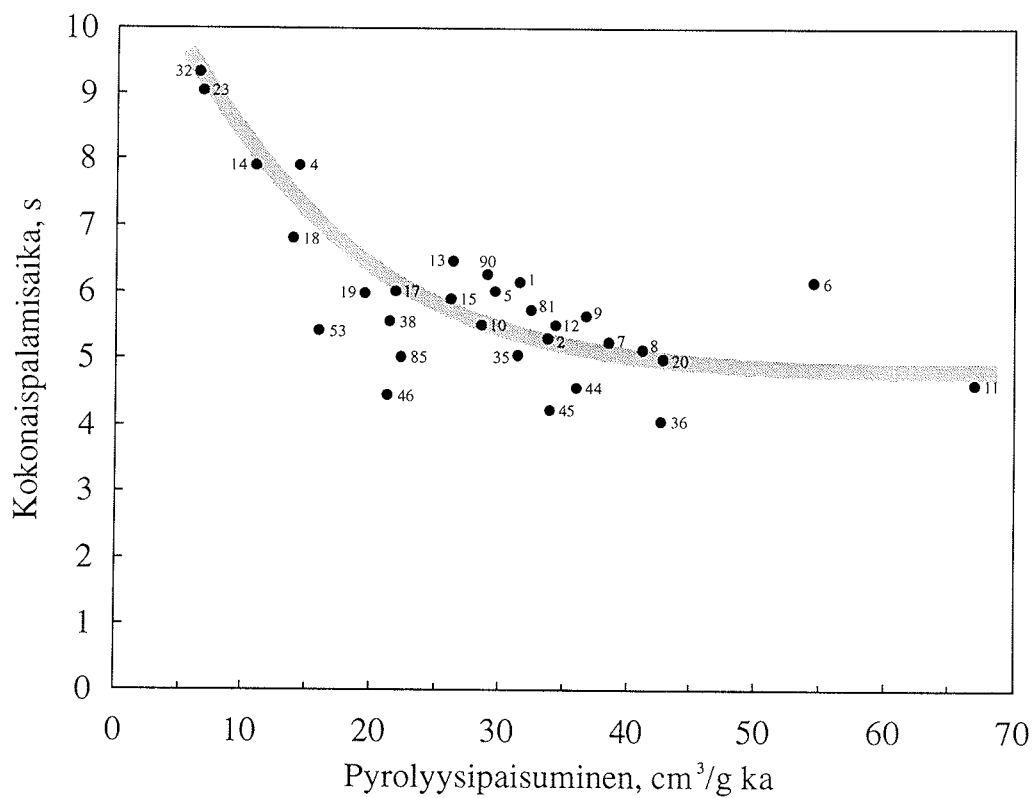






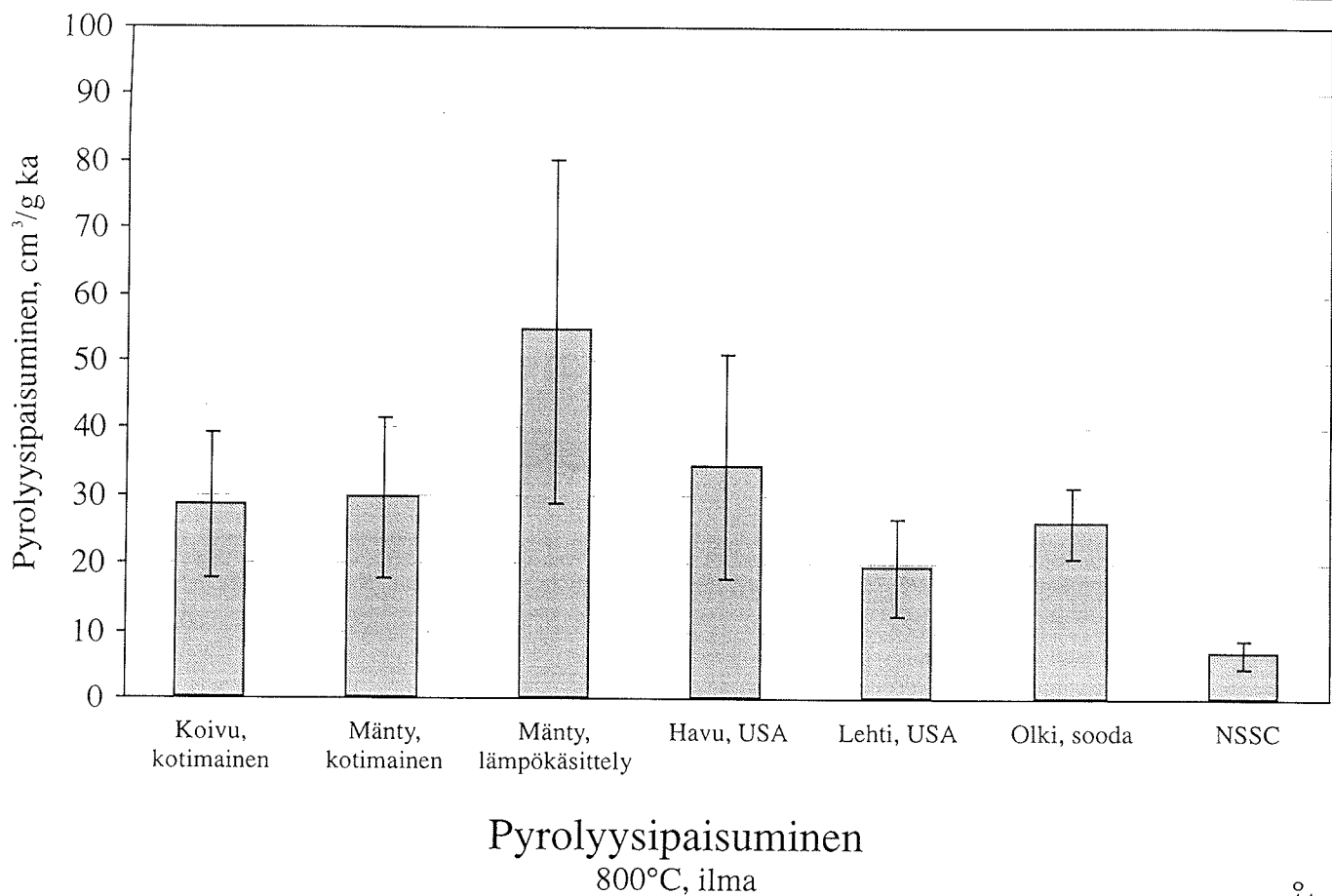
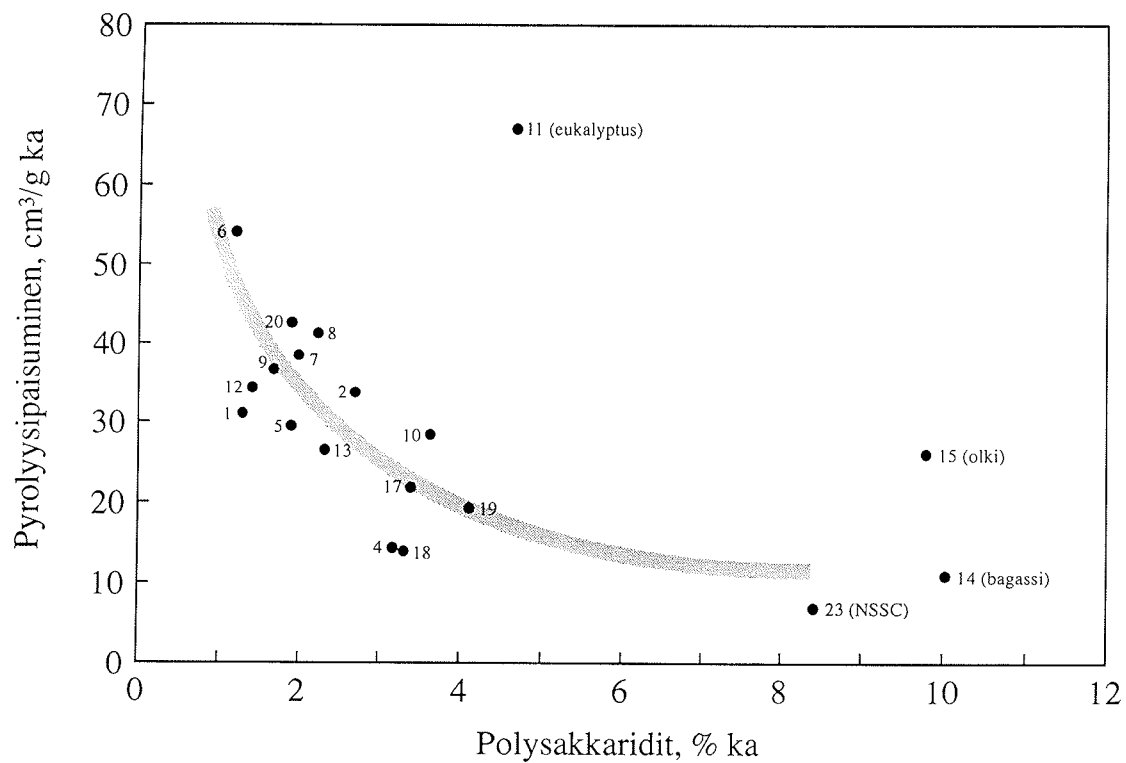


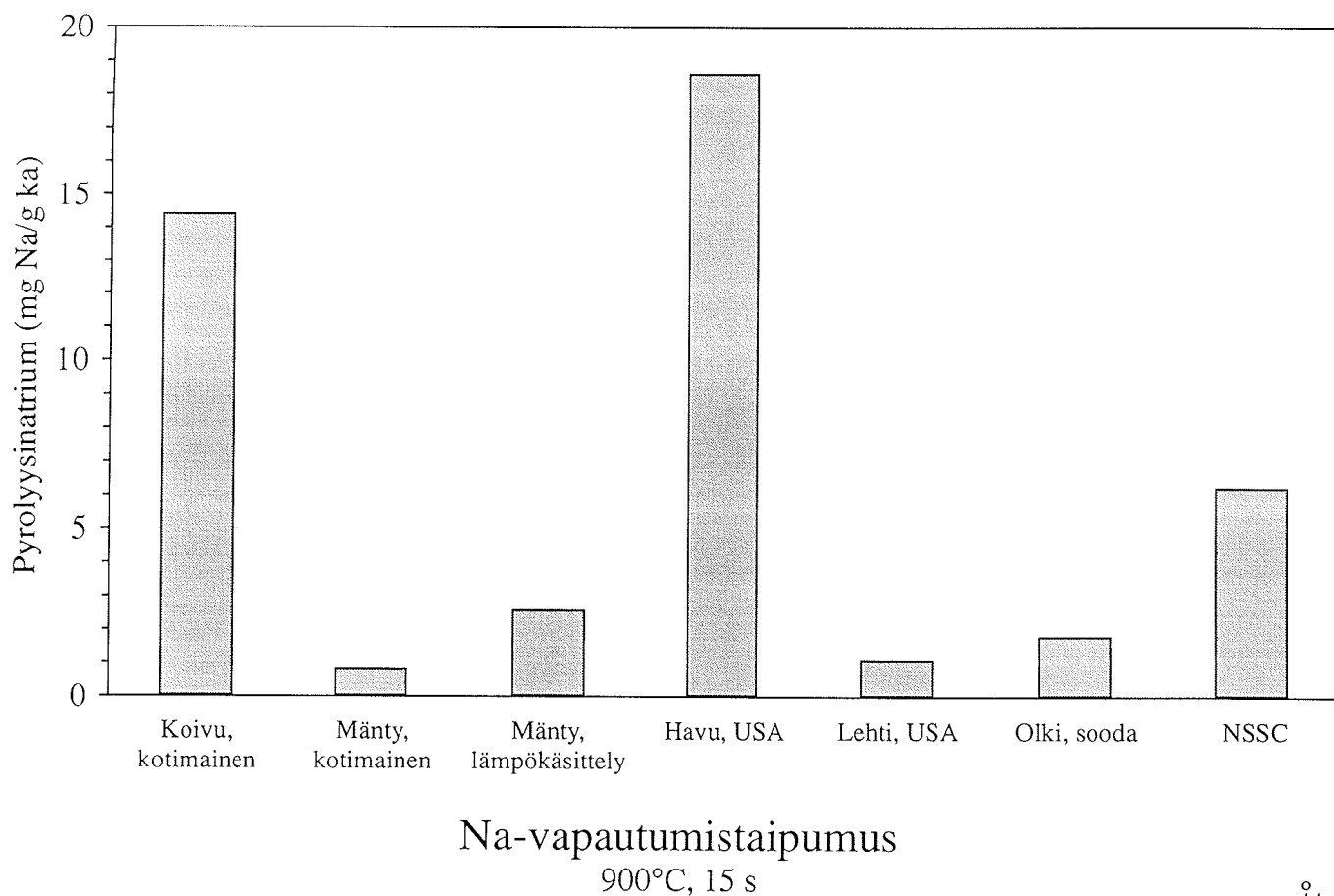
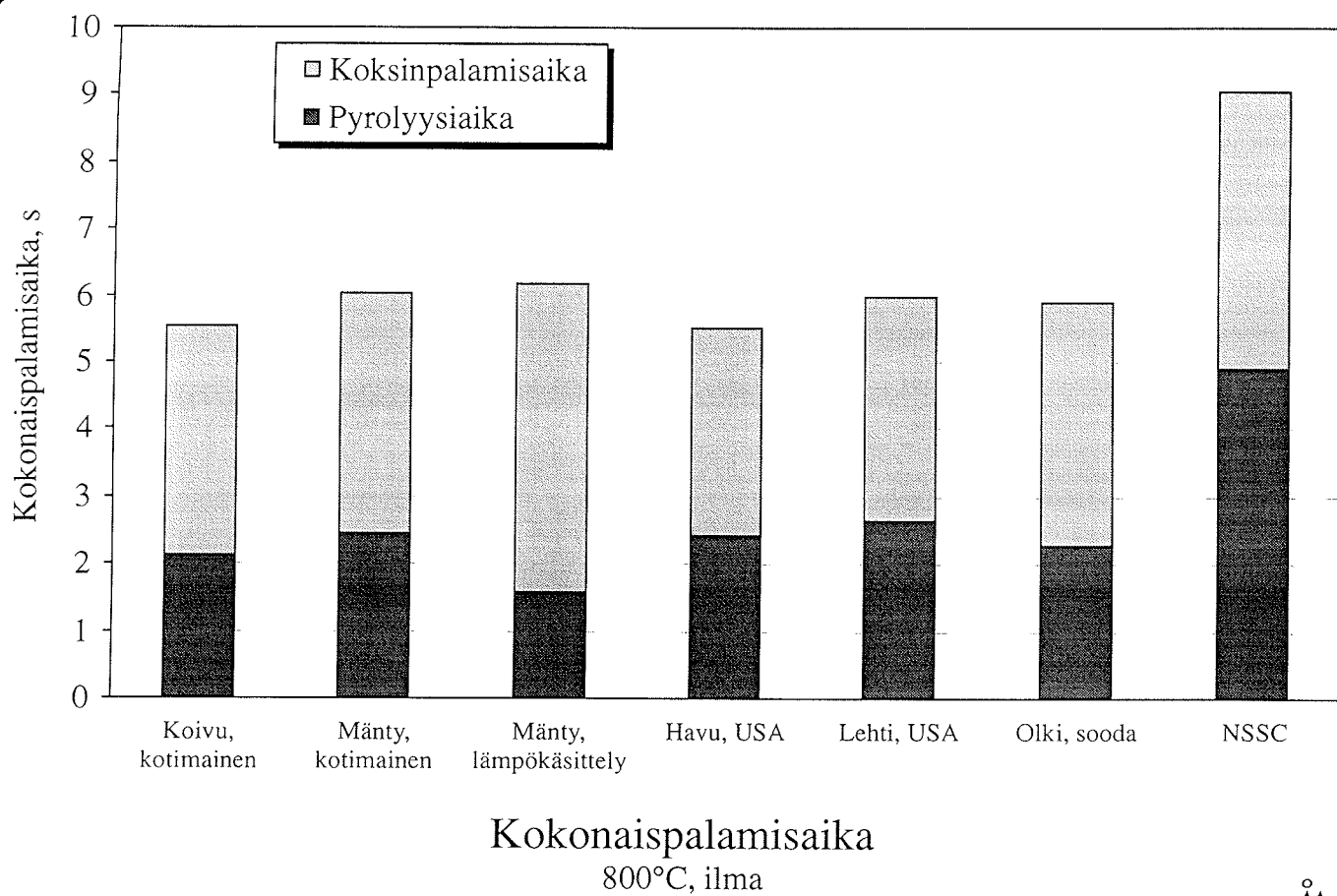
Kokonaispalamisaika
800°C, ilma

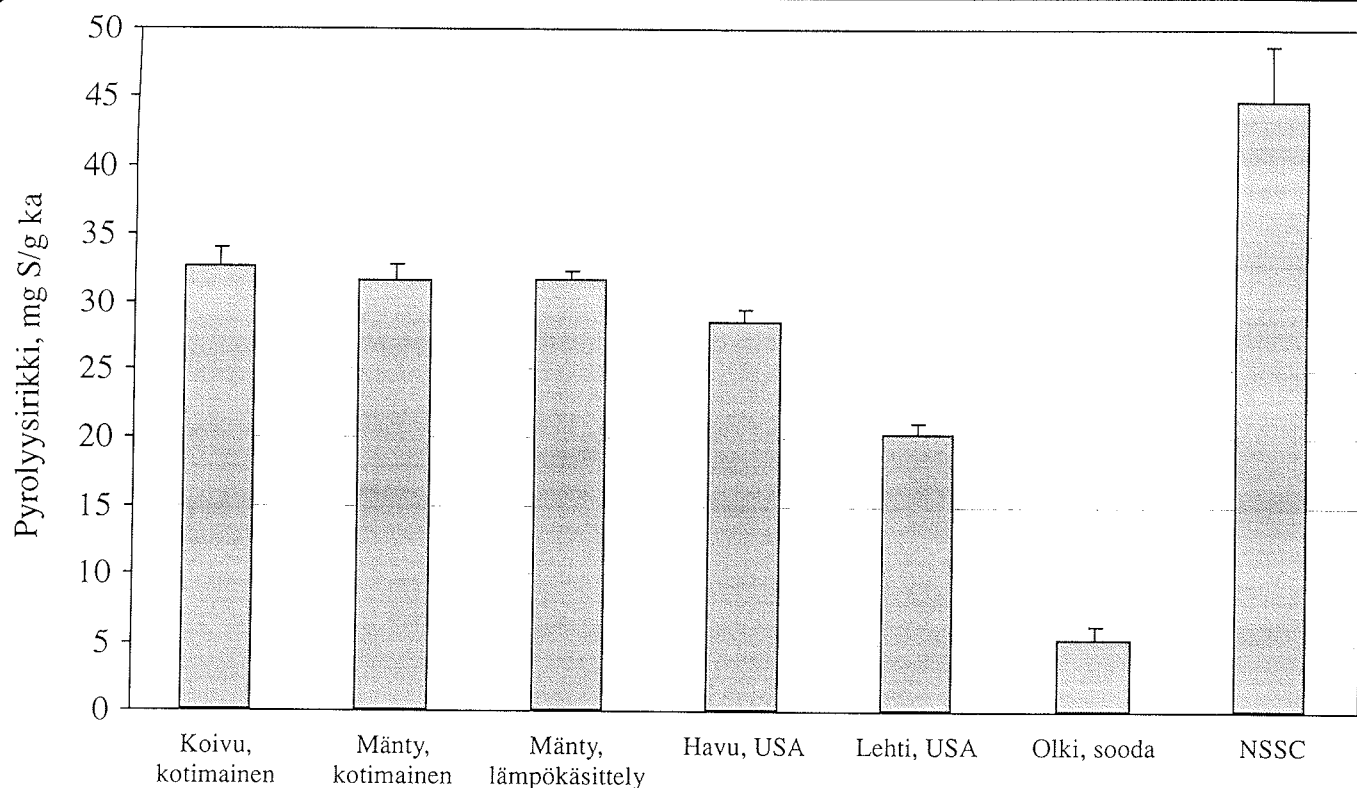


Kokonaispalamisaika vs. pyrolyysipaisuminen
800°C, ilma

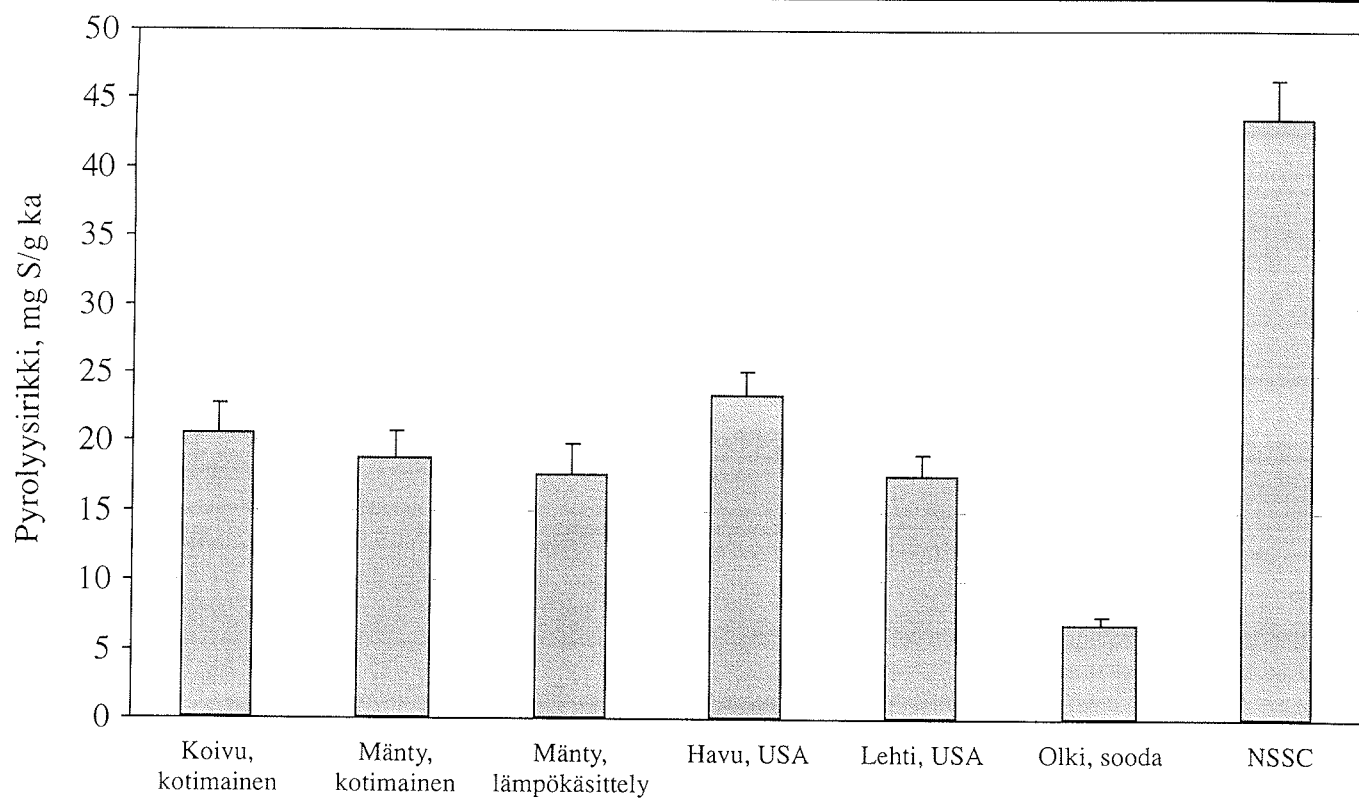








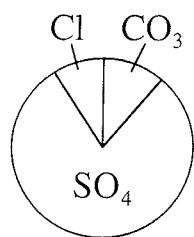
Rikin vapautuminen
700°C, 15 s



Rikin vapautuminen
900°C, 15 s



Kondensoitunut
pöly



$< 1 \mu\text{m}$

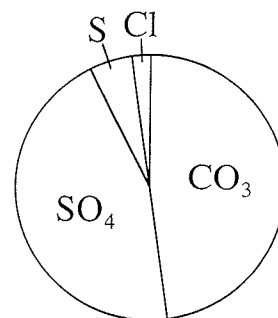
$> 10 \mu\text{m}$

Pyro-
lyysi

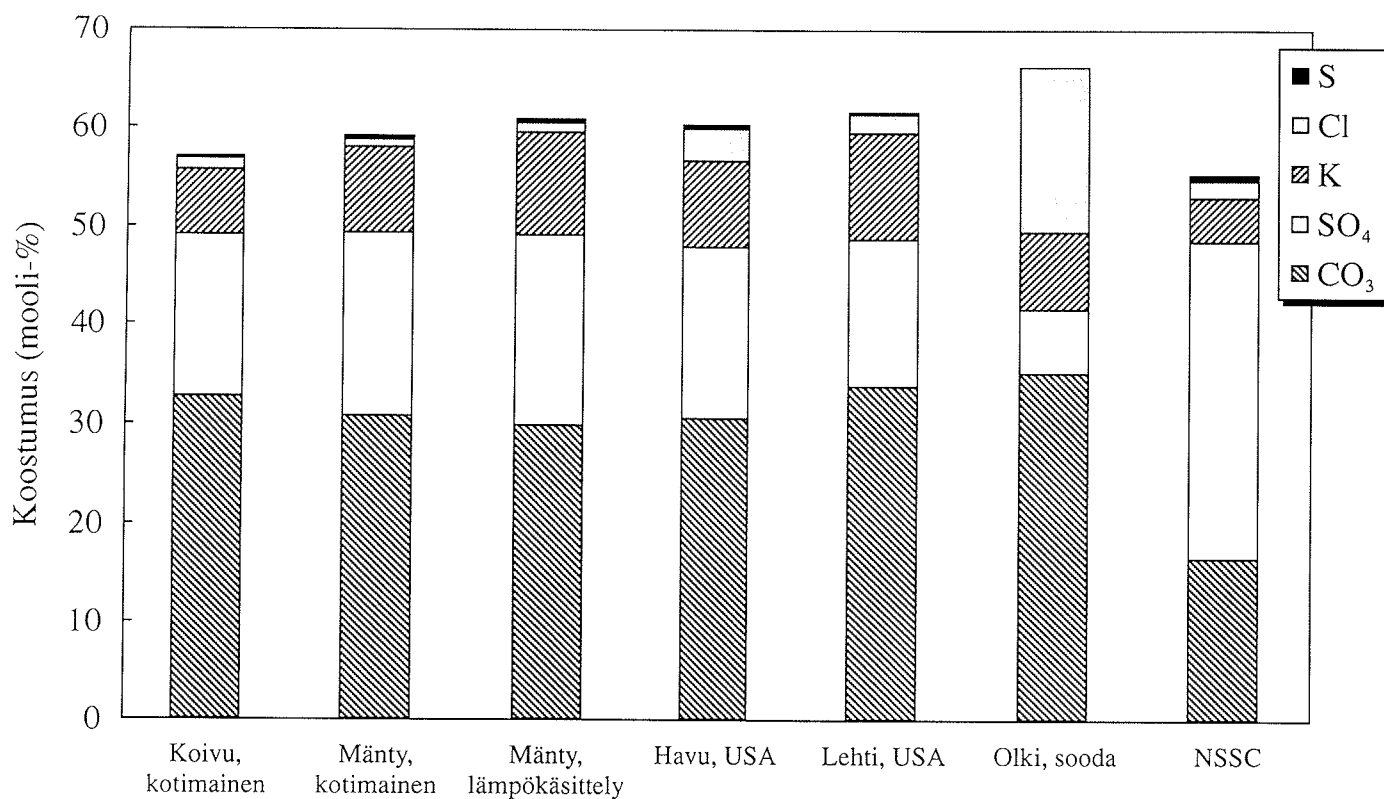
Keosta
höyrystyvää

Carry-
over

Carry-over

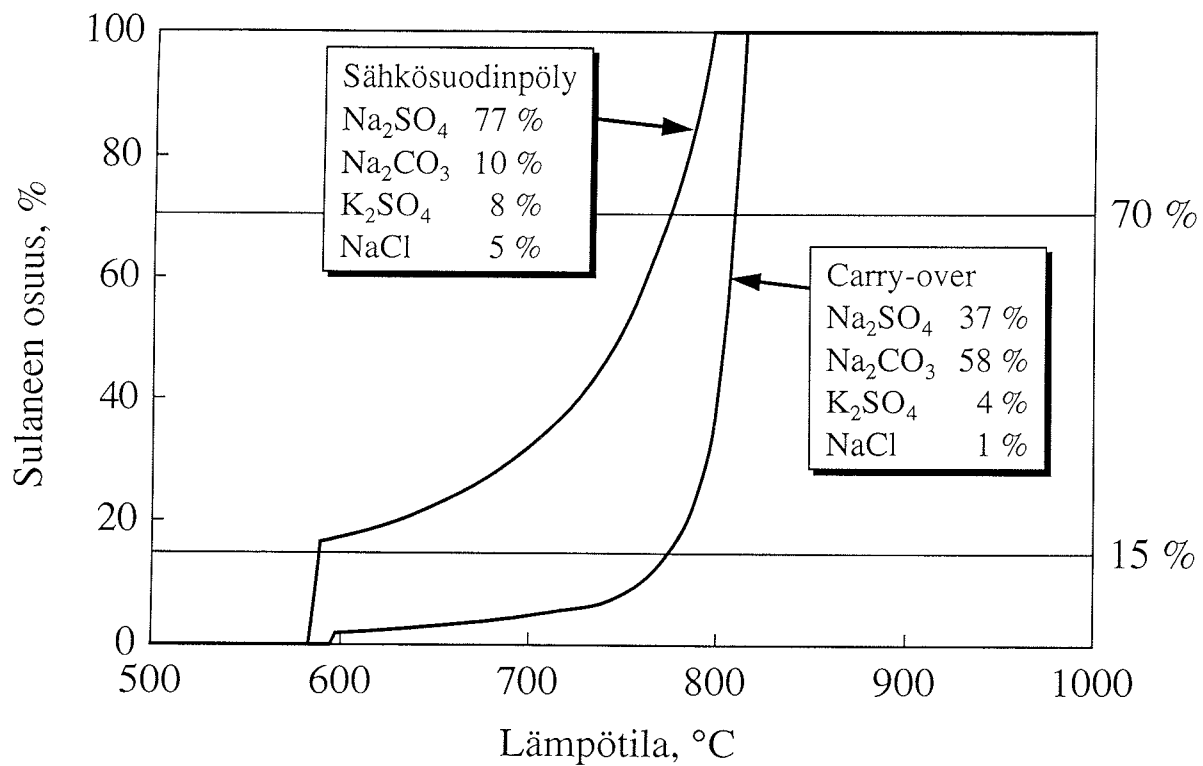


Pölyn muodostus ja kemia

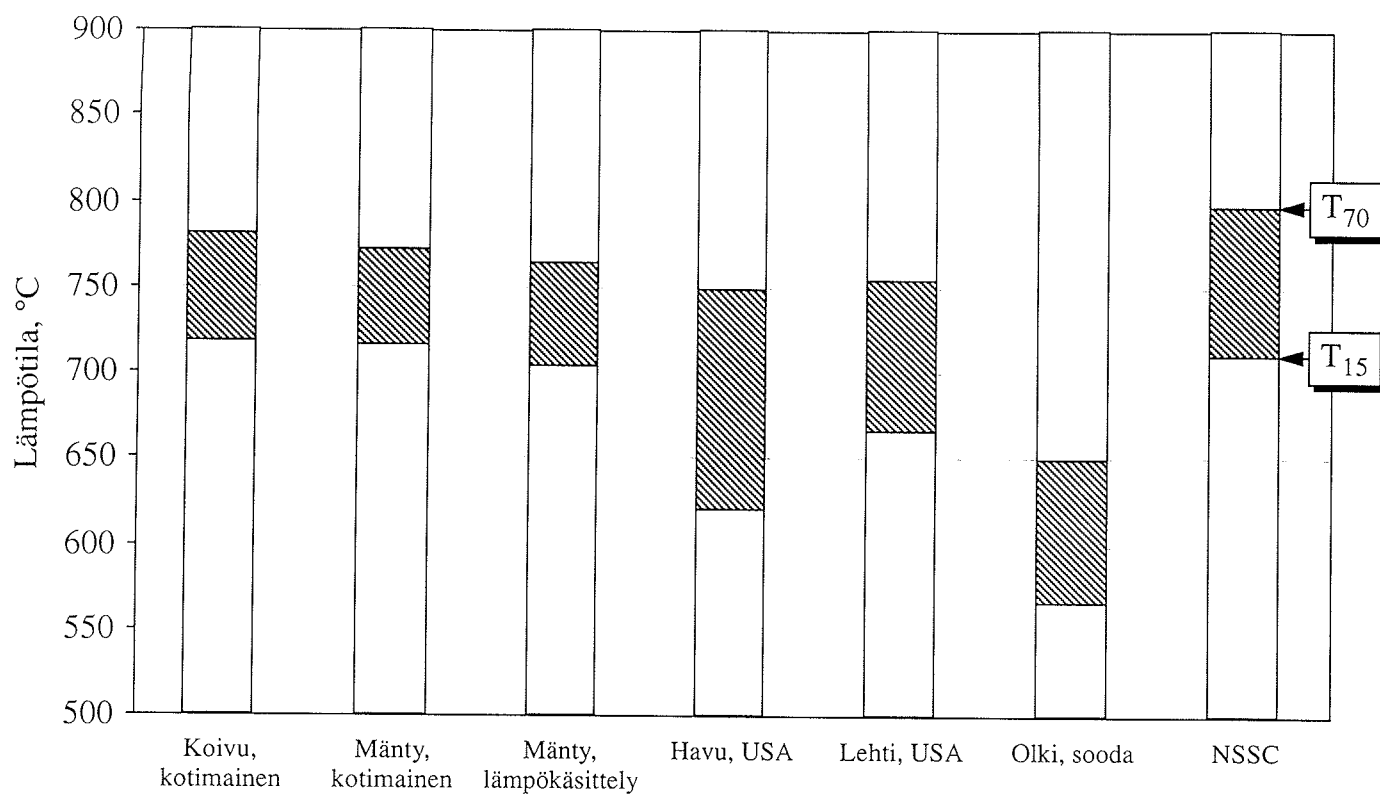


Carry-overin koostumus



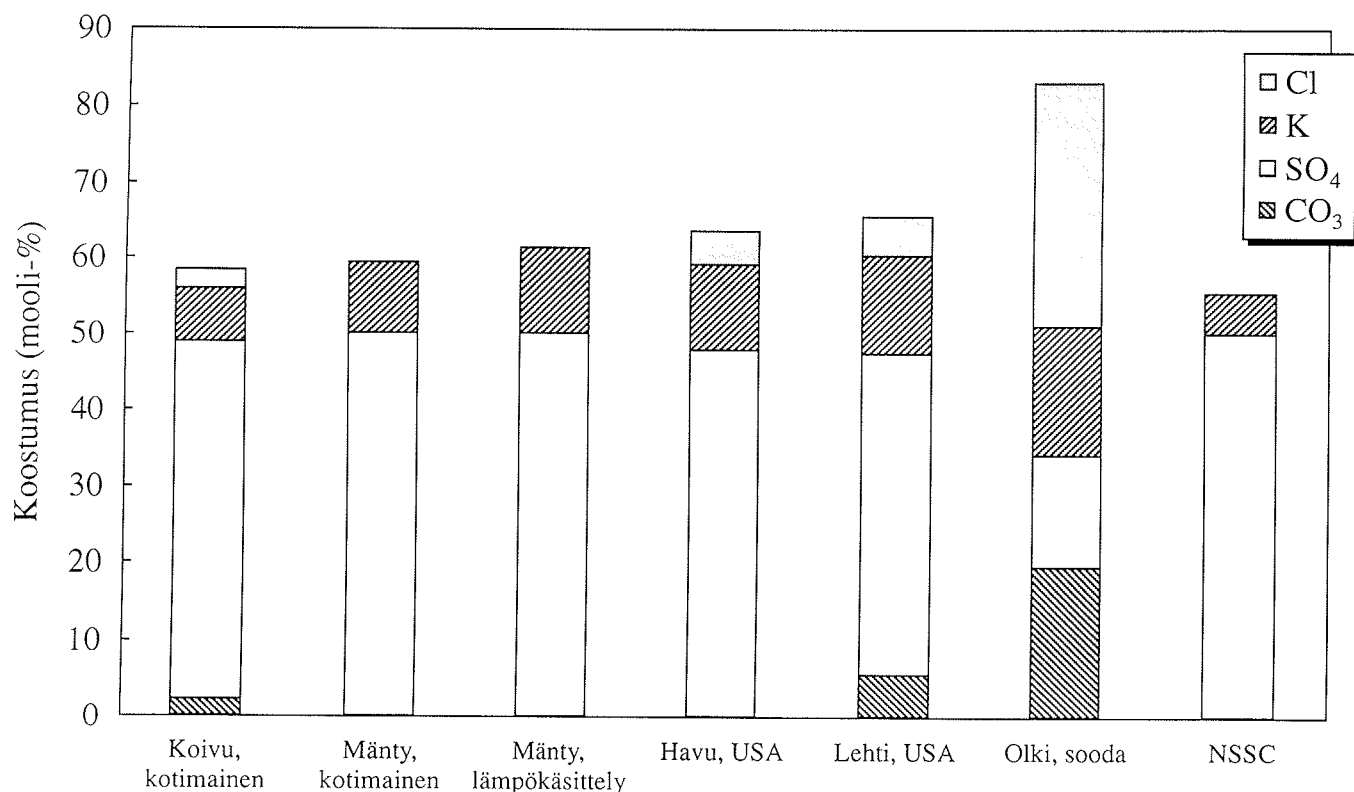


Carry-overin ja sähkösuodinpölyn sulamiskäyrät

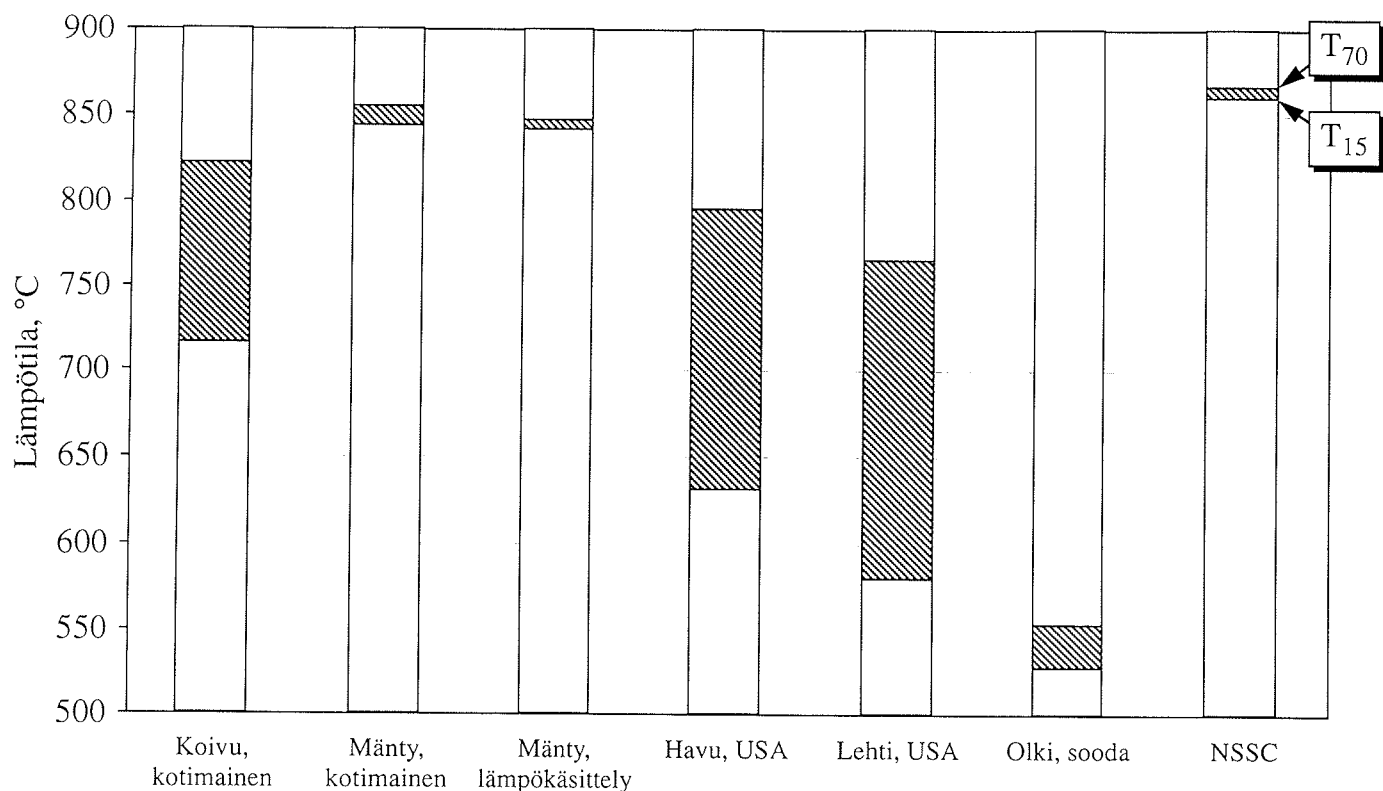


Carry-overin tarttumis- ja valumislämpötilat



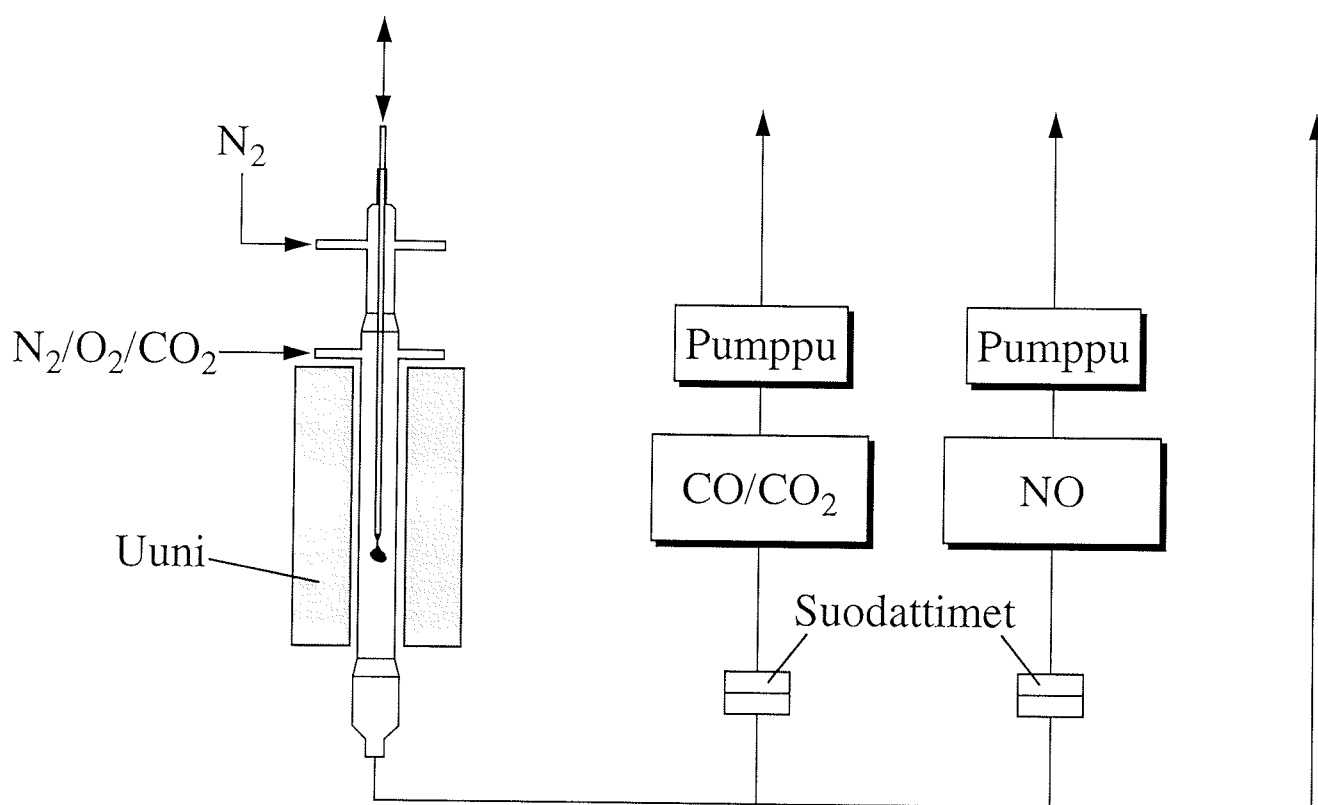
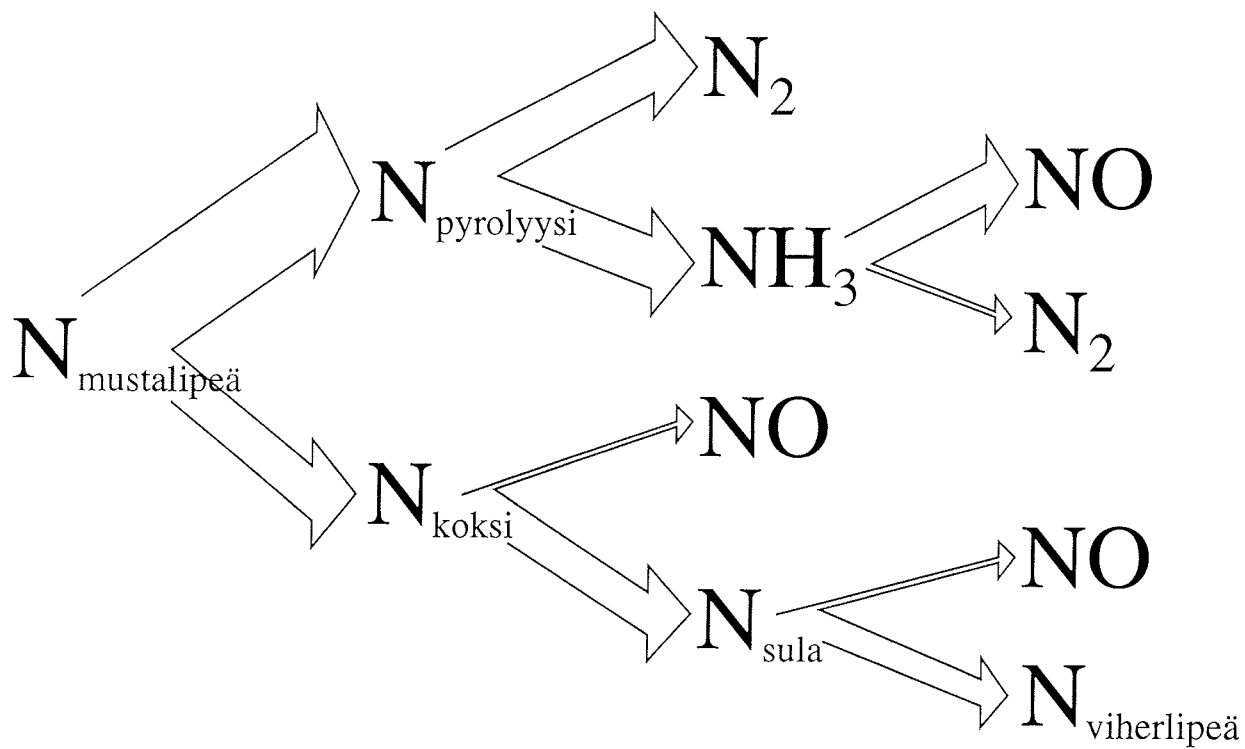


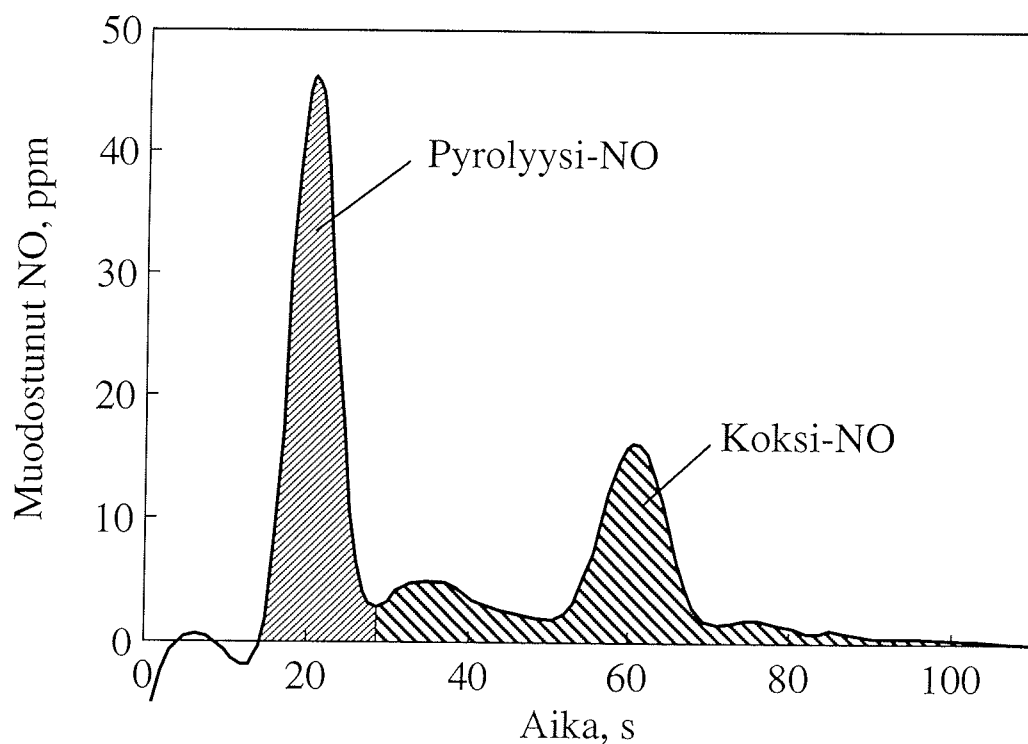
Sähkösuodinpölyn koostumus



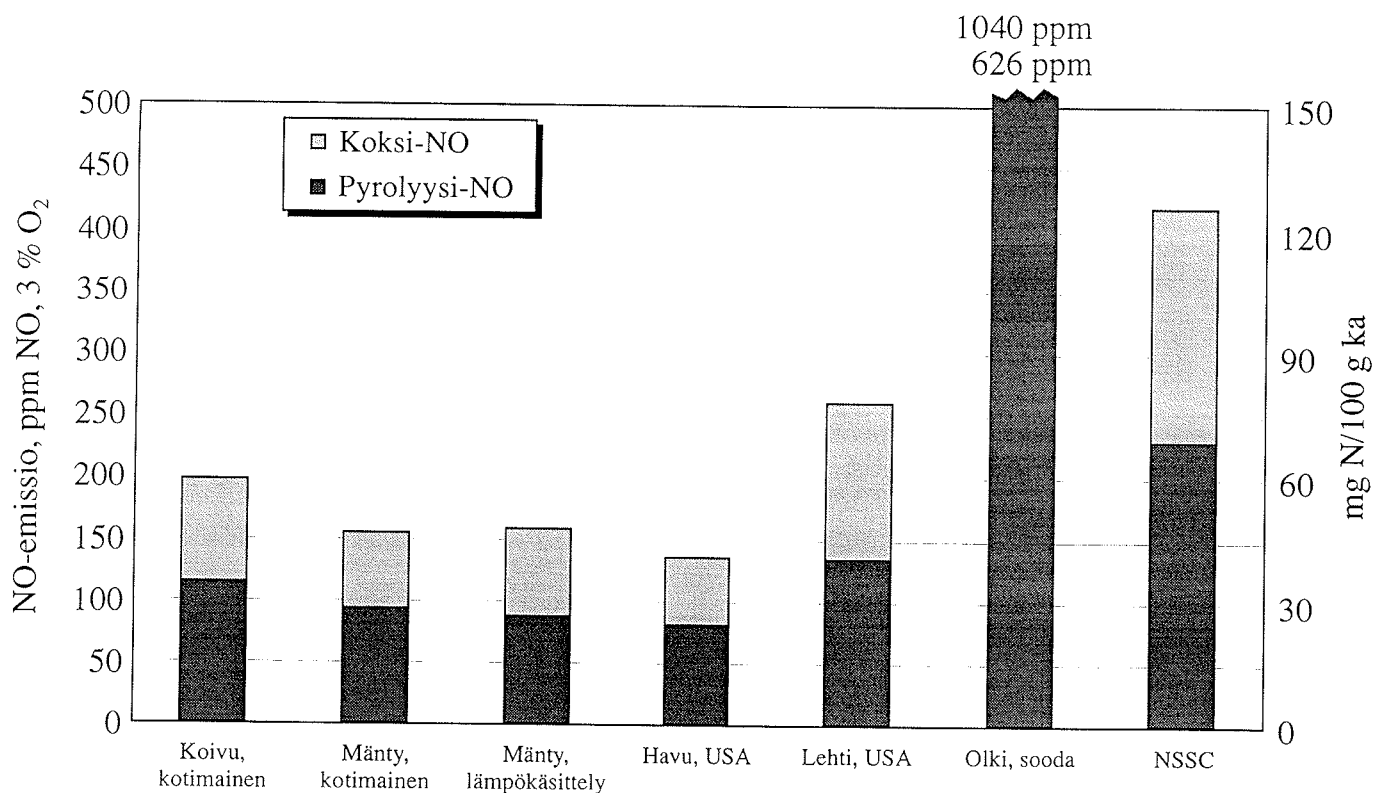
Sähkösuodinpölyn tarttumis- ja valumislämpötilat







Yksittäispisaran poltto, NO vs. aika



Laskettu soodakattilan NO-emissio



Yhteistyökumppanit

- Keskuslaboratorio Oy
- Suomen Soodakattilayhdistys ry.
- Ahlström Machinery Oy
- Kvaerner Pulping Oy



MÄNTYÖLJYN KAKSIVAIHEKEITTO HIILIDIOKSIDIA KÄYTTÄEN

Perusteet

Valkolipeän sulfiditeetti nousi pysyvästi tasolle yli 45 % ja nousun laskettiin jatkuvan edelleen.

Kemikaalikiertoon Kemissä tulee n. 70 % rikistä suovan palstoituksesta (mäntyöljykeitosta).

ClO_2 -laitoksen (Mathieson) jätehappoa ei voitu käyttää sen Na_2SO_4 -pitoisuuden takia, vaan se oli korvattava tuore- H_2SO_4 :llä ja jätehappo oli johdettava vesistöön. Tuhkasuolaa piti poistaa soodakattilasta vesistöön.

Sellun tuotantomäärä n. 550000 t/a, josta havua n. 75 %. Mäntyöljysaanto on 80 kg/ts eli yli 30000 t/a. Suopa on lipeistä, joten H_2SO_4 -kulutus on yli 300 kg/t mö.

Tutkimusvaiheet

Työ aloitettiin keväällä 1990. Laboratoriotutkimukset yhdessä Kemiran kanssa käynnistettiin keväällä 1992 ja jatkettiin pilot-kokeilla joulukuusta 1992 toukokuuhun 1993.

Täyden mittakaavan laitos käynnistyi marraskuussa 1994.

Laitos rakennettiin yhteistyössä Ympäristöministeriön, Kemira/Polargas/Air Liquidin ja M-B Kemin tehtaiden kanssa.

Prosessi

Prosessikaavio on liitteenä. Keitto tapahtuu kahdessa vaiheessa: 1-vaihe on CO_2 -keitto, 2-vaihe perinteinen ja välillä on dekantointivaihe.

1-vaihe on paineellinen 8 bar, lämpötila 50°C ja pH 8. Periaatteessa reaktorit ovat yhtyviä astioita, joissa kuitenkin on erilainen sekoitus.

Erotusastiassa pinnalle noussut keltainen mäntyöljy-suopa pumpataan 2-vaiheen keittoon rikkihapolla (jätehappo) ja mö- ja suolavesi erotetaan. Välidekantoinnin NaHCO_3 -pitoinen suolavesi palautetaan kemikaalikiertoon ja samoin jälkikeitosta Na_2SO_4 .

Käyttökokemukset

Laitos on ollut startista lähtien käytössä. Mäntyöljyn laatu on parantunut ja tasoittunut (hpl 145 - 155 ja hh yli 30 %). CO₂ -osuus on noin puolet kokonaishaponkulutuksesta.

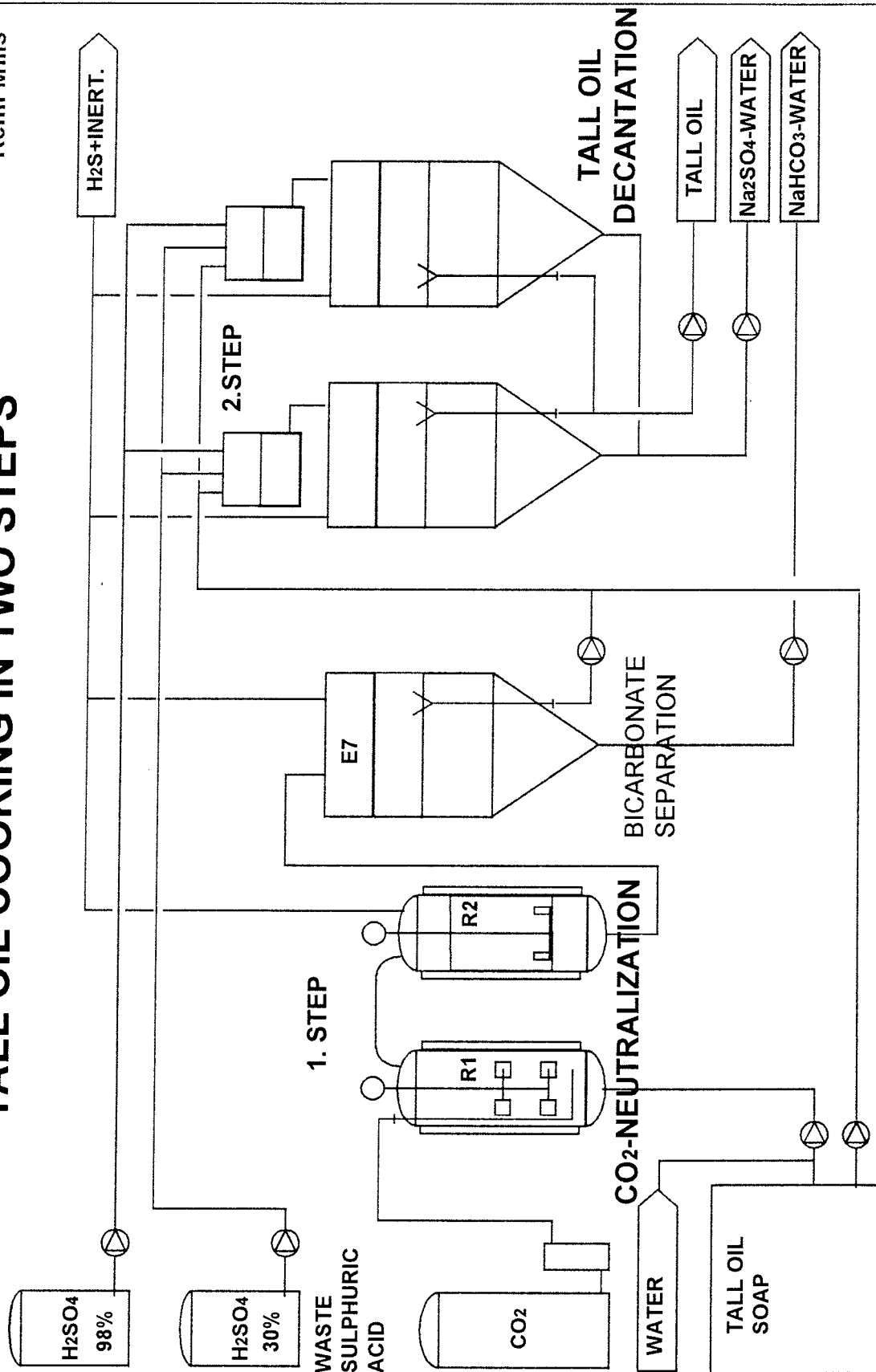
Lipeän S %-tasoa pystytään hyvin säätämään. Nykytaso on 40 - 42 % ja jätehappoa voidaan käyttää ja tuhkasuolan poisto on lopetettu.

Korvaus NaOH-määrä on pienentynyt.

Korroosio mö-keittämöllä on hidastunut.

Jäteveden neutralointitarve on vähentynyt.

TALL OIL COOKING IN TWO STEPS



KATSAUS MUSTALIFEÄN KAASUTUKSEEN

Paterson McKeough
VTT Energia

Summary in English

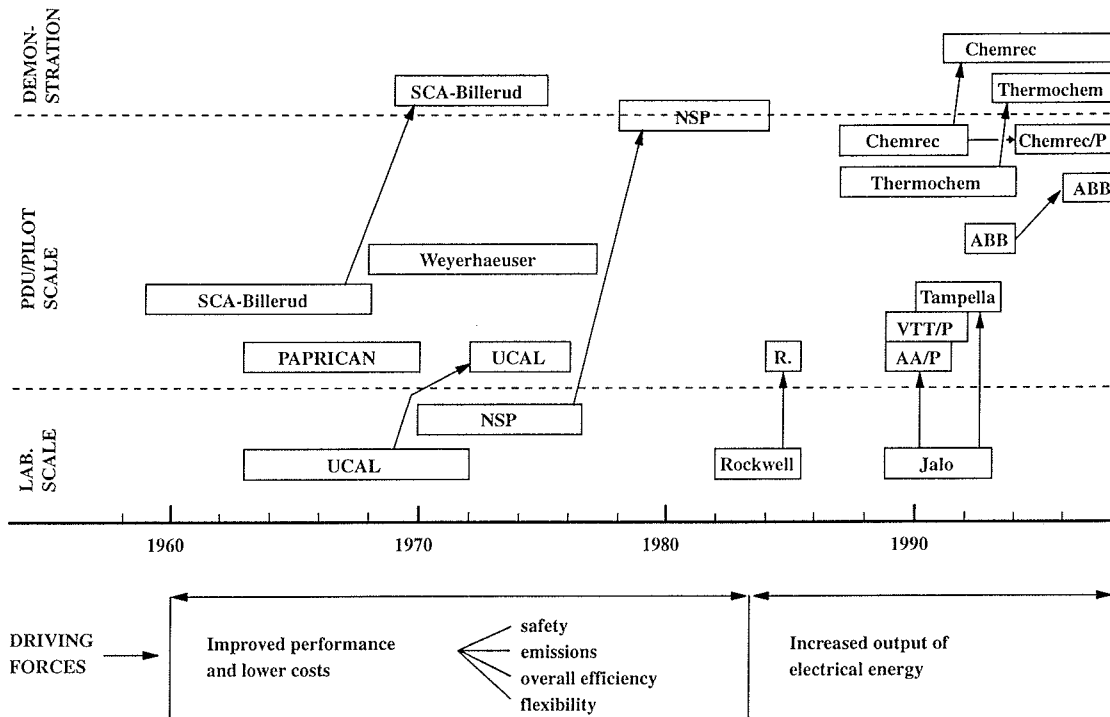
A review of the development status of black liquor gasification technology is provided. The Chemrec process, the most advanced of the processes presently under development, is evaluated in some detail. The evaluation is based on published information and on the results of several techno-economic assessments carried out by VTT Energy. It is concluded that, if the Chemrec development program is reasonably successful, the commercial Chemrec pressurized process should be a more favourable option than the conventional recovery boiler in some, but not all, mills. The competitiveness of black liquor gasification technology could be further enhanced as a result of possible future needs for separate recovery, in part, of sodium and sulphur. At this stage in the development of the Chemrec process, greatest technical and economic uncertainty appears to be associated with the gas cooling and cleaning system, particularly with regard to the recovery of pulping chemicals.

1. Mustalifeän kaasutusprosessien nykytila

Viimeisten neljäkymmenen vuoden aikana on yritetty kehittää noin 15 mustalifeän kaasutukseen tai pyrolyysiin perustuvaa vaihtoehtoa. Kuvassa 1 on esitetty ne prosessit, jotka ovat edenneet ainakin pilot-asteeseen. Lyhyet kuvaukset ko. prosesseista sekä kirjallisuusviitteet löytyvät liitteestä. Kuvasta 1 nähdään, että kehitystyö on tapahtunut kahdessa aallossa. Ensimmäisen aallon tavoitteena oli kehittää prosessi, joka toimisi paremmin (mm. turvallisemmin) kuin soodakattila. Tavoite jäi toteutumatta, koska (1) uusia vaihtoehtoja ei saatu toimimaan odotusten mukaisesti ja (2) soodakattilaprosessia parannettiin samanaikaisesti. Toisen aallon päätavoitteena on ollut kehittää prosessi, jolla voidaan lisätä mustalifeästä tuotettavan sähkön määrää. Prosessissa mustalifeä kaasutettaisiin, tavallisesti paineessa, jonka jälkeen kaasua käytettäisiin kombivoimalan (IGCC) polttoaineena. Kombivoimalassa tuotetaan sähköä sekä kaasuturbiinilla että höyryturbiinilla.

Suomessa prosessinkehitystyö oli vilkkaimmillaan vuosina 1989 - 1992 (kuva 1), jolloin mustalifeän paineistettua kaasutusta tutkittiin mm. pilotkokeilla Äänekoskella /1/. Kuvan 1 mukaan kolmea prosessia kehitetään edelleen isossa mittakaavassa: Chemrec-prosessi /2/, Thermochem-prosessi /3/ ja ABB-prosessi /4/. Thermochem'in demo-ohjelma on kuitenkin sujunut huonosti /3/ ja näyttää epätoennäköiseltä, että kehitystoiminta jatkuisi demo-ohjelman päätyttyä. Sen sijaan Kvaerner-konsernin omistaman Chemrec-prosessin tekninen kehitys on tähän asti onnistunut melko hyvin. Ilmanpaineinen, soodakattilan rinnalla toimiva Chemrec-kaasutin on jo kaupallinen tuote. Ensimmäinen laitos (75 t/d mustalifeän kuiva-ainetta) on ollut käytössä vuodesta 1992 asti Frövifors'in tehtaalla Ruotsissa. Toinen laitos (350 t/d kuiva-ainetta) on parasta aikaa käynnistymässä sellutehtaalla USA:ssa. Chemrec'in paineistettua prosessia on tutkittu pilot-mittakaavassa (6 t/d kuiva-ainetta) vuodesta 1994. Paineistettu demo-laitos (300 t/d kuiva-ainetta) on suunniteltu Frövifors'in tehtaaseen. Ruotsin valtio on ilmeisesti jo varannut rahaa kyseisen demo-laitoksen investoinnin tukemiseen. ABB-prosessin

kehitys on lähtenyt uudestaan liikkeelle muutaman hiljaisen vuoden jälkeen. USA:han on rakennettu pilotlaitos (30 t/d kuiva-ainetta). ABB-prosessista on saatavilla tietoa vain hyvin rajoitetusti. /4/.



Kuva 1. Mustalipeän kaasutus- ja pyrolyysiprosessien historia. Prosessien kuvaukset ovat liitteessä.

2. Tutkimustoiminta Suomessa viime vuosina

Mustalipeän kaasutukseen liittyvää tutkimusta on tehty Suomessa myös pilot-koetoiminnan päätyttyä. Tutkimustyön painopisteet ovat olleet toisaalta pienmittakaavan kokeissa ja toisaalta teoreettisissa tarkasteluissa. VTT Energiassa on tutkittu kokeellisesti kaasun paineellista pesua (H_2S :n talteenottoa) ja on arvioitu eri kaasutusvaihtoehtojen teknistaloudellista potentiaalia /5/. Åbo Akademiassa on tutkittu mustalipeän kaasutuksen perusteita laboratoriossa /6/.

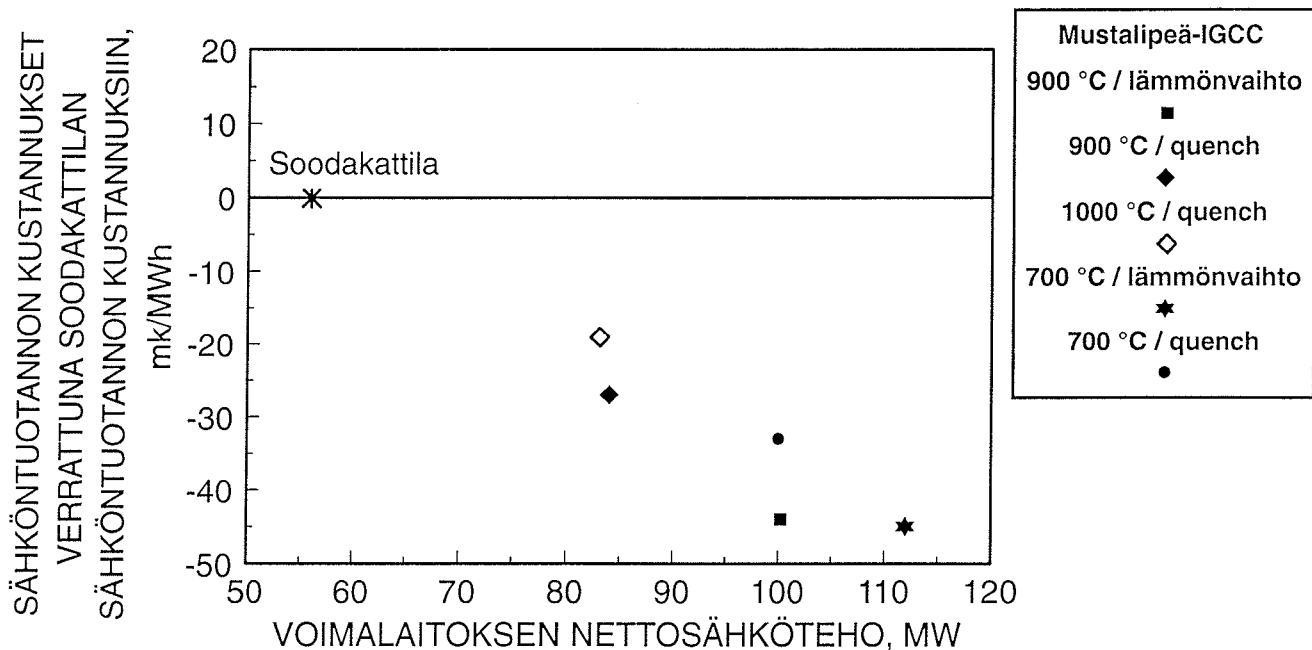
3. VTT Energian tekemät teknistaloudelliset arvioinnit

VTT Energian prosessinarviointityö on koostunut seuraavista osa-tutkimuksista:

- mustalipeän IGCC-prosessin simulointi (yhteistyössä TKK:n kanssa) /7/
- mustalipeän kaasutusta soveltavien tehdasintegraattien energiataseet (yhteistyössä TKK:n kanssa) /8/
- mustalipeän IGCC-prosessien teknistaloudelliset arviot /5/.

Mustalipeän kaasutusta on myös arvioitu luottamuksellisten toimeksiantojen puitteissa.

VTT Energian prosessinarviointien eräitä tuloksia on esitetty kuvissa 2 - 5. Eri mustalipeän kaasutusprosessille arvioidut sähkötehot sekä sähköntuotannon vertailukustannukset ovat esillä kuvassa 2. Tarkasteltu tehdas oli integroimaton mäntysulfaattitehdas /5/. Soodakattila-tapauksessa merkittävä osuus sähköstä tuotetaan lauhdutusturbiinilla. IGCC-tapauksissa voimatuotannon rakennusaste on suurempi ja lauhdesähkön osuus vastaavasti pienempi. Laskennassa käytetyt perusteet on esitetty ykstyiskohtaisemmin muualla /5/.



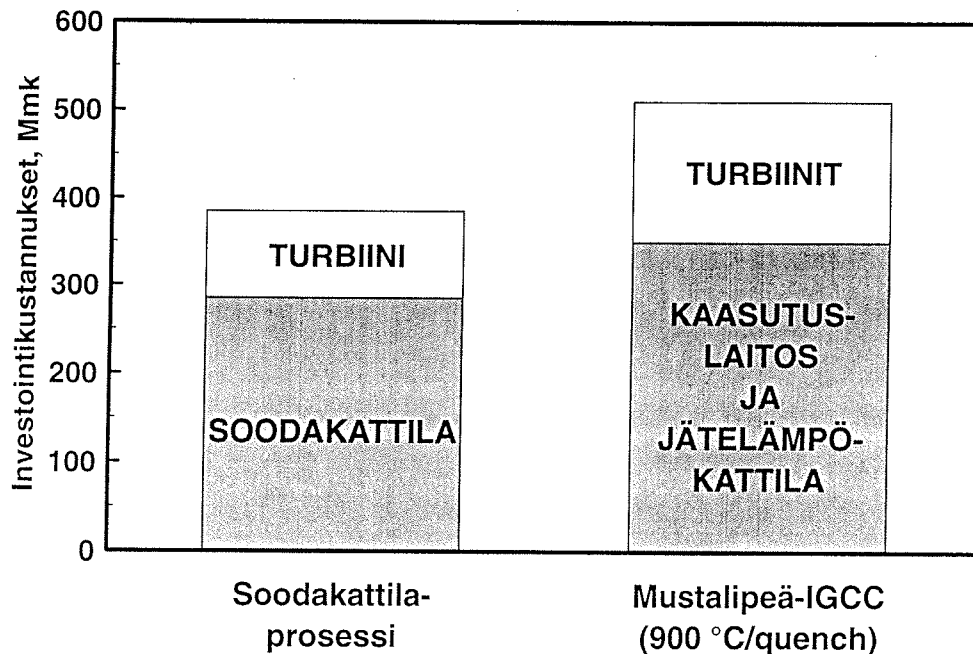
Kuva 2. Eri prosesseille arvioidut sähkötehot ja sähköntuotannon kustannukset (integroimaton mäntysulfaattitehdas; 400 000 sellutonna/a).

Kuvassa 2 esitetyt kaasutusvaihtoehdot poikkeavat toisistaan kaasutuslämpötilan (700 - 1000°C) sekä kaasun jäähdytystavan (lämmönvaihto tai sammutus ("quench")) osalta. Chemrec-prosessin kaasutuslämpötila on alueella 900 - 1000°C ja kaasu jäähdytetään quench'illa. Kuvassa esitetty 1000°C/quench-tapaus on arvioitu myöhemmin kuin muut tapaukset. Sen arviointi perustuu aiempaa luotettavampiin tietoihin mm. Chemrec-prosessista. Se poikkeaa Chemrec-prosessista lähinnä kaasun pesun (H₂S:n talteenoton) osalta. VTT Energian konsepteissa kaasua pestään viherlipeällä. Pesuprosessin suunnittelutiedot on saatu VTT Energian tekemistä kokeista /5/. Chemrec-prosessissa pesujärjestelmä on monimutkaisempi sisältäen mm. pesunesteen regenerointivaiheen /2/.

Kuvasta 2 nähdään, että kaikkien kaasutusvaihtoehtojen on arvioitu tuottavan sähköä halvemmin kuin soodakattila siitäkin huolimatta, että kaasutusprosessien vuosikustannukset ovat suuremmat. Kaasutuksen edullisuus perustuu siihen, että siirryttäessä soodakattilasta kaasutukseen sähköntuotannon suhteellinen kasvu on suurempi kuin kustannusten suhteellinen nousu - kustannukset MWh:ä kohti pienenevät. Mustalipeän IGCC-prosessin vuosikustannukset ovat suuremmat kuin soodakattilaprosessin pääosin kahdesta syystä: (1) suurempi investointi ja (2) suurempi kaustisointitarve.

Kuvassa 3 on esitetty erään IGCC-tapauksen arvioidut investointikustannukset sekä soodakattilan vastaavat kustannukset /5/. Kaasutusvoimalan on arvioitu maksavan noin 30 % enemmän kuin perinteisen prosessin. Kaasutusprosessi on monivaiheinen. Esimerkiksi arvioidun 1000°C/quench-

tapauksen kaasun jäähdytys- ja pesulinja sisältää 7 paineastiaa, 8 lämmönvaihdinga ja 13 pumppua. Kaasutusprosessin suurempi kaustisointitarve johtuu siitä, että H_2S :n pitoisuus mustalipeästä tuotetussa kaasussa on merkittävä. Kun kyseistä H_2S :a tavalla tai toisella kierrätetään takaisin keittovaiheeseen, kaustisointitarve lisääntyy perinteisen prosessin kaustisointitarpeeseen nähden. Yksi H_2S -mooli aiheuttaa yhden CaO -moolin lisätarpeen /9/. Vastaavasti CO_2 aiheuttaa lisäyksen kaustisointitarpeessa, jos se absorboituu kierrossa olevaan lipeään kaasun pesun yhteydessä.

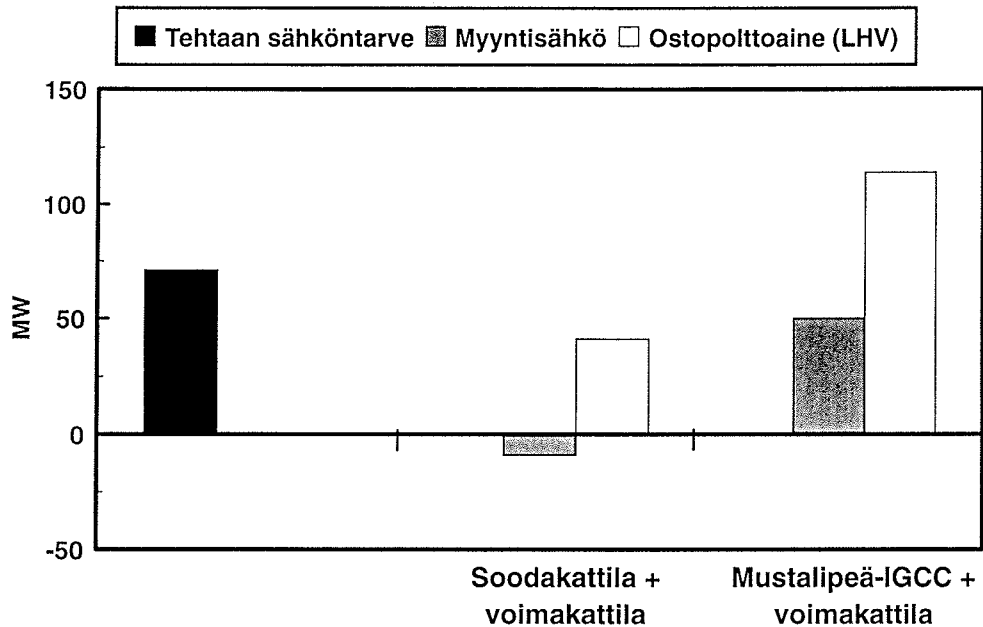


Kuva 3. Mustalipeän IGCC-prosessin (900°C/quench) arvioitu investointi verrattuna soodakattila-prosessin investointiin (400 000 sellutonna/a)

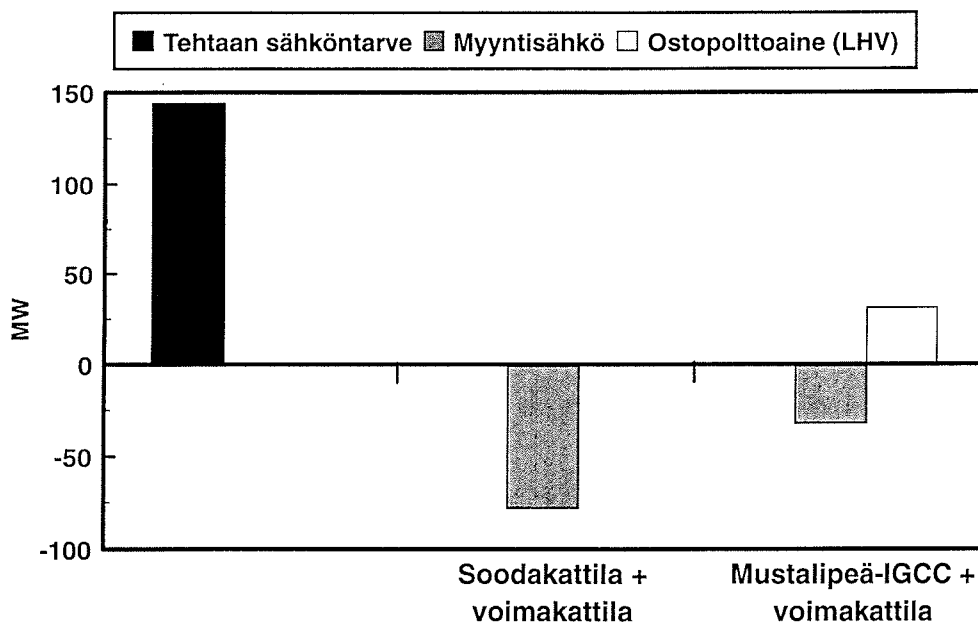
Kuvan 2 tulosten perusteella Chemrec'in tyyppisellä prosessilla näyttäisi olevan edellytyksiä kilpailla taloudellisesti soodakattilaprosessin kanssa. Kyseisellä tehtaalla (integroimaton mäntysulfaattitehdas) 1000°C/quench-prosessiin perustuvan voimalaitoksen arvioitu sähköntuotanto on 1850 kWh/sellutonna, josta lauhdesähkön osuus on 200 kWh/sellutonna. Kaasutusprosessi olisi vielä kilpailukykyisempi ja tuottaisi enemmän sähköä, jos kaasutuslämpötilaa voitaisiin alentaa tai quench-jäähdytystä voitaisiin välttää (kuva 2). Toistaiseksi ponnistelut näihin suuntiin eivät ole kuitenkaan tuottaneet kunnollista tulosta (kuva 1). Huomattakoon, että kuvan 2 esittämä trendi ei merkittävästi muutu, kun laskentakorko tai meesauunin polttoaineen hinta muuttuu /5/.

Chemrec-yhtiön omat arviot Chemrec-IGCC-prosessin termisestä hyötysuhteesta /2/ ovat olleet suurempia kuin VTT Energian arviot. Chemrec-yhtiön mukaan kokonaishyötysuhde (sähköksi ja lämmöksi) on noin 10 % suurempi kuin soodakattilaprosessin hyötysuhde. Tämä tarkoittaisi sitä, että Chemrec-prosessilla saataisiin enemmän sähköä mutta saman verran lämpöä kuin soodakattilalla. VTT Energian arviot eivät tue tätä väitettä. Esimerkiksi edellä mainitun 1000°C/quench-prosessin kokonaishyötysuhteen on arvioitu olevan noin 3 % suurempi kuin vastaavan soodakattilan hyötysuhde. Tässä vertailussa kumpaakin prosessia muutettiin niin, että lauhdutusturbiinia ei sovellettu. Sekundäärilämmön käyttöä tehtaalla ei myöskään otettu huomioon. Mainittakoon, että 1000°C/quench-konsepti on pitkälti optimoitu energiataloudelliselta kannalta. Kun kustannukset optimoidaan, prosessin terminen hyötysuhde kärsinee jonkin verran. VTT Energian arvioiden perusteella voidaan päätellä, että integraateissa Chemrec-prosessi johtaisi yleensä suurempaan ostopolttoaineen tarpeeseen.

seen kuin soodakattilaprosessi. Toisin sanoen integraateissa Chemrec-prosessin kilpailukyky riippuisi myös ostopolttoaineen hinnasta sekä voimakattilan lämpötehon nostoon tarvittavista investointikustannuksista. Sama pätee muihinkin mustalipeän kaasutusprosesseihin. Esimerkiksi kuvissa 4 ja 5 on esitetty kahden paperitehtaan arvioidut energiataseet sovellettaessa toisaalta soodakattilaprosessia ja toisaalta mustalipeän IGCC-prosessia (900°C/lämmönvaihto-tapaus) /8/. Molemmissa tapauksissa ostopolttoaineen tarpeen on arvioitu nousevan, kun siirrytään soodakattilasta mustalipeän kaasutukseen.



Kuva 4. Mustalipeän IGCC-prosessin (900°C/lämmönvaihto) soveltamisen vaikutukset hienopaperitehtaan energiataseisiin (tuotanto: 500 000 t/a paperia).



Kuva 5. Mustalipeän IGCC-prosessin (900°C/lämmönvaihto) soveltamisen vaikutukset LWC-paperitehtaan energiataseisiin (tuotanto: 500 000 t/a paperia; 280 000 t/a markkinasellua).

4. Chemrec-prosessin toimivuudesta

Chemrec-yhtiön julkaisemien tietojen mukaan itse kaasutin toimii hyvin /2/. Hiilen konversio on ollut yli 99 % ja rikin pelkistymisaste noin 98 %. Jälkimmäinen arvo on oletettavasti saavutettu käyttämällä mustalipeää, johon ei ole lisätty Na_2SO_4 :a. Näin ollen on vielä epävarmaa, missä määrin voidaan käyttää Na_2SO_4 :a lisäyskemikaalina Chemrec-prosessissa. Huomattakoon, että Na_2SO_4 :a sisältävää lentotuhkaa ei muodostu Chemrec-prosessissa. Chemrec-reaktorin materiaalit ovat ilmeisesti kestäneet prosessin ankaria olosuhteita riittävän hyvin. Reaktorin käytettävyyksilukuja on kuitenkin vielä julkaisematta.

Natrium-yhdisteiden poiston kannalta Chemrec-prosessin kaasun pesujärjestelmä on toiminut hyvin /2/. Lopullinen kaasu voidaan polttaa kaasuturbiinissa. Sen sijaan on epävarmaa, kuinka hyvin kaasun pesujärjestelmä tällä hetkellä täyttää Chemrec'in asettamat, kemikaalien talteenottoon liittyvät tavoitteet. Chemrec-prosessilla pyritään valmistamaan (1) viherlipeää, johon on absorboitu vain rajoitetusti CO_2 :a, (2) lähes rikkivapaata soodalipeää ja (3) kaasua, jonka pääkomponentti on H_2S . VTT Energiassa ei ole vielä arvioitu Chemrec-prosessin kaasun pesujärjestelmää, joten ei tiedetä, missä määrin ja millä kustannuksilla Chemrec'in tavoitteet tulevat toteutumaan.

Mahdollisuus erottaa osittain natrium rikistä kemikaaleja talteenotettaessa on arvokas asia, jonka tärkeys vain kasvaa tulevaisuudessa /10/. Kaikissa mustalipeän kaasutusvaihtoehtoissa on helpompaa erottaa osittain natrium rikistä kuin soodakattilaprosessissa. Toisin sanoen kaasutukseen perustuva talteenotto-prosessi on joustavampi kuin perinteinen prosessi. Toisaalta lisäämällä uudet osaprosessit perinteiseen talteenottojärjestelmään voidaan päästä samaan lopputulokseen /10/. Loppujen lopuksi on kysymys kustannuksista. Jos vaatimuksena olisi, että natrium erotetaan rikistä merkittävässä määrin, mustalipeän kaasutusprosessin kilpailukyky paranisi soodakattilaprosessiin nähden. Kuinka suuri olisi parannus, on tällä hetkellä arvioimatta.

5. Loppusanat

Vaikuttaa siltä, että Chemrec-IGCC-prosessi ei tarjoa sellaisia energiataloudellisia etuja, että se voisi syrjäyttää soodakattilaprosessin. Sen sijaan kehitystyön onnistuessa Chemrec-IGCC-prosessista voisi tulla vaihtoehtoinen tuote soodakattilan rinnalle. Joillekin tehtaille IGCC-prosessi olisi parempi vaihtoehto ja joillekin ei. Chemrec-IGCC-prosessilla näyttäisi olevan edellytyksiä kaupallistua. Jos suunniteltu demo-hanke toteutuu, kaupallistuminen saattaa tapahtua viiden vuoden sisällä.

Laitevalmistajat joutuvat arvioimaan mahdollisen mustalipeän IGCC-tuotteen markkinoiden laajuuden ja sen kautta sallitut kehityskustannukset. Suomalaiset soodakattilan valmistajat eivät tällä hetkellä kehitä mustalipeän kaasutustekniikkaa. Kehityskustannusten suuruus lienee yksi kynnyskysymys.

Chemrec-prosessin kemikaalien talteenotto on sekä teknisesti että taloudellisesti prosessin epävarmin osa-alue. Tulevaisuudessa mustalipeän kaasutukseen perustuvan talteenoton joustavuus voisi lisätä jossain määrin mustalipeän kaasutuksen kilpailukykyä soodakattilaan nähden.

Viitteet

1. Saviharju, K., Black liquor gasification: results from laboratory research and rig tests. *Bioresource Technology*, 46(1993)1&2, p. 145-151.
2. Stigsson, L.L. and Hesseborn, B., Gasification of black liquor. *Proc. 1995 Intl. Chemical Recovery Conf., TAPPI/CPPA*, Tappi Press, p. B277-B295.
3. Aghamohammadi, B., et al, Large scale pilot testing of the MTCI/Thermochem black liquor steam reformer, *Proc. 1995 Intl. Chemical Recovery Conf., TAPPI/CPPA*, Tappi Press, p. B297-B301.
4. Dahlquist, E. and Jacobs, R., Development of a dry black liquor gasification process. *Pulp & Paper Canada*, 95(1994)2, p. T73-T74.
5. McKeough, P.J., Arpiainen, V., Mäkinen, T. and Solantausta, Y., Black liquor gasification: downstream processes, plant performances and costs. *Proc. 1995 Intl. Chemical Recovery Conf., TAPPI/CPPA*, Tappi Press, p. B303-B310.
6. Whitty, K., et al, Pressurized pyrolysis and gasification of black liquor and biofuels. *LIEKKI 2 Vuosikirja 1996, Åbo Akademi Report L96-1*, p. 803-806.
7. McKeough, P. and Fogelholm, C.-J., Development of an integrated gasification-combined-cycle process (IGCC) for black liquor. *Proc. 1991 Intl. Symp. on Energy and Environment, ASHRAE*, p. 197-205.
8. Komulainen, A., McKeough, P. Fogelholm, C.-J. and Gullichsen, J., Uusien voimalaitostekniikoiden soveltaminen metsäteollisuusintegraateissa. *VTT Tiedotteita 1542, Valtion teknillinen tutkimuskeskus*, 1994.
9. McKeough, P., Recovery of hydrogen sulfide formed during black liquor gasification. *VTT Publications 174, Technical Research Centre of Finland*, 1994.
10. Palenius, I., Sellutehtaan avainkysymykset esillä Ahlströmin seminaarissa, *Paperi ja Puu*, 77(1995)1-2, p. 28-30.

LIITE

KUVASSA 1 ESITETTYJEN PROSESSIEN LYHYT KUVAUKSET

Kiinteäfaasiprosessit (kaasutuslämpötila suolojen sulamispisteen alapuolella, esim. 700°C):

SCA-Billerud: pyrolyysi-kaasutus; entrained-bed-reaktori; kaasua poltetaan kattilassa /A/

UCAL: kaksivaiheinen pyrolyysi; toinen vaihe sulamispisteen yläpuolella; kaasua käytetään pyrolyysireaktorin epäsuoraan lämmittämiseen /B/

Weyerhaeuser: kaksivaiheinen pyrolyysi-kaasutus; kaasua poltetaan kattilassa /C/

Thermochem (MTCI): kaasutus höyryllä; leijukerosreaktori; epäsuora pulssi-lämmitys /D/

VTTP: kaasutus ilmalla; leijukerosreaktori; paineellinen /E/

ABB: kaasutus ilmalla; leijukerosreaktori /F/

Sulafaasiprosessit (kaasutuslämpötila suolojen sulamispisteen yläpuolella, esim. 900°C):

PAPRICAN: pyrolyysi-kaasutus; entrained-bed-reaktori; lähinnä synteesikaasun tuottaminen /G/

NSP: pyrolyysi-poltto; soodakattilan yhteydessä oleva syklonireaktori /H/

Rockwell: kaasutus ilmalla; sulapetireaktori /I/

Chemrec: kaasutus ilmalla; entrained-bed-reaktori; quench-jäähdytys /J/

Chemrec/P: Chemrec-prosessin paineellinen versio /J/

AA/P(Ahlström): kaasutus ilmalla; paineellinen

Tampella: kaasutus ilmalla; uusi tapa puhdistaa ja jäähdyttää kaasua /K/.

Viitteet

- A. Horntvedt, E. and Edmark, S., Pulp and Paper, (1977)11, p. 54-56.
- B. Brink, D.L., AIChE Symp. Ser. No. 137, 70, 1974, p. 174-184.
- C. DeHaas, G.G., et al, Proc. Gunnar Sundblad Sem., 1976, STFI D7, p. 104-131.
- D. Aghamohammadi, B., et al, 1995 Intl. Chem. Rec. Conf., Tappi Press, p. B297-B301.
- E. Saviharju, K., Bioresource Technology, 46(1993)1&2, p. 145-151.
- F. Dahlquist, E. and Jacobs, R., Pulp and Paper Canada, 95(1994)2, p. T73-T74.
- G. Prahacs, S., et al, Pulp and Paper Canada, 72(1971)6, p. T199-T213.
- H. Holme, G., Proc. Gunnar Sundblad Sem., 1976, STFI D7, p. 139-145.
- I. Kohl, A.L., Can. J. Chem. Eng., 64(1986)4, p. 299- 304.
- J. Stigsson L. & Hesseborn, B., 1995 Intl. Chem. Rec. Conf., Tappi Press. p. B277-B295.
- K. Salmenoja, K., Bioresource Technology, 46(1993)1&2, p. 167- 171.

Mustalipeän pisaroituminen

Ari Kankkunen
Energiatekniikan ja ympäristönsuojelun laboratorio
Teknillinen korkeakoulu

Lyhennelmä

Tässä esityksessä kerrotaan Teknillisen korkeakoulun Energiatekniikan laboratoriossa suoritetusta mustalipeän pisaroitumistutkimuksesta. Tutkittavina suutintyyppinä ovat olleet erilaiset lusikkasuuttimet. Pisarakokoja, massavirran jakautumisia suihkun eri suuntakulmissa ja suihkun nopeuksia on mitattu pienoismallisuuttimille ja tehdaskoon suuttimille koeruiskutuskammioissa. Ruiskutettavana nesteenä on käytetty sekä aitoja mustalipeitä että korvikenesteitä. Pääsääntöisesti massavirran tai ruiskutuslämpötilan kohottaminen pienentää pisarakokoa. Lämpötilan kohottaminen kiihdyttää suihkun nopeutta oleellisesti. Pisaroitumismekanismin uskotaan vaikuttavan syntyvien pisaroiden muotoon ja kokoon.

Drop Formation of Black Liquor Sprays

Ari Kankkunen
Laboratory of Energy Engineering and Environmental Protection
Helsinki University of Technology

Abstract

Drop formation of black liquor sprays have been studied for a few years in the Laboratory of Energy Engineering and Environmental Protection. Drop size, mass flow distribution to spray angles and spray velocity have been measured using various of splashplate nozzle types. The tests have been carried out in spray test chambers using small-scale and mill-scale nozzles. Black liquor from mills and substitute fluids have been used as test liquid. It was discovered that the increase of mass flow or fluid temperature decreased drop size. The increase of black liquor temperature increased velocity of the spray. The drop formation mechanism is supposed to affect the size and the shape of the drops.

1 Johdanto

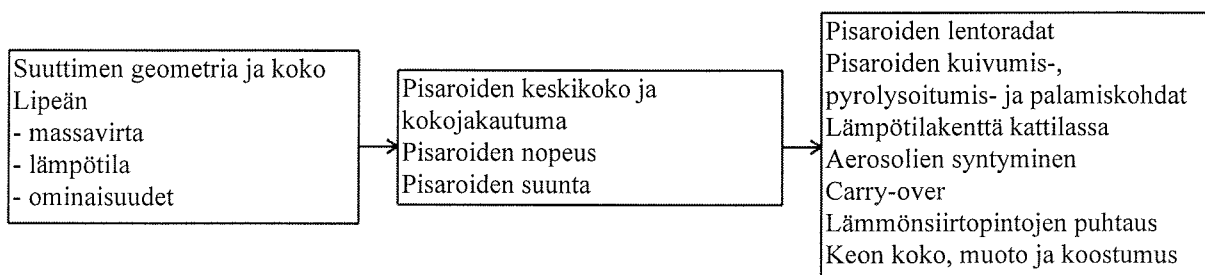
Soodakattilassa kerätään sellun valmistusprosessin sivutuotteena syntyvän mustalipeän energia- ja kemikaalisisältö talteen. Poltettavan mustalipeän massavirran ja koostumuksen määrittelee pääosin käytettävä sellunvalmistusprosessi. Mustalipeän syöttäminen tulipesään tapahtuu useimmiten lusikkasuuttimella. Ruiskuttamisessa syntyvä pisarakoko, kokojakautuma ja pisaroiden suunta ja nopeus ovat kattilan toimintaan vaikuttavia muuttujia. Pisaroiden palamisen nopeus ja sijainti, carry-overin määrä, lämmönsiirtopintojen likaantuminen, keon palaminen ja kattilan lämpötilajakautuma riippuvat oleellisesti ruiskutuksen laadusta.

Mustalipeäsuuttimien ominaisuuksista on julkaistu vain muutamia kotimaisia ja ulkomaisia tutkimuksia. Syynä tutkimusten pieneen määrään on ollut pisaroitumistapahtuman tutkimisen vaikeus ja kalleus. Tutkimukseen soveltuvia menetelmiä ja laitteistoja ei ole ollut käytettävissä. Suoritetuista tutkimuksista useimmat on suoritettu pienillä tai pienoismallisuuttimilla tulipesäolosuhteita vastaamattomissa olosuhteissa.

Tässä esityksessä kerrotaan Teknillisen korkeakoulun Energiatekniikan ja ympäristönsuojelun laboratoriossa suoritetusta mustalipeän pisaroitumiseen liittyvästä tutkimuksesta. Osa kokeellisesta osuudesta on toteutettu käyttäen pienoismalleja, osa tehdasmittakaavan suuttimilla koeruiskutuskammiossa ja joitakin kuvauksia on tehty soodakattilan suutinaukoista tulipesän sisälle.

2 Mustalipeän ruiskutuksen vaikutus tulipesän toimintaan

Mustalipeän ruiskutuksen vaikutusta tulipesään voidaan yksinkertaistaa kuvan 1 avulla. Suuttimen koko ja geometria määräävät yhdessä ruiskutusparametrien kanssa syntyvien pisaroiden keskikoon ja kokojakautuman leveyden. Suuttimen geometria, massavirta ja lipeän lämpötila määräävät pisaroiden nopeuden ja suunnan. Pisaroiden koko, suunta ja nopeus määräävät pisaroiden lentoradat ja palamisominaisuudet, jotka sitten vaikuttavat mm. lämmönsiirtopintojen likaantumiseen ja keon toimintaan.



Kuva 1 Mustalipeän ruiskutuksen vaikutus tulipesän toimintaan

Takaisinkytkentää tulipesän ja pisaroitumisen välillä on ainakin siten, että tulipesästä säteilevä lämpö vaikuttaa mustalipeäkalvon hajoamis- ja pisanmuodostusmekanismeihin. Tällöin siis tulipesän lämpötila saattaa vaikuttaa pisarakokoon ja mustalipeän palamiskäyttäytymiseen.

3 Tutkimuksen tavoitteet

Aluksi haluttiin selvittää mustalipeän ruiskutuksessa eri ruiskutusparametreilla syntyvä pisarakoko ja kokojakautuma. Myöhemmin todettiin tarpeelliseksi selvittää myös pisaroiden nopeus ja massavirran jakautuminen suihkun eri suunnissa. Tutkimuksen edistyessä on havaittu erilaisia mustalipeäkalvon hajoamismekanismeja, joiden tunnistaminen ja hyödyntäminen saattaa olla tärkeää pisarakoon ja muodon hallitsemiselle. Erityistä huomiota on kiinnitetty ruiskutuslämpötilan vaikutuksen tutkimiseen, koska nykyisten korkeiden kuiva-aineiden vuoksi ruiskuttaminen tapahtuu useinkin mustalipeän kiehumispisteen yläpuolella. Pääosa tutkimuksesta on tehty erilaisten lusikkasuuttimien avulla. Muutamia koesarjoja on tehty rakosuuttimilla, joista Eero Ristola (1993) on julkaissut erillisen raportin.

4 Soveltamismahdollisuudet

Tietämystä mustalipeäsuihkun ominaisuuksista voidaan hyödyntää esimerkiksi pyrittäessä hallitsemaan palamistapahtumaa entistä paremmin soodakattilassa. Samoin voidaan yrittää ehkäistä termisen NO_x :in syntymistä pitämällä pisarakoko riittävän suurena. Samalla pienenee aerosolien muodostuminen ja carry-overin määrä ja kattila pysyy puhtaana. Palamistapahtuman hallinnalla voidaan reduktioastetta ehkä kohottaa hiukan nykyisestä.

Tutkimuksen nykyvaiheessa voidaan tuloksia soveltaa vain mitatun tyyppisille suuttimille. Tällöinkin mittaustulosten soveltaminen onnistuu parhaiten, kun tietokoneen avulla lasketaan pisaroiden lentoradat ja palamiskäyttäytyminen. Yksittäisen suuttimen pisarakoon osalta tulokset eivät enää ole tarkkoja, jos lipeän laatu tai ruiskutusparametrit muuttuvat merkittävästi koeolosuhteista. Trendit pisarakoon, nopeuden ja suihkun suuntautumisen osalta ovat luultavasti samantyyppisiä eri lipeille ja suutintyypeillekin.

Mittaustulosten pohjalta voidaan kehittää nykyistä parempia suuttimia tai nykyisten suuttimien ruiskutustapaa halutun tuloksen saamiseksi. Parempien suuttimien tai ruiskutustapojen ominaisuuksia voisivat olla nykyistä kapeampi pisarakokojakautuma, tarkemmin hallittavissa oleva pisarakoko ja tunteettomuus mustalipeän lämpötilan tai massavirran muutoksille. Kavennetun pisarakoon avulla voitaisiin ehkä pienentää carry-overin määrää ja kuitenkin säilyttää keon koko ja lämpötila haluttuina samanaikaisesti, kun kattilan kapasiteetti kasvaisi. Määräämällä pisarakoko ja lähtönopeus erilaisiksi suihkun eri suuntakulmissa ja tulipesän eri kohtiin sijoitetuille suuttimille, voitaisiin tuottaa esimerkiksi pieni pisarakoko kattilan seinämän lähellä alaspäin virtaavaan kaasuun suuntautuville pisaroille ja kattilan keskilinjan nopeaan ylösvirtauskenttään suuntautuville pisaroille valittaisiin suurempi pisarakoko ja nopeus. Tällainen mustalipeäsuuttimen ominaisuuksien hallitseminen vaatisi suuren määrän kokeellista työtä mieluiten kyseisellä lipeällä. Lisäksi kattilan virtaus- ja lämpötilakenttä pitäisi tuntea. Luultavasti tarvittaisiin myös yksittäispisaran palamiskokeita kattilaolosuhteita vastaavissa laboratorio-olosuhteissa. Lopuksi tietokoneella voitaisiin laskea optimaalinen haluttu pisarakoko ja nopeus eri suuttimille ja suuntakulmille. Näin pitkälle ei lähivuosina vielä varmastikaan päästä. Kokeellisia tuloksia apuna käyttäen trendejä erilaisten ruiskutustapojen ja suuttimien toiminnasta voidaan haluttaessa laskea. Tällaisen laskelman ovat mm. rikin vapautumisen suhteen esittäneet Manninen ja Vakkilainen (1996).

5 Koelaitteisto

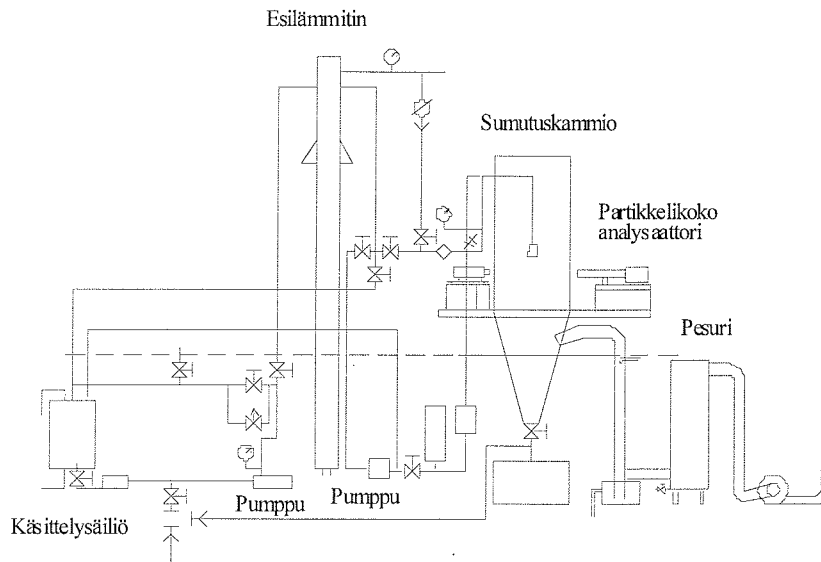
Pienoismallikokeita tehtiin useita sarjoja: osa vesiglyseroliseoksella ja osa kahdella hiukan laimennetulla kuumalla mustalipeällä. Joitakin mittauksia suoritettiin myös kahdella laimentamattomalla mustalipeällä.

Pääosassa mustalipeällä suoritettuja pienoisallikokeita ruiskutuksen haluttiin muistuttavan mahdollisimman tarkasti tehdasmittakaavan ruiskutusta. Tämän takia koelipeä valmistettiin lisäämällä aitoon mustalipeään vettä, kunnes viskositeetti ruiskutuslämpötilassa oli alueella 3-20 mPas. Tällöin dimensiottomat ruiskutusparametrit pienoisallikokeissa saatiin pääosin samoiksi kuin tehdassuuttimilla viskositeetin ollessa 10-60 mPas ja suuttimen sisähalkaisijan 20 mm. Skaalaamisessa tarvittavia dimensiottomia suureita ovat dimensioton pisarakoko, Reynoldsin luku, Weberin luku, kaasun ja nesteen tiheyksien suhde sekä kaasun ja nesteen viskositeettien suhde. Tärkeimpänä dimensiottomana muuttujana pidetään Reynoldsin lukua. Skaalaamisen mallilakien teoriaa on käsitelty tarkemmin esimerkiksi lähteessä Paloposki ja Kankkunen (1991).

Pisaroitumisen kannalta toisen tärkeän dimensiottoman muuttujan, Weberin luvun, määrittelyssä tarvitaan nesteen pintajännitys. Korkeakuiva-aineisen mustalipeän pintajännityksen määrittämisestä yli sadan asteen lämpötiloissa ei kuitenkaan löytynyt julkaisuja. Ongelmia pintajännityksen mittaamiseen aiheuttavat mm. mustalipeän korkea kuiva-ainepitoisuus, korkea lämpötila ja korkea viskositeetti. Haihtumisen ja lämpötilan alenemisen seurauksena mustalipeän pintaan muodostuu nopeasti kelmu, joka vaikeuttaa pintajännityksen mittaamista normaaleilla menetelmillä. Mikäli pinnassa tapahtuu kiehumista, ei pintajännitys toimi odotetulla tavalla eivätkä käytetyt mallilait välttämättä päde. Pintajännityksen arvona käytettiin 40 mN/m.

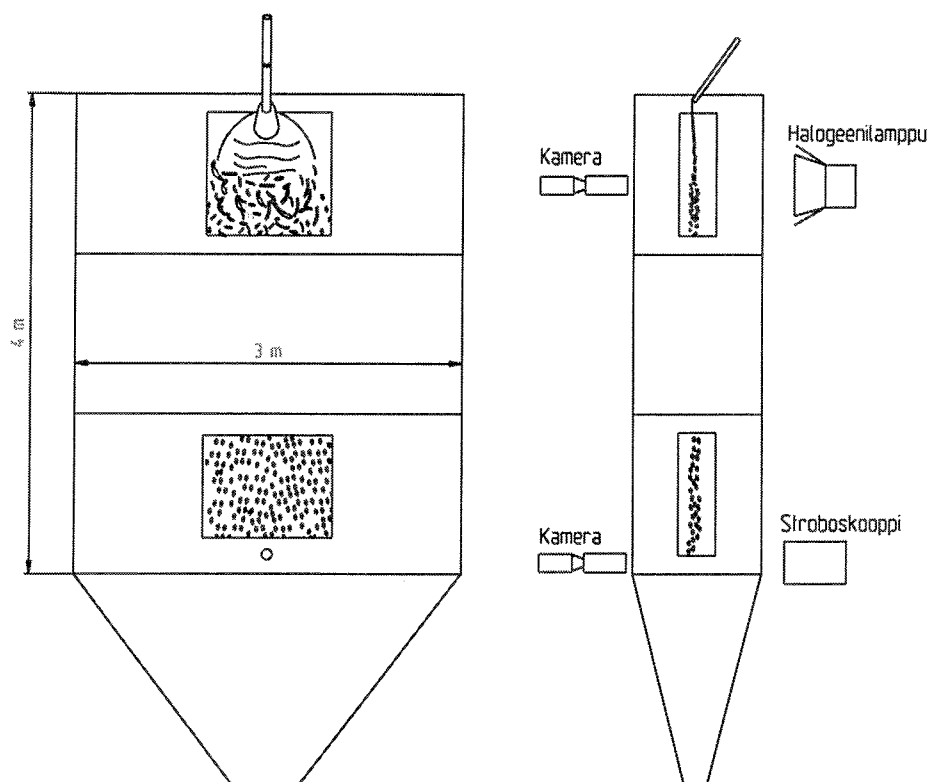
Liitteessä 1 on esitetty käyränsovituksen avulla määritetyt yhtälöt, joilla avulla KCL:n mittaustuloksista voidaan laskea viskositeetti kuiva-aineen tai lämpötilan muuttuessa. Taulukossa 1 on esitetty mustalipeiden ominaisuuksia ja ruiskutusolosuhteet pienoisallimittauksissa ja täydenkoon mittauksissa.

Pienoisallikokeita varten rakennettiin lipeän- ja poistoilmankäsittelylaitteisto, joka on esitetty kuvassa 2. Käsittelysäiliössä lipeän lämpötila ja kuiva-aine säädettiin lähelle haluttua, jonka jälkeen esilämmittimellä säädettiin lämpötila tarkasti halutuksi ennen ruiskutusta koeruiskutuskammiossa. Kahdella sarjaankytketyllä pumpulla ohjattiin painetta ja massavirtaa. Ruiskutus tapahtui suoraan alaspäin, ja pisarakoko mitattiin 75 cm:n etäisyydellä suuttimesta. Ruiskutuskammion poistoilma imettiin hajukaasupesurin läpi ja puhallettiin ulos.



Kuva 2 Pienoismallikoelaitteiston kaaviokuva

Täydenkoon suuttimilla tehtyjä mittauksia varten rakennettiin koeruiskutuskammio sellutehtaan kattilahalliin. Mustalipeä otettiin soodakattilan polttolipeäpumpuilta ja johdettiin tätä varten rakennetun putkiston avulla koesuuttimille. Putkiston pituus oli noin 40 m, ja se oli varustettu höyrupuhalluksella ja saattolämmityksellä. Alin mahdollinen ruiskutuslämpötila oli hiukan alle tehtaan polttolipeän ruiskutuslämpötilan. Ruiskutettavan mustalipeän lämpötilaa voitiin kohottaa suoralla höyryesilämmityksellä eli lisäämällä höyryä lipeän sekaan koesuuttimelle johtavassa putkessa. Etäisyys höyry-yhteestä suuttimelle oli noin 15 m, joten höyry ja lipeä sekoittuivat täydellisesti ennen suutinta. Höyryn ja lipeän virtausta säädettiin säätöventtiileillä. Korkein käytettävissä oleva ruiskutuspaine pienillä massavirroilla oli noin 300 kPa. Laitteiston kuva on esitetty kuvassa 3. Ruiskutus tapahtui kohtisuoraan alaspäin.



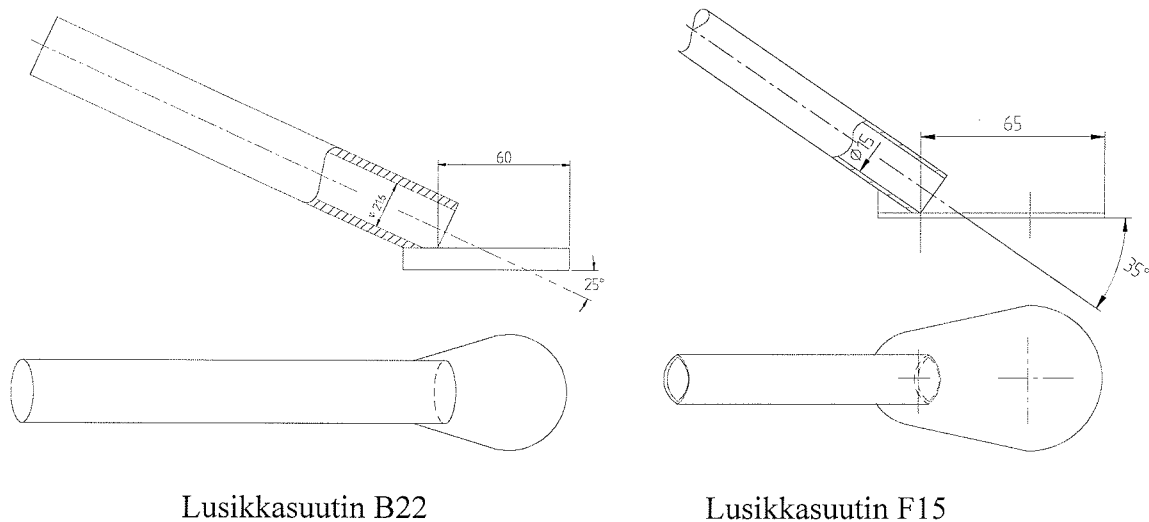
Kuva 3 Tehdasmittakaavan koelaitteiston kaaviokuva

Taulukko 1 Kokeissa käytetyt ruiskutusparametrit ja aineominaisuudet sekä vastaavat arvot soodakattilaruiskutukselle

Neste	Pienoismallikokeet (laimennetut mustalipeät)	Täydenkoon suuttimilla suoritettut kokeet	Soodakattila
Suuttimen sisähalkaisija	2 mm	15-27 mm	15-40 mm
Ruiskutusaine	200-1800 kPa	50-300 kPa	50-200 kPa
Massavirta	4-11 kg/min	50-500 kg/min	150-1000 kg/min
Kuiva-ainepitoisuus	53-67 %	65-72 %	65-80 %
Tiheys	1127-1350 kg/m ³	1370-1410 kg/m ³	1300-1450 kg/min
Viskositeetti	3-24 mPa·s	11-177 mPa·s	20-300 mPa·s
Pintajännitys	20-60 mN/m	20-60 mN/m	20-60 mN/m
Ruiskutuslämpötila	97-128 °C	110-130 °C	110-130 °C
Kiehumispiste	108-114 °C	111-115 °C	111-115 °C
Reynoldsin luku	7000-40000	800-8000	1000-10000
Weberin luku	11000-94000	10000-60000	10000-100000

Mustalipeän pisaroitumismittaukset suoritettiin lusikkasuuttimilla. Pienoismallisuuttimet olivat kooltaan noin kymmenesosa tehtailla normaalisti käytettävistä suuttimista. Suurimmat näissä kokeissa käytetyt koesuuttimet olivat suurten tehdassuutinten kokoisia eli suurempia kuin missään muussa tunnetussa pisarakokotutkimuksessa aiemmin. Kuvassa

4 on esitetty esimerkkinä suutittimet F15 ja B22. Muut koodilla F varustetut suuttimet olivat geometrisesti samanlaisia kuin F15 ja niiden sisähalkaisija millimetreinä ilmenee koodissa olevasta numero-osasta. Lusikkasuutinmalli B22:n suuaukkoa kuristetaan lusikalla ja lusikkakulma on vain 25° . Täyden mittakaavan pisarakoot mitattiin myös lusikkasuuttimelle S23, jossa 10 cm ennen lusikkaa on kavennus ja jonka lusikkakulma on 38° . Lisäksi lusikka on suhteellisesti pienempi kuin mallissa F.

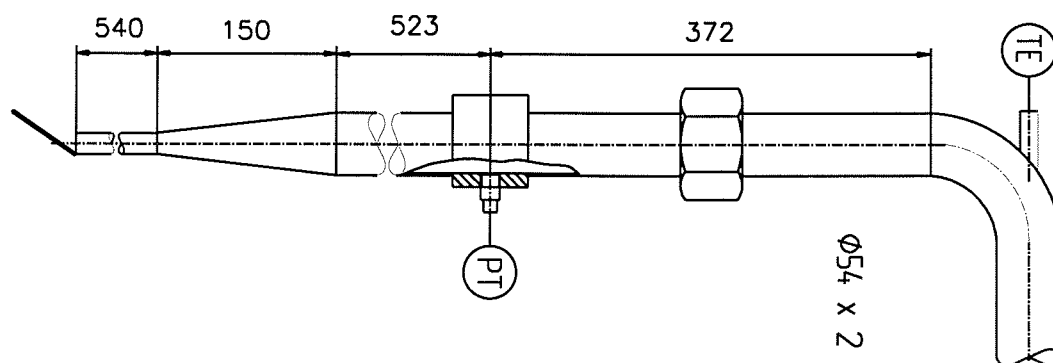


Lusikkasuutin B22

Lusikkasuutin F15

Kuva 4 Suutintyypit B ja F

Suuttimet kiinnitettiin suutintukkiin, jossa mitattiin mustalipeän paine ja lämpötila. Kuvassa 5 on esitetty täydenmittakaavan ruiskutuskokeissa käytetyn suutintukin rakenne ja mitat. Pienoismallikokeissa käytettiin vastaavaa järjestelyä, mutta sisähalkaisijaltaan 2,5 cm olevaa suutintukkia, johon sijoitettu paineenmittausyhde oli 26 cm etäisyydellä suuttimesta. Täydenmittakaavan ja pienoismallikokeiden aikana ruiskuttaminen tapahtui siten, että lusikka oli suunnattu kohtisuoraan alaspäin. Pienoismallikokeissa massavirranjakautumismittaukset suoritettiin kuitenkin vaakatason suuntaisesti ruiskuttamalla. Soodakattilassa ruiskutus tapahtuu lusikan ollessa jokseenkin vaakasuorassa.



Kuva 5 Suutintukin rakenne ja mitat. Ruiskutuskokeissa lusikka oli suunnattu kohtisuoraan alaspäin

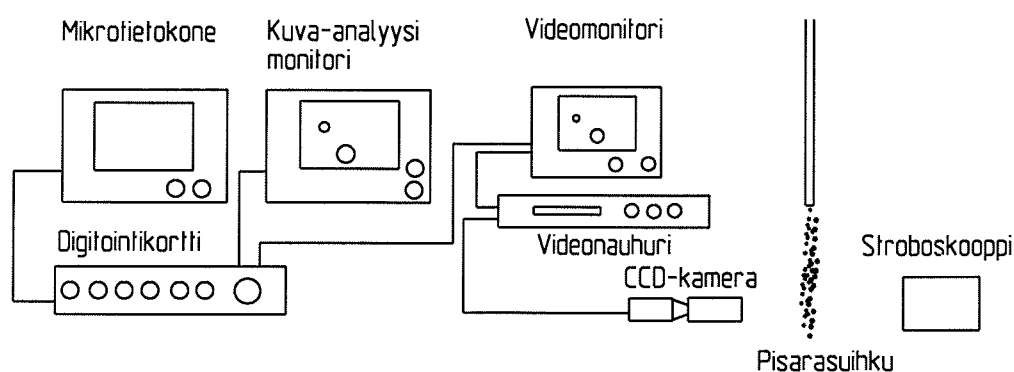
7 Pisarakokomittalaitteisto

Osa mittauksista suoritettiin lasersäteen taittumiseen perustuvalla Malvern-hiukkaskokoanalysaattorilla. Tämä laite soveltuu hyvin riittävän pienten ja mieluummin kylmien pisaroiden koon mittaamiseen. Osa mustalipeän ja korvikenesteiden pienoismallikokeiden pisarakomittauksista voitiinkin toteuttaa Malvernilla, samoin mustalipeän kaasutukseen liittyvät pisarakomittaukset. Sopivissa olosuhteissa jakautuman keskikoon lisäksi voidaan mitata myös jakautuman leveys.

Suurten, kuumien mustalipeäpisaroiden mittaamiseen soveltuvaa menetelmää ei ollut käytettävissä, joten Energiatekniikan ja ympäristönsuojelun laboratoriossa kehitettiin tähän tarkoitukseen soveltuva menetelmä, joka on esitelty tarkemmin raportissa Rantanen et al. (1993). Laitteisto perustuu videokameraan, videonauhuriin, kuva-analyysikorttiin ja mikrotietokoneeseen asennettuun kuva-analyysiohjelmaan. Laite soveltuu suurten pisaroiden keskikoon mittaamiseen mutta pisarakokojakautuman leveyden mittaaminen onnistuu vain optimaalisissa olosuhteissa.

Pisarakoon mittaaminen kuva-analyysin avulla voidaan jakaa neljään vaiheeseen. Ensimmäiseksi pisarat kuvattiin ja tallennettiin videonauhalle. Toisessa vaiheessa kuva digitoitiin videonauhalla, jotta kuvia voitiin käsitellä tietokoneella. Kolmanneksi kuvista tunnistettiin asetetut kriteerit täyttävät yksittäiset pisarat, ja niiden koko analysoitiin kuva-analyysiohjelmalla. Menetelmä on kuvattu tarkemmin Hakalan (1994) erikoistyössä.

Pisaroiden taustan valaisemiseen käytettiin pistevalostroboskooppia. Pienoismallimittauksissa kuvausala oli 2,1 mm x 1,4 mm tai 3,8 mm x 2,5 mm. Tehdasmittakaavan suuttimien pisarakokoja kuvattaessa kuvausala muodostui 17,2 mm x 25,6 mm. Laitteiston kaaviokuva on esitetty kuvassa 6.



Kuva 6 Kaaviokuva kuva-analyysilaitteistosta

8 Virtauksen riippuvuus paineesta

Suuttimen massavirtaa säädetään paineella. Pelkälle avonaiselle putkelle ulosvirtauskerroin määräytyy osittain putkessa tapahtuvan painehäviön perusteella ja osittain ulospurkautumisaukon koon perusteella. Jos suutin koostuu virtausta kuristavista ja ohjaavista kohdista, pienenee ulosvirtauskerroin C_D eli todellisen massavirran ja teoreettisen massavirran suhde. Todellinen massavirta saadaan yhtälöstä

$$m = C_D A_0 \sqrt{2 \rho_l \Delta p}$$

jossa A_0 on suuaukon pinta-ala. On tärkeää huomata, että ulosvirtauskerroin riippuu oleellisesti paineenmittauskohdan ja suutinputken alun välisestä etäisyydestä lusikkasuuttimen tapauksessa, jolla varsinaisen suuttimen aiheuttama painehäviö on pieni.

Ulosvirtauskertoimelle ovat esittäneet käyttökelpoisia yhtälöitä mm. Lichtarowcizin (1965) mainitsema Asihmin sekä Spielbauer ja Adams (1990). Asihmin ehdottaa yhtälöä

$$C_D = \frac{1}{(1,23 + 58 \frac{L}{Re D_n})}$$

jossa L on kapeimman putkiosan pituus, Re on Reynoldsin luku ja D_n on suuttimen sisähalkaisija. Spielbauer ja Adams ehdottavat ulosvirtauskertoimelle yhtälöä

$$C_D = \frac{1}{\sqrt{1,17 + 373 Re^{-0,92}}}$$

joka on tarkoitettu eräälle lusikkasuutintyypille ruiskutettaessa mustalipeää. Yhtälöt eivät ole yleispäteviä vaan kullekin suutingeometrialle on muodostettava oma ulosvirtauskertoimen yhtälö.

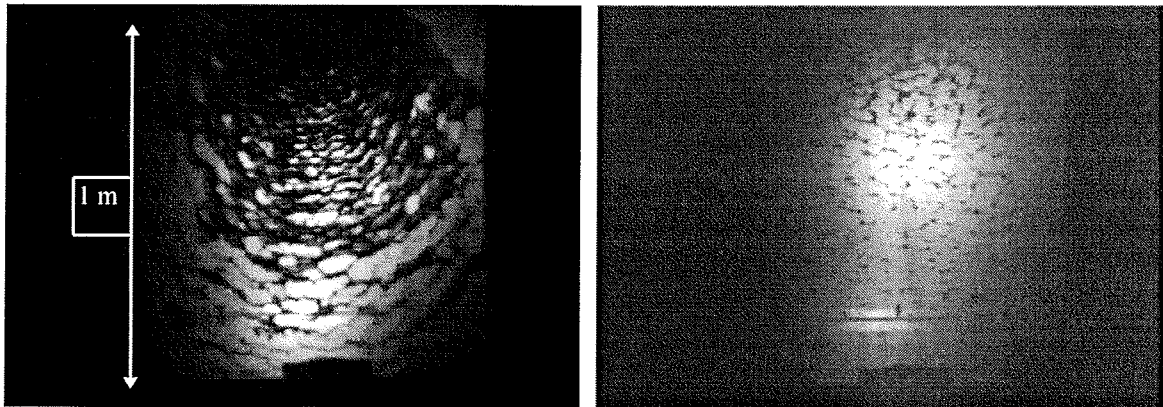
Soodakattilakirjallisuudessa ei useimmiten määritetä, mille putkiston osalle paine Δp on mitattu. Yleensä paine tehdasmittauksissa on prosessimittalaitteelta saatu arvo. Putkiston painehäviö prosessimittalaitteelta suuttimelle vaihtelee eri laitoksilla ollen alueella 10-150 kPa. Likiarvo tälle painehäviölle voidaan laskea yhtälön

$$\Delta p_{\text{Putkisto}} = \sum \frac{32 \eta_l u_l L_l}{D_{p,i}^2} + \zeta_i \frac{\rho_l u_i^2}{2}$$

avulla. Yhtälön ensimmäinen ryhmä pätee vain laminaariselle virtaukselle, jollaista virtaus lipeärenkaalla yleensä onkin. Muotovastuskertoimet ζ_i määräytyvät putkiston haaroituksista, venttiileistä jne. Merkittävin osa putkiston painehäviöstä syntyy yleensä suuttimelle johtavassa joustavassa metalliletkussa. Varsinaisen suutinosan alussa paine saattaa olla vain puolet lipeärenkaalla mitatusta paineesta. Putkistossa mahdollisesti tapahtuva kiehumisen lisää painehäviötä.

9 Mustalipeäkalvo

Ruiskutettaessa mustalipeää lusikkasuuttimella muodostaa mustalipeä lusikalta alkavan kalvon. Kalvo hajoaa aallonmuodostuksen, reikiintymisen seurauksena tai muiden virtauksessa esiintyvien häiröiden seurauksena. Mikäli nesteen viskositeetti on riittävän korkea, on pääasiallinen kalvon rikkoutumismekanismi aallonmuodostus. Nesteen kiehuminen muuttaa kalvon hajoamismekanismeja. Muutos on nähtävissä kuvasta 7, jossa ruiskutuslämpötilan ollessa 115 °C kalvon pituus on noin 70 cm, mutta lämpötilan ollessa 128 °C on kalvo lähes kadonnut.



Kuva 7 Suuttimen F15 tuottaman kalvon hajoaminen, kun massavirta 130 kg/min ja lämpötila on 115 °C ja 128 °C.

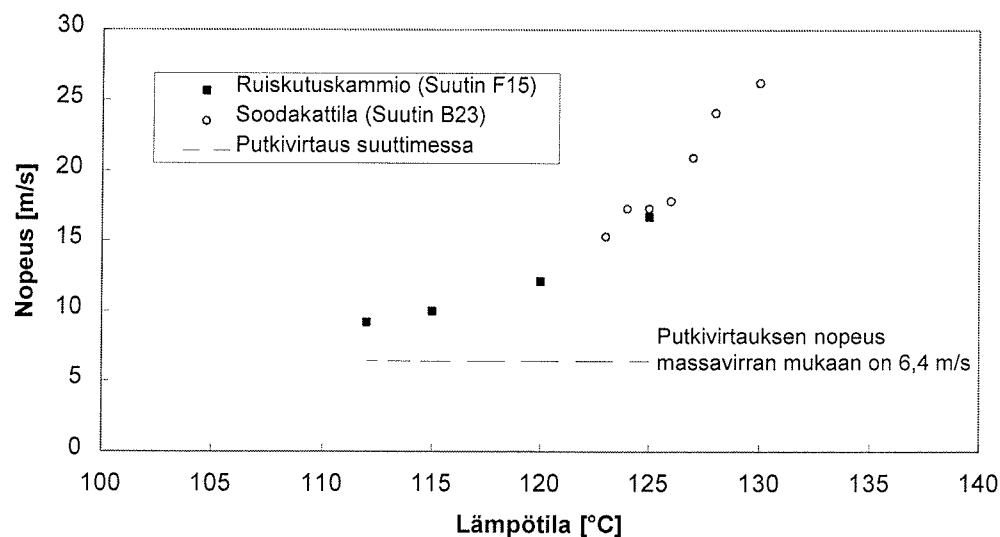
Ruiskutuksessa syntyvä pisarakoko riippuu suuttimella syntyvän kalvon paksuudesta rikkoutumiskohdassa, joka taas on yhteydessä kalvon pituuteen. Mikäli kalvon pituus, paksuus ja aallonpituus osataan määrittää, voidaan ruiskutuksessa syntyvän pisarakoon suuruusluokka ennustaa melko tarkasti ainakin kylmissä ruiskutusolosuhteissa. Kuumassa kattilassa saattaa kalvon koko ja nopeus olla määräävä tekijä sille, syntyykö pisaroita vai rihmoja. Kalvon pituus, nopeus ja aallonpituus voidaan mitata monissa soodakattiloissa melko helposti. Mahdollisesti kalvon ominaisuuksien ajoittaisella tai jatkuvalla mittaamisella voitaisiin parantaa kattilan toimintaa merkittävästi.

10 Pisaroiden nopeus

Pisaroiden suuttimelta lähtönopeutena on usein käytetty putkivirtauksen nopeutta, koska nopeusmittauksia lusikkasuuttimille ei ole ollut käytettävissä. Oikeampi nopeus pisaroille saadaan, kun huomioidaan lusikan virtausaukkoa pienentävä vaikutus tai mitataan kalvon nopeus.

Pisarakomittausten yhteydessä kuvattiin FlashCam-videokameran kaksoisvalotuksen avulla kalvon ja pisaroiden nopeuksia mustalipeäsuihkulle. Mittaukset suoritettiin suuttimelle F15 koeruiskutuskammiossa ja suuttimelle B22 soodakattilan ruiskutusaukosta.

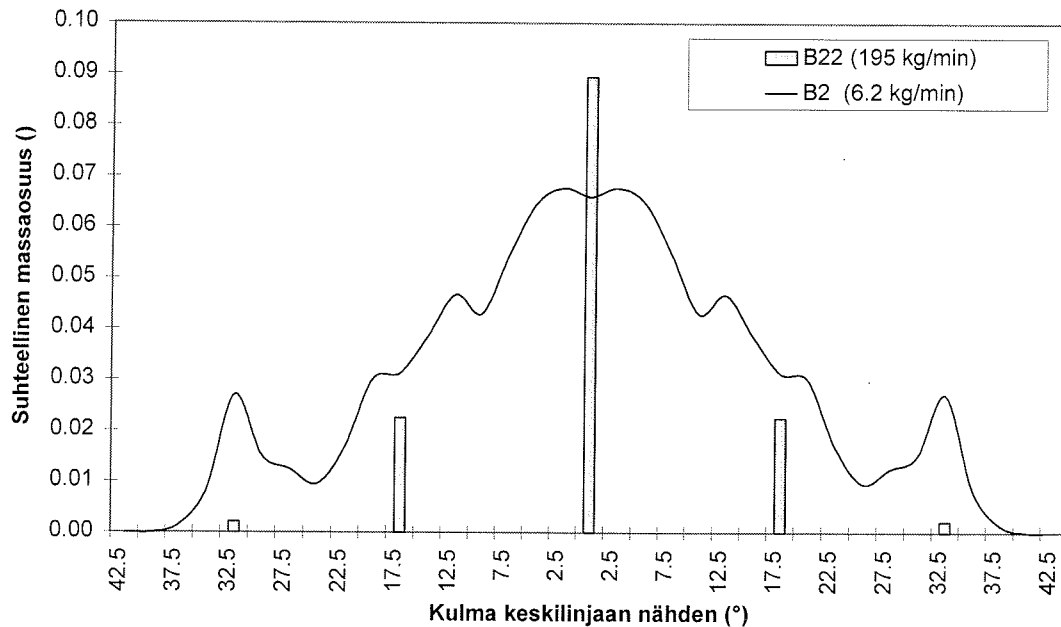
Kuvasta 8 nähdään, kuinka suihkun nopeus lähtönopeus suuttimella F15 kiihtyy lähes kaksinkertaiseksi, kun lämpötila kohotetaan 112 °C:sta 126 °C:een massavirran ollessa vakio. Toimivassa soodakattilassa suihkun nopeus suuttimelle B22 kiihtyy lähes kaksinkertaiseksi, kun ruiskutuslämpötilaa kohotetaan 123 °C:sta 130 °C:een. Näin suuret suihkun nopeuden muutokset vaikuttavat merkittävästi ainakin syntyvien pisaroiden kokoon, palamiskäyttäytymiseen ja lentoratoihin. Mielenkiintoista on havaita kuvasta 8, että nopeus kiihtyy melko yhtenevästi sekä ruiskutuskammiossa että soodakattilassa tehtyjen mittausten perusteella, vaikka kyseessä ovat eri lipeät ja eri suuttimet. Molempien lipeiden kiehumispisteet ovat suunnilleen 114 °C. Kuvan perusteella voidaan olettaa, että kiehumisen määrää suihkun nopeuden lämpötilan ollessa riittävän korkea.



Kuva 8 Pisaroiden nopeus suihkun keskilinjalla ruiskutuslämpötilan muuttuessa massavirran ollessa vakio.

11 Massavirran jakautuminen

Massavirran jakautumista suihkun eri suuntakulmissa mitattiin sekä täyden mittakaavan suuttimille koeruiskutuskammiossa että kattavammin pienoismallikokeilla. Luonteeltaan massavirranjakautumismittaukset soveltuvat parhaiten pienoismallikokeisiin. Kuvassa 9 on esitetty massavirranjakautumakuvio suutinmallille B mitattuna sekä pienoismallilla että täyden mittakaavansuuttimella koeruiskutuskammiossa. Ero massavirtojen jakautumisessa johtuu pääosin siitä, että täydenkoon suuttimella ruiskutettiin kohtisuoraan alaspäin kun taas pienoismallilla ruiskutettiin vaakasuuntaan. Molemmissa tapauksissa valtaosa massavirrasta kulkee 20° leveän sektorin läpi suihkun keskilinjalla.

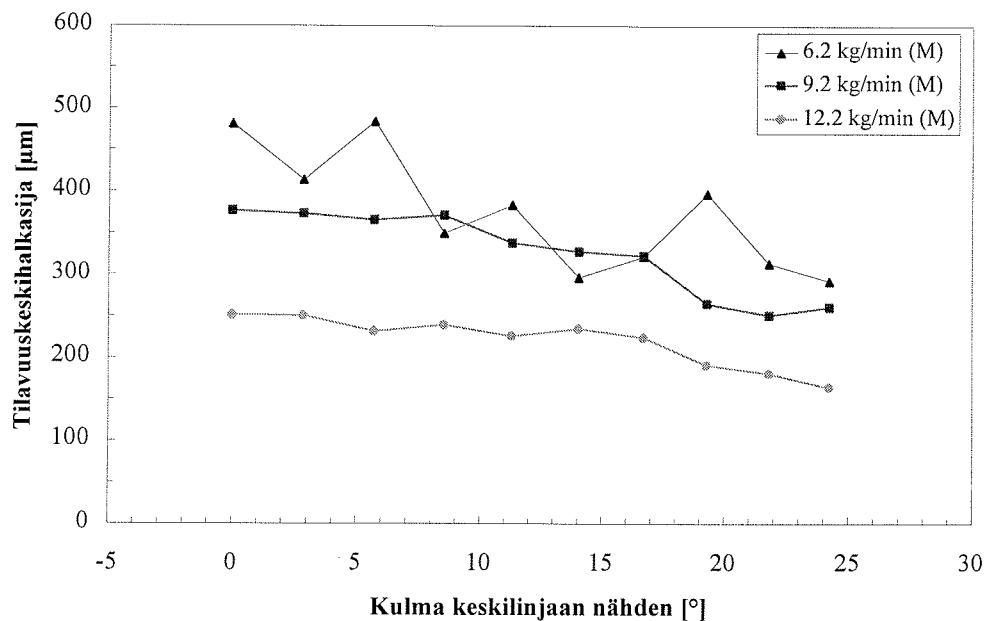


Kuva 9 Suhteellinen massaosuus kalvokulman funktiona

12 Pisarakoko

Pienoismallisuuttimilla voidaan mitata pisarakoko suihkun kaikissa pisteissä. Helpoiten tämä onnistuu käyttämällä oikeanlaista korvikenestettä. Kuvassa 10 on esitetty pisarakoko mitattuna suuttimelle B2 suihkun eri suuntakulmissa kolmella massavirralla, kun suihkutettavana nesteinä on vesiglyseroliseos. Pisarakoko vastaavalle, 10 kertaa suuremmalle suuttimelle saadaan kertomalla pienoismallille mitattu pisarakoko kymmenellä. Viskositeetin tulee tällöin olla skaalattu mallilakien mukaisesti. Kuvasta havaitaan, kuinka pisarakoko pienenee 20-30 % siirryttäessä suihkun keskeltä kohti suihkun laitoja. Saman ilmiön oletetaan tapahtuvan täydenmittakaavan suuttimilla. Valtaosa massavirrasta kulkee tällä suuttimella läheltä keskiliinjaa, kuten kuvasta 9 havaittiin, joten keskiliinjalta mitattu pisarakoko edustaa melko hyvin koko suihkun pisarakokoa.

Täydenkoon suuttimien pisarakoko mitattiin 4 m:n etäisyydellä suuttimesta suihkun keskiliinjalla. Ruiskutettavana nesteinä on kaikissa tapauksissa mustaliipeä. Kuvassa 11 on esitetty pisarakoko suuttimille F15, F27 ja S23. Pisarakoko vaihtelee alueella 3-5 mm. Suuttimella F15 pisarakoko pienenee aluksi massavirran kasvaessa, kasvaa sitten massavirran ollessa noin 150 kg/min ja pienenee uudelleen massavirran edelleen kasvaessa. Pisarakoon hetkellinen huippu sattuu putkivirtauksen Reynoldsin luvun alueelle 3000-4000. Mahdollisesti kalvon hajoamismekanismi muuttuu erilaiseksi. Suuttimilla F27 ja S23 mitattujen pisarakokojen pienen lukumäärän vuoksi ei pisarakoon muutoksesta massavirran funktiona voi päätellä trendejä. Suuremmalla suuttimella saadaan suurempia pisaroita, kuten luonnollista onkin

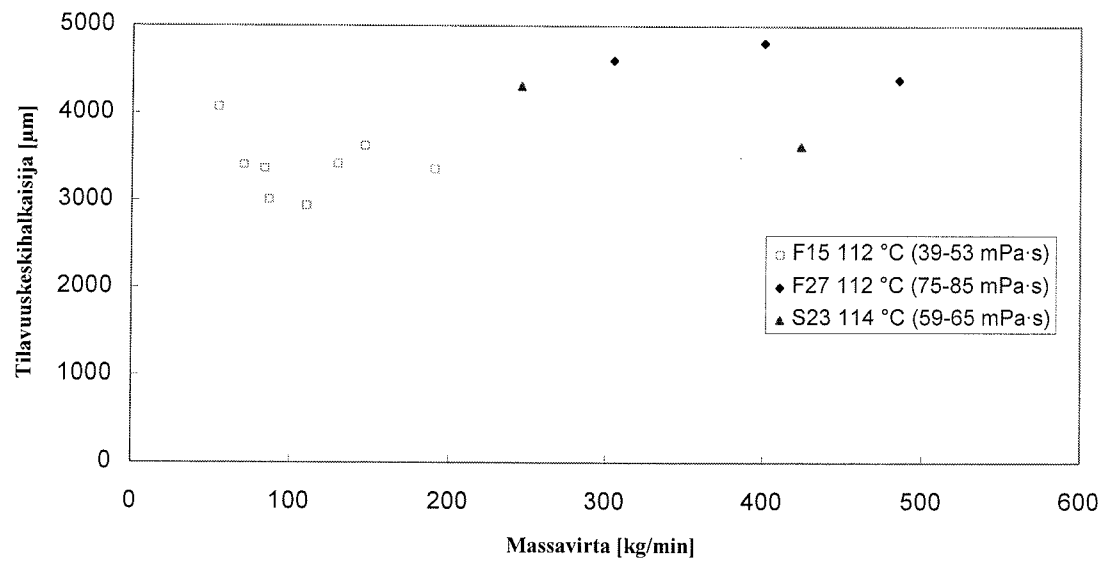


Kuva 10 *Pisarakoko suihkun kulman funktiona pienoismallisuuttimelle B2*

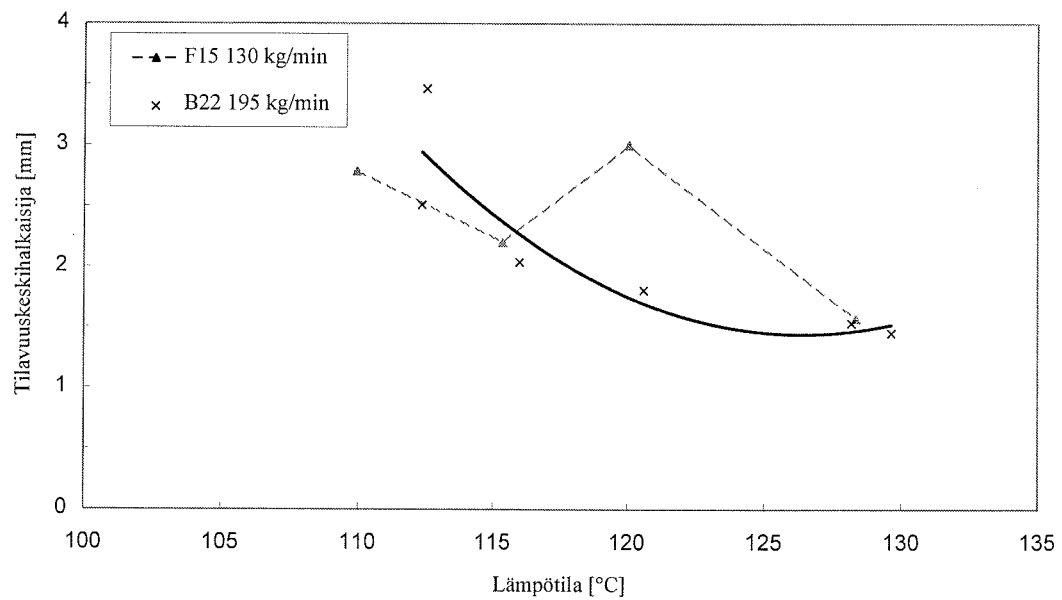
Kuvassa 12 on esitetty pisarakoko suuttimen keskilinjalla lämpötilan funktiona suuttimelle F15 ja suuttimelle B22. Suuttimella F15 lämpötilan kohotessa pisarakoko ensin kasvaa ja alkaa sitten pienentyä voimakkaasti. Pisarakoon huippu on 4-8 °C mustalipeän kiehumispisteen yläpuolella. Vastaava ilmiö havaittiin myös pienoismallikokeissa. Tällainen pisarakoon riippuvuus lämpötilasta ja tietyllä lämpötilalla esiintyvä pisarakokomaksimi on kattilan käyttäjien hyvä ottaa huomioon. Liian suuret pisarat saattavat jäähdyttää kekoa tai törmätä seiniin. Suuttimella B22 pisarakoko pienenee tasaisesti lämpötilan kohotessa.

Kuvassa 13 on esitetty suihkun keskeltä ja kolmessa eri kohdassa leveyssuunnassa mitattu pisarakoko kolmelle massavirralle suuttimelle F15. Pisarakoko pienenee jonkin verran siirryttäessä kohti suihkun reunaa. Toisaalta suihkun laidalla kulkee pienempi massavirta kuin suihkun keskiosissa. Suihkun keskilinjasta mitattu pisarakoko edustaa siis kohtuullisella tarkkuudella tässäkin tapauksessa koko suihkun pisarakokoa.

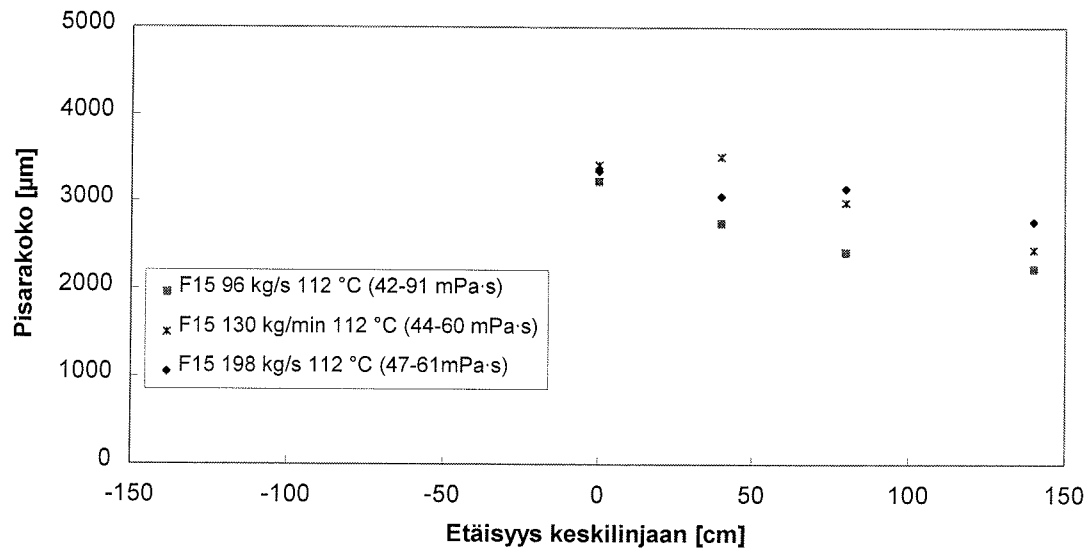
Pisarakoko soodakattilan tulipesässä saattaa olla erilainen kuin näissä koekammiomittauksissa on havaittu. Alustavien laskelmien mukaan lämmönsiirto tulipesästä mustalipeäkalvoon ja siitä muodostuviin rihmoihin saattaa muuttaa pisaroitumisprosessin luonnetta oleellisesti. Asiaa voidaan tutkia tulipesäendoskoopin avulla.



Kuva 11 Pisarakoko massavirran funktiona suuttimille F15, F27 ja S23



Kuva 12 Lämpötilan vaikutus pisarakokoon ruiskutettaessa mustalipeää suuttimilla F15 ja B22.



Kuva 13 *Pisarakoko leveyssuunnassa eri etäisyyksillä keskiliinajasta suuttimelle F15*

13 Johtopäätökset

Ymmärrystä mustalipeän pisaroitumisprosessin syistä ja vaikutuksista tarvitaan säädettäessä tulipesäprosessia päästöjen minimoimiseksi ja kattilan toiminnan optimoimiseksi. Ainakin NO_x -päästöt riippuvat pisarakoosta ja pisaroiden palamispaikasta ja -tavasta. Tulipesän lämpötilajakautuma ja aerosolien syntyminen riippuu ruiskutusparametreista ja suutintyypistä. Myös sulan koostumus ja keon muoto riippuvat tulipesän lämpötilasta ja pisaroiden koosta ja suunnasta. Tulosten täysimittainen hyödyntäminen vaatii tietokonelaskentaa ohjelmalla, joka ottaa huomioon ilmanjaon soodakattilassa ja osaa mallintaa palamisen eri vaiheita.

Mustalipeän pisaroitumistutkimuksessa kokeellinen tutkimustapa on nopein tapa saavuttaa tuloksia, koska ilmiöt ovat monimutkaisia, muuttujia on paljon eikä kaikkia muuttujia edes tunneta. Teoreettinen tutkimus kokeellisen tutkimuksen rinnalla on välttämätöntä tulosten tulkinnan kannalta.

Pisaroitumisen tuloksissa eri lusikkasuuttimilla on eroja. Esimerkiksi kalvon pituus suihkun keskellä lyhenee tai pitenee massavirran kasvaessa suutintyypistä riippuen. Pisarakoko kasvaa tai pienenee ruiskutuslämpötilan kohotessa riippuen suuttimen geometriasta. Massavirta voi jakautua tasaisesti suihkun eri osiin tai massavirta voi painottua suihkun keskelle. Kullekin suutingeometrialle pitää siis mitata sarja pisarakokoja, massavirranjakautumia ja mahdollisesti suihkun nopeuksia, jos suutin halutaan karakterisoida hyvin. Tulokset ovat käyttökelpoisia kokeissa käytetyllä lipeällä tai hyvin samanlaisella lipeällä.

Pienoismallikokeilla voidaan tutkia suuttimen ruiskutusominaisuuksia etenkin, jos ruiskutus kattilalla tapahtuu kiehumispisteen alapuolella olevassa lämpötilassa. Luotettavasti saadaan selville massavirranjakautuminen eri suihkun suuntakulmiin ja hyvä

käsitys saadaan myös pisarakoosta. Kiehumisen vaikutusta voidaan tutkia korkeintaan tendensseinä.

Kalvon hajoamismekanismien tunnistaminen ja ymmärtäminen auttaa löytämään erilaisia pisaroitumisen lopputuloksen määrääviä tekijöitä. Tulipesässä lämmönsiirto vaikuttaa kalvon hajoamismekanismista ja dimensioista riippuvalla tavalla syntyvään pisarakokoon. Mahdollisesti tulipesässä ei synny pisaroita vaan pisaroitumisprosessi jää kesken ja syntyykin rihmoja.

Endoskoopilla soodakattilan sisällä suoritettavat kalvon hajoamisen kuvaukset tulevat antamaan lisätietoa mustaliipeäkalvon hajoamisesta ja pisaroitumisesta tulipesäolosuhteissa. Parhaassa tapauksessa voidaan arvioida syntyvien pisaroiden kokoa ja muotoa.

14 Kiitokset

Tutkimuksen rahoitus on tullut pääosin Kauppa- ja teollisuusministeriön ja TEKES:in rahoittaman LIEKKI-palamistutkimusohjelman kautta. Tutkimukseen ovat osallistuneet Ahlström Machinery, Tampella Power ja Suomen Soodakattilayhdistys sekä rahoittajina että toimimalla projektin johtoryhmässä. Rahoittajia ja kokeet mahdollistaneita sellutehtaita, Sunila Oy:tä, Kaukas Oy:tä ja Metsä-Sellu Oy:tä haluan kiittää yhteistyöstä.

15 Lähdeluettelo

Adams, T. N., Empie, H. J., Obuskovic, N., Spielbauer, T. M. (1990), Kraft black liquor delivery systems, Institute of Paper Science and Technology, Atlanta.

Hakala, J. (1994), Sovellus kuva-analyysistä pisarakoon mittaamiseksi, Energiatekniikan ja ympäristönsuojelun erikoistyö.

Kankkunen, A. (1996), Mustaliipeän pisaroituminen, Helsinki University of Technology, Institute of Energy Engineering, Publications n. 70, Otaniemi 1996, 57 p.

Lichtarowicz, A., Duggins, R.K., Markland E. (1965), Discharge coefficients for incompressible non-cavitating flow through long orifices, Journal Mechanical Engineering Science, Vol 7, No 2, s. 210-219.

Manninen, J., Vakkilainen, E. (1996), Reduction of Sulphur Emmissions from Kraft Recovery Furnace with Black Liquor Heat Treatment, Finnish-Swedish Flame Days 1996, Naantali 3.-4.9.1996.

Nieminen, K. (1996), Experiments on Black Liquor Splashplate Nozzle Performance. Helsinki University of Technology, Institute of Energy Engineering, Publications no. 71, Otaniemi 1996, 118 p.

Paloposki, T., Kankkunen, A. (1991), Mustaliipeä ruiskutuksen pisarakoko, Teknillinen korkeakoulu, Energiatekniikan laitos, raportti n:o 44.

Ristola, E. (1993), Suutintyypit korkeakuiva-aineisen mustalipeän ruiskutuksessa, Diplomityö, Teknillinen korkeakoulu, konetekniikan osasto.

Rantanen, P. (1993), Kuva-analyysin käyttö pisarakoon mittaukseen. Teknillinen korkeakoulu, Energiatekniikan laitos, raportti n:o 53.

Liite 1 Mustalipeiden viskositeettiyhtälöt

Mustalipeiden viskositeetti on määritetty KCL:ssä eri kuiva-aineille. Viskositeetti on mitattu kahdessa ensimmäisessä tapauksessa myös lämpötilan funktiona. Mitattu viskositeettikäyrä on sovitettu yhtälöön

$$\eta_{bl} = 10^{\frac{\frac{S}{T_R}}{kv_1 + kv_2 \frac{S}{T}} - \log(\eta_w)} \quad (1)$$

joka on samanmuotoinen kun Frederickin ja Adamsin (1992) käyttämä. Tämä yhtälö pätee hyvin tässä tutkimuksessa käytetyille lipeille käytetyllä kuiva-ainepitoisuudella. Eri lipeille kertoimet kv_1 ja kv_2 määräytyvät taulukon 1 mukaisesti.

Taulukko 1 *Lipeiden viskositeetti kuiva-aineen ja lämpötilan muuttuessa. Kertoimet yhtälöön (1)*

Lipeä/laatu	T_R [°C]	kv_1	kv_2
ML1/Havulipeä	100	64,52	0,571
ML2/Sekalipeä	100	66,52	0,504
ML3/Havulipeä	100	85,17	0,842
ML4/Sekalipeä	100	77,74	0,714

Lähde: Frederick, W.J. and Adams, T.N.1(1992), Black Liquor Thermal and Transport Properties, 1992 Kraft Recovery Operations Short Course

A REVIEW FROM THE SWEDISH-NORWEGIAN RECOVERY BOILER COMMITTEE

Fredrik Bruno
ÅF-IPK AB

The Swedish-Norwegian Recovery Boiler Committee has existed since somewhat around thirty years. The first name was the Emergency Shutdown Committee and it was then an ad hoc committee within the SPCI, Svenska Pappers- och Cellulosaingeniörsföreningen.

For many years then it was a Section within the "Ångpanneföreningen" association of boiler owners, i.e. the original association which was founded for now one year more than 100 years ago. Today we find the Committee as an Independent Association under the ÅFORSK Research foundation.

The Committee has today members from all the 23 sodium-based mills with in total 32 recovery boilers in Sweden and 2 kraft mills with one boiler each in Norway. As a compare, the number of recovery boilers here in Finland is 23.

The Committee has since many years cooperated with its international sister organisations in the recovery and the corrosion fields and gives short reports to both AF&PA (American Forest & Paper Association) and to BLRBAC (the Black Liquor Recovery Boiler Committee) on damages and incidents.

Through later years, we have also given brief notes on boiler corrosion damages to the National Association of Corrosion Engineers Subcommittee for recovery boiler corrosion, the NACE T-5H-1, which is chaired by Douglas Singbeil of Paprican. There are also Recovery Boiler Committees in Chile, the ATIPCA, and in Brasil, the ABTCP, with which it occurs some cooperation.

The Committee has a very diversified scope and has through the years dealt with most subjects connected with the safe operation of pulp mill recovery boilers.

Two main regular activities are the Incident and Failure Subgroup Activities and the compilation of the Committee Recommendations, where we today have a special subgroup at work because we at the moment are reviewing the series. A great deal of these efforts are produced by members of the Committee from the mills, also main contributions are made by people from the ÅF-IPK.

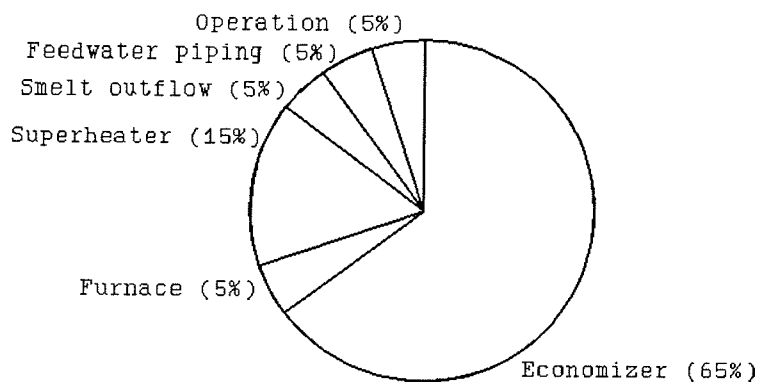
The present series consists at the moment of 33 different leaflets. The recommendations cover most safety aspects of the Recovery Boiler field, comprising both design, manufacture and operation.

The main activity of the Incidents and Failures Subgroup is the investigations made on failures and accidents in the recovery boilers of our mills. The Subgroup reports through its meeting minutes and through information sheets distributed to the mills.

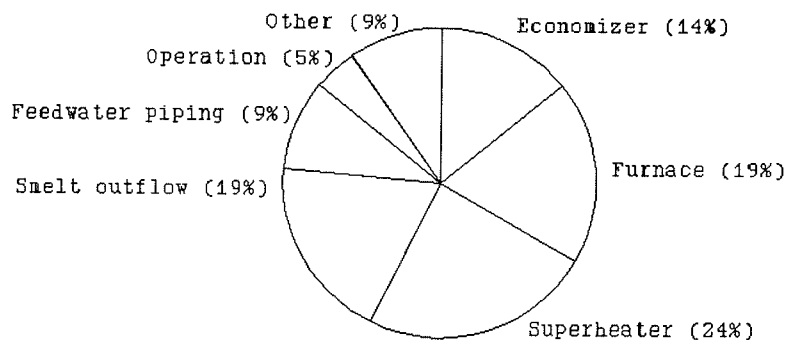
One of our uses of the failure reports is the evaluation of the incident statistics with our "Skadebanken" database. We thus cover two different views on the incidents. We make both efforts to evaluate what happens in detail for use of the mill maintenance and operators and globally for use for planning and for insurance estimations. Both branches on the tree are equally important.

The database for failures in Swedish and Norwegian boilers has been receiving data since 1988. One problem, but only from a pure statistical viewpoint, is that there are too few failures in the 35 boilers in the database.

The frequency of recovery boiler incidents and damages in Sweden this year seems to be somewhat better than normal, i.e. fewer incidents are reported at least as yet. We have during the last year met damages in most parts of the boiler, in the same way as the picture seems to be in other countries.



BLRB incidents and damages 1993-94



BLRB incidents and damages 1994-95

There are just 32 boilers in Sweden and 2 in Norway. The diagram for the 1993-94 statistics is based on no more than 19 damages, the diagram for 1994-95 is based on 21.

We evaluate our damages according a scheme which will allow a compare with the experience from North America, as viewed through the BLRBAC statistics.

For that reason we use about the same classification for the different incident reports evaluated by the Committee. However, we focus not only on the damages to the recovery boiler as a pressure vessel, but also on other incidents in the recovery boiler house, where the operators could have acquired any kind of severe bodily harm.

A: Smelt-water explosion

B: Other explosion

B1: Auxiliary fuel

B2: Pyrolysis

B3: Dissolving tanks

B4: Sudden burst of pressure part

C: Critical incident

D: Non critical incident

E: Other damage

P1: Serious personal injury

P2: Risk for serious personal injury

However, the scale is always under discussion. We are just discussing about how to classify a smelt-water explosion, which occurred inside a smelt spout, i.e. outside the furnace.

If we conclude the reported failures from 1983 until now we have a total number of 265 reported incidents or less than one report a year for a normal boiler.

	1983 - 1987	1988 - 1993	1994 - 1996
Smelt-water explosions	1	0	0
Auxiliary fuel explosions	0	1	0
Pyrolysis gas explosions	0	1	0
Dissolving tank explosions	0	0	0
Critical incidents	14	11	5
Non critical incidents	51	57	24
Other incidents	51	26	23

Else, we are happy to report, that it is many years since we had any extensive explosion in a recovery boiler. If we look for explosions, where somebody has become severely hurt, we must go more than 40 years back into history.

There have however still been two reports with personal injuries (P1) since we started to notice personal injuries separately in late 1994. Two other reports have been classified as serious risk for personal injury (P2).

We can also estimate the time it takes to make typical repairs. A normal economizer leak will most probably cost you 22 hours of downtime. A simple superheater leak will on the other hand take some 56 hours to repair. The time is then measured from liquor tripping to the restart of liquor burning.

The repairs of the more severe damages vary so much, that it is not yet possible to evaluate any reliable information regarding their downtime.

However, to investigate certain questions, the material is quite interesting. One such comparison is the number of critical incidents in relation to the number of rapid drains.

This comparison four years ago was one of the reasons, why the operator education and training programme compiled by the Committee in cooperation with SUM, Skogsindustrins Utbildning i Markaryd, started.

We are now for the third year examining boiler operators. There is a Course in Safety for Recovery Boiler Operators leading to a certificate, we call it "the drivers license", for recovery boilers. The course has been very popular and every one of our mills have now operators that have passed the examination. When last year was finished, more than 200 out of our present staff of 400 recovery boiler operators had acquired their certificate.

The new European Boiler Code for pulp mill recovery boilers

This year the Committee has as an addition to its engagement in the Committee Recommendations got involved into the ongoing compilation of the new Boiler Code which is going to be applied within the European Community.

The CEN, Comité Européen de Normalisation, which resides in Brussels, is undertaking several new Codes. Above the Boiler Code, there will be a separate pressure vessel code and another code for metallic piping. The codes will be mandatory for new plants and are expected to be implemented within just a few years.

The efforts of the compilation are taken by the Technical Committees, TC, where the TC 269 is the author of the boiler code and the TC 54 is the author of the pressure vessel code. The boiler code consists of all parts, Work Items, as materials, design rules, workmanship, inspection, residual life estimations, safety equipment and installations, firing and firing equipment, feed water recommendations and also parts for the flue gas cleaning. The boiler code also subdivides into two main parts, one for shell boilers and one for water tube boilers.

The work has been split up into the interest areas of the different working groups of the TC 269, there are three working groups under the names of WG1 (with subjects like design), WG2 (with materials, workmanship, construction, inspection) and WG3 (with safety and firing equipment, flue gas cleaning).

The Swedish Committee has early this year got involved, and we have in cooperation with mr Hakala and mr Nieminen of the Suomen Soodakattilayhdistys and with participation from Ahlström and from Kvaerner authored suggestions for additional rules which should apply for pulp mill chemical recovery boilers.

Our proposed additions have been based on the series of recommendations by the Swedish Committee. We have also as far as we have taken part tried to examine the general rules to reveal if there occur any proposed code parts, which would be difficult to implement on our boilers.

I and mr Voutilainen from Ahlström, have participated in WG 3 sessions, mr Paul Praszkie of Kvaerner has taken part in the WG 2 work. From Sweden contributions are also made by people representing the Board for Occupational Health and Safety and the Swedish Pressure Vessel Standardization.

The WG2 and the WG3 have already adopted special rules for recovery boilers, we have for ex. added an annex to the part 5 which adds composite tubes to the materials list and there will be a 100% volumetric inspection practice for the tubes in the furnace.

The WG3 has up to now adopted a number of safety rules about recovery boiler operation. There was a meeting in France in september and there we discussed rules for the equipment and performance of the rapid drain and the emergency shutdown procedure.

The firing equipment, i.e. the liquor firing and the oil, or gas, burners have belonged to the Subgroup C of Working Group 3, which is chaired by prof. Jacobs from the Vereinigung der Grosskesselbetriebe in Essen, an organisation which together with the Deutscher Dampfkesselausschuss, TÜV and the DIN Institute makes major efforts on compiling the code.

Also the Subgroup C has adopted a number of our suggestions, which will apply both for the firing of liquor and for the auxiliary oil (or gas-) firing.

There are in addition to our suggestions for recovery boilers also two drafts from Sweden on rules for boilers firing solid fuels, one for boilers fired with pulverized fuel and another one for boilers where the fuel is fired on a grate or in a bed. These drafts apply to plants like bark boilers, biofuel boilers or coal-powder boilers. Some of these applications are of interest for the pulp and paper industry, some are not.

So we need to carry on our participation in the boiler code cooperation work and look after the continuation of the work, most essentially to watch for if conflicting code suggestions should emerge and also to keep up the safety ambitions we already maintain in our Scandinavian mills.

At the same time it may be mentioned that also BLRBAC is continuously renewing their Recommended Good Practices and that they recently have voted on a new draft.

SNCR NO_x-Reduction

The Committee has further during later years discussed several other technical questions. One such question is the evaluation of the SNCR method for nitrogen oxide emission reduction, in which urea, or in some cases ammonia, is sprayed into the upper furnace.

The pulp mill recovery boilers in Sweden have not yet been subject to the same nitrogen oxide emission restrictions and environment fees as other boilers, and the use of different nitrogen reduction techniques safe enough for pulp mill recovery boilers is just under development.

However, our environment authorities have now suggested the use of the SNCR method also in pulp mill recovery boilers. The Committee has however hesitated about the safety of the method because of the severe corrosion experienced at the wall tubes in some utility boilers during the time of introduction of the method.

We have collected information about a number of cases with rapid corrosion damages occurring in boilers of other types than recovery boilers. Such cases have occurred in several bark boilers and waste incinerators.

We have had a hearing with the suppliers of the SNCR nitrogen oxide reduction and have then drawn the conclusion that the Committee at the hitherto tested and proved technical level of development of the injection process cannot support the use of urea injection in the pulp mill recovery boiler furnace.

The Committee has however not taken an attitude against the technique as such, or against the ongoing technical development of the method, but has not accepted the application of it unless there is demonstrated sufficient experience from safety precautions of the equipment to prevent a smelt-water explosion as a consequence of any kind of injection or injection equipment malfunction.

Leak sealing of feed water piping

The evaluation of the leaksealing technique, introduced through the trademark Furmanite and now undertaken in Sweden by two companies, Furmanite AB and Bertfelt AB, has been initiated because a mill engaged one of the companies to seal a leak in the main feed water pipe, which had occurred beyond a non-return valve between the economizer and the steam drum. The leak-sealing company in this case finally failed to seal the leak, so the boiler still had to shut down for repair.

The common cause for a leak in a feed water pipe is erosion corrosion. The corrosion mechanism erosion corrosion will give a typical distribution of the corrosion attack.

In the feed water pipe the damage pattern may vary between excavations and a smooth attack and there is a difference between the damages occurring close behind rough welds, behind valves and in T-joints. In certain geometries, for ex. in bends, wider areas may be subject to enhanced turbulence of the feed water flow.

The corrosion can then be more wide-spread, and more evenly distributed. Such an area may rupture suddenly and with no warning, and if a greater area of the internal wall is corroded, then the rupture will be extensive. We thus believe, that one should not work with these leak-sealing procedures if a leak should occur on such a pipe without knowing in detail about how it looks inside.

The Committee has thus found it necessary to recommend the shut down of the boiler during such circumstances, mainly to avoid the perhaps still rather small risk of a rupture during the repair.

To avoid to run into a situation where the boiler must be shut down during a production campaign, we have recommended that the pipes are tested with non-destructive methods like X-ray or ultrasonics during next scheduled shutdowns.

Superheater corrosion

The most essential factor limiting the life and the availability of pulp mill recovery boilers has been furnace corrosion. We have through financial support from the Committee and from both ÅFORSK and VÄRMEFORSK, been able to make a series of investigations into the boiler corrosion mechanisms. Among other, we have had a contribution on the subject of superheater corrosion to the International Symposium on Corrosion in the Pulp and Paper Industry, which last year was in Stockholm.

The steam temperature from the recovery boiler has traditionally been kept moderate, especially in compare with steam data from normal utility power plants. This is a disadvantage especially for those mills, which want to produce high pressure steam for electricity production.

The highest steam temperature from the kraft boiler together with the traditional low-alloy chromium-molybdenum steels for the superheater tubes was for several years limited to 480°C. However, our mills have since long decreased the steam temperature some 30 degrees because of the corrosion of the tubes.

Both the pressure of the boiler and the temperature of the steam are limited by corrosion. The temperature of the boiling water, and hence the pressure, is limited by the corrosion in the lower furnace. The temperature of the steam is limited by the corrosion in the superheater.

As cause of the corrosion carbon in the carryover, carbon monoxide gas or the gaseous sulphur oxides are one by one too weak corrosives. Their individual effects are limited by the chemical potential of oxygen and sulphur in relation to the thermodynamic stability of the protecting oxides. The corrosion of both stainless and low-alloy superheater tubes will on the contrary occur with the simultaneous presence of both a carbon-rich carryover and sulphur oxides (SO₂ or SO₃) in the flue gas.

The discussion is also about the formation and the properties of the deposits and their relation to boiler operation and the corrosion of the superheater tube material. One reason investigated here in Finland has been that increasing levels of potassium and chlorine influence the melting properties of the superheater deposits in a negative way.

A steam temperature of 480° or 500°C may mean that the temperature of the tube material touches into the melting range of the sulphates on the tube which have developed as a deposition from the flue gases. We have however also found that high levels of SO₃ may contribute to the formation of certain melting range lowering components in the salt deposit.

Corrosion in the lower furnace

The Committee has already undertaken several studies of the corrosion in the lower furnace, where one question has been the composite tube corrosion and cracking. The Committee has for that purpose distributed a questionnaire about failures and inspection intervals in the lower furnace.

New problems have emerged as the combustion has been modified in order to burn liquor with higher dry solids and at higher quantities. Such modifications have also influenced the corrosion pattern on the walls to be worse above the composite tube border. Therefore the transition has been raised to higher levels in several boilers.

The main problems occurring in the lower composite furnace are however according to the questionnaire cracking of the stainless layer and the maintenance of the air port nozzles.

Almost all of the boilers have had inspection done of the floor at least once, during the latest five years. However, a majority of our boilers equipped with composite tubes use studded carbon steel tubes in the centre of the bottom. There are only three boilers with a fully composite floor out of our 35 boilers.

The austenitic layer cracking is most frequent around the smelt spout openings and only rare cases of cracking are reported from the floors. Really rare is such cracking in composite wall tubes. One main reason for the cracking has been thermal fatigue. The temperature variations could be caused by too "new" firing techniques, because the bed in some situations has been kept very low.

One of our two Norwegian member mills has suffered from severe cracking on its composite smelt opening tubes. The boiler has five smelt outlets, and four of them were more or less severely cracked. One was repaired, but still three of them had to be replaced.

The new with this case is that the cracking was so deep. Usually there are cracks in the austenitic layer, which extend down to the border to the carbon steel.

The cracks then stop at the border and it is very unusual with reports or observations about cracks, which have proceeded deep into the carbon steel member, although the cracking may occur far away from tube joints or welded attachments.

In this case, several cracks were very wide. There were also at some places a recognisable plastic deformation of the carbon steel at the border telling about severe stresses between the composite layer and the carbon steel.

The cracking has developed within a few months since a preceding smelt opening replacement. We can thus in this case rule out any influence from a water wash procedure. So it seems that we in this special case have no water solvent corrosion mechanism active, just only heavy thermal fatigue.

The composite tubing cracking mechanism has been argued about for several years and there are also known cases simultaneously caused by the influence of stress corrosion cracking, maybe caused by the water wash solution in the boiler. There are strong arguments for a parallel influence from such a corrosion mechanism.

Although we report damages on composite tubes, we must remember that the total outcome of the corrosion related maintenance has decreased through the their introduction. Especially the occurrence of leakages has been reduced after their introduction.

Another problem in the composite furnace is to make the air port channels survive in the heat flux. Here, there are two contradictory problems. The first is that the air port should be large enough to let in as much air as possible into the furnace. The second is that a wide air port absorbs more radiation and corrodes due to overheating.

Near Mud Drum Corrosion

A corrosion topic just now handled by the Committee is "Near Mud Drum Corrosion", the in some cases very intense corrosion of the boiler bank tubes which occurs just slightly above the surface of the mud drum.

Near mud-drum corrosion has been thought to be more sparsely occurring in Sweden. However, by now we have noted a number of cases with such thinning in both Swedish-made and Finnish-made boilers. The phenomenon has been known in Sweden since a case twelve years ago, so I don't think the inspectors have overlooked any new damages.

We are just at the corner to distribute a questionnaire to our mills to collect the latest information on the experiences of these damages.

Cases and incidents

To end this survey, I will relate some examples from what has occurred in our mills during the latest years. We will begin with an incident we consider very severe, but which happened not in the boiler but in the water purification plant.

Feed water treatment incidence

This accident occurred at the feed water plant in a mill in northern Sweden. At that occasion an operator was severely burnt after having fallen into hot condensate on the floor in the feed water plant.

A young summer worker had been occupied by replacing the filter mass of a precoat filter. He had got all instructions in advance and had all steps for the replacement noted, but some misunderstanding occurred and hot condensate flowed backwards and filled the filter room premises.

He went immediately and got hold of an older coworker. However, when they tried to reenter the filter room, there were so much fog and mist that they couldn't see, that the condensate flow had blocked the sewage outlets at the floor. The elder man fell into the hot condensate and got severe burns on those parts of his body, which were immersed into the boiling hot water.

There are important lessons which can be drawn from this accident, we are eager not to see it repeated.

- * In this case a couple of emptied paper sacks had blocked the floor drainage, so the floors were covered with a decimeter of hot water, so paper sacks, towels, or similar loose items should not be allowed to lie around in the feed water room. .
- * Be careful when entering a place, which is filled with a thick fog from escaping hot water. The thick mist is a sign of the occurrence of boiling hot water, and the premises may be dangerous whether the drainage is working or not.
- * Before working on any item connected to hot high pressure water, extra care should be taken to detect all possible back-ways the hot contents could flow beside out into the premises.
- * There should be installed remote controlled back-flow valves to the hot condensate piping of the precoat filters.
- * Recapitulate how you should handle a situation like this in your plant. Hot water can escape piping and equipment in many places, and in many unexpected places. What's about emergency escape ways, emergency showers, protection goggles etc.

Feed water piping erosion corrosion

We have reported about feed water piping corrosion before, now we have had three damages in two years. We are very concerned about these damages, because a rupture of a feed water pipe may cause severe scald injuries to people in the vicinity of the rupture. The erosion corrosion type of general attack is dangerous, because the tube may open up suddenly without any previous warning.

If there is no non-return valve between the boiler and the rupture, a huge lot of boiler water can be forced through the rupture into the premises.

The Recovery Boiler Committee Incident and Failure Subgroup has distributed a second Information Message on these feed water pipe damages. These information messages are distributed to all member mills in Sweden and Norway.

We consider the feed water pipe corrosion in this case to be caused by erosion corrosion and that the attack may occur in T-joints, behind valves and non-return valves, in close bends etc.

Feed water pH is essential. Another essential value is the velocity of the water flow. Here, a velocity of just 2-3 m/s has in cases shown sufficient to cause corrosion. This low water velocity has traditionally been regarded safe, but it is evidently not so when there are flow disturbances causing turbulence.

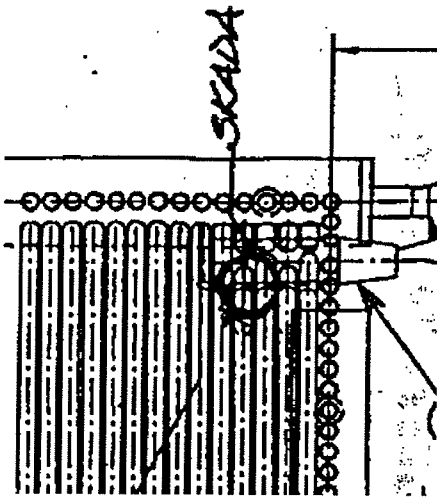
The leaks have occurred both in the piping between the feed water pumps and the economizer and in the piping leading from the hottest economizer in to the steam drum.

We know of several such ruptures in both pulp mill recovery boilers and in ordinary steam boilers. In some non-scandinavian mills people have been scalded and had to escape head over heels.

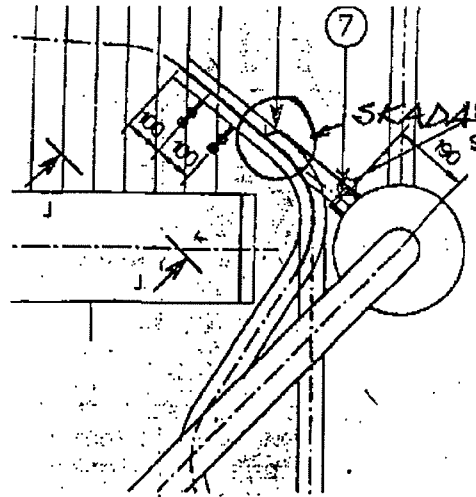
Smelt leakages at distribution header of the front wall.

There has occurred a couple of smelt incidents in Sweden and Norway, where an uncontrollable flow of smelt has found its way into the boiler house.

We have had two cases, where the sealing plates placed to tighten a gap between the bottom tubes and the front wall distribution header have corroded through by molten smelt. The design of these two boilers is the common one with sloping bottom tubes and a bend down to the distribution header at the front wall. The header forms the bottom of a half meter deep ditch, where the bottom and the front form the sides.



The damage is at the bottom of the ditch between bottom tubes and the front wall



The damage is at a sealing plate at a separate feeder

The sealing plates have thus corroded through, although the plate and the header have been situated so deep below the smelt level, that the smelt could escape through the hole formed in the middle of the plate. The header and the tubes have been sufficiently cooled by the boiler water, but the sealing plate has been too large and has overheated, which explains the corrosion in the middle of them.

The most interesting finding of these corrosion cases is that the smelt in the ditch is not solid during operation, it seems sooner to be like a bath-tub filled with molten smelt.

Other smelt leakage and smelt overflow accidents

Two of the Incident Subgroup information messages dealt with smelt overflow of the dissolving tank.

In these two incidents smelt accumulated and formed a wide smelt pool behind clogged smelt openings. When the choked smelt openings were opened up, in one case suddenly, in the other case deliberately, the smelt flow through the opened smelt opening turned out to be too intense, very much too intense for the capacity of the spouts and the dissolving tank.

In one of the boilers, a smelt opening, which earlier had to be plugged during operation opened up unexpectedly during liquor firing. In the other boiler, both smelt openings of the boiler had been choked for nearly half an hour, until they managed to open up the first of the two smelt outlets. In both cases, the smelt flow grew so vigorous, that smelt flowed out over the floor. The smelt overflowed the dissolving tank operator floor and caused damages also at the bottom floor in the boiler house.

Smelt flowing over the bottom floor forms a severe danger. In the Tofte mill south of Oslo in Norway some years ago, smelt accumulated in the sewer channels in the boiler building floor level. This smelt exploded after having rested in the sewer for not less than four hours. Iron grids covering the sewers were thrown about and around, but in this case they caused no injuries to persons.

Another incident with the dissolving tank was caused by the breakage of the shaft to one of the two propeller stirrers. The loss of stirring wasn't revealed until later, when the tank flooded.

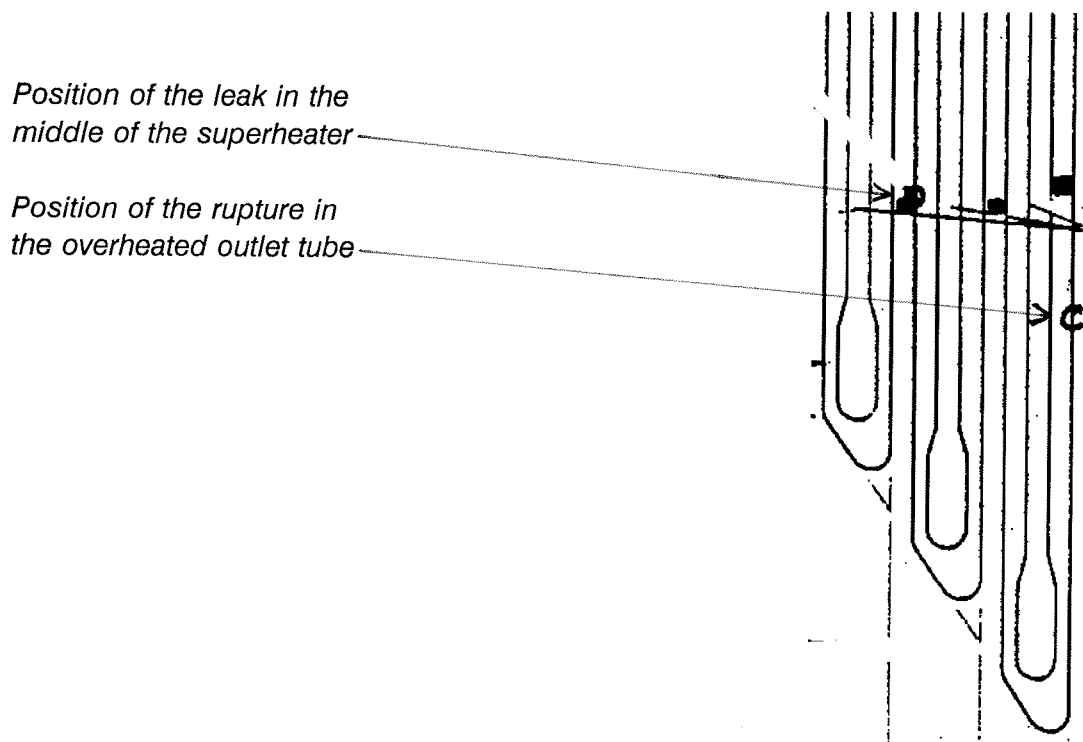
Undissolved smelt salt accumulated in the tank at the side of the broken stirrer as a result of the loss of stirring.

We consider all these incidents severe and we have compiled an information leaflet about some safety precautions we recommend for the future. We find among those:

- * Keep the flow from the smelt openings under regular observation.
- * Check the operation of the dissolving tank control system. A signal telling the operator about an increased flow of smelt will give an earlier reaction.
- * There must be some kind of alarm for the green liquor level and the dissolving tank green liquor density and temperature.
- * We have recommended that the temperature of the smelt flow in the spout is recorded. A thermocouple to the outlet temperature of the spout cooling water will in the same manner give information about the smelt flow.
- * It is essential that the flow of weak liquor to the dissolving tank matches the smelt flow.
- * The current to the stirrer motors (or the motor effect) can be monitored. Different kinds of troubles in the tank may be revealed through this measure.
- * All electrical cables for power supply, instruments or control purposes must be mounted outside such areas which may be damaged if a smelt leakage or a smelt overflow occurs.
- * No combustible waste or garbage may be left in these areas.
- * Face shieldings, protective clothing, eye rinsing siphons and emergency showers must be easily attainable at the operation plane.
- * There should be an alarm available at the operation floors.
- * The area below the boiler at the bottom floor ought to be forbidden for trespassing.
- * Unnecessary persons ought to be evacuated from the vicinity, when clogged smelt openings are reopened.

We have also warned for hydrogen sulphide formation if smelt comes in contact with acid spill or sewer (which could be washing water from the economizer) on the boiler house bottom floor.

Superheater tube cracking and ruptures



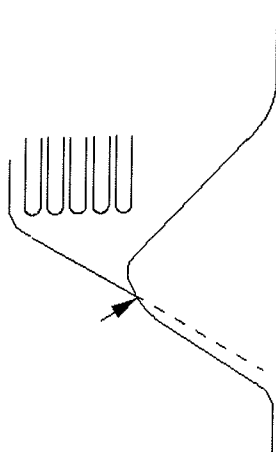
Another damage, which has recurred several times, is rupturing of superheater tubes. There seems to be a new trend with a type of superheater damage where there is a first damage in the form of a small leak and a secondary and final damage in the form of a rupture.

The mechanism has been explained so that the first damage causes the second. Cracking is no uncommon problem at stays or bars between individual superheater tubes. Fatigue or corrosion fatigue cracks can be formed both on the steam-side and on the flue gas side.

The steam loss through the crack increases with the size of the crack. Either, the tube breaks off, or the steam loss increase proceeds until the pressure drop inside the crack is sufficient to counterbalance the driving pressure for the steam flow between the collection header and the location of the steam leak.

And now, steam flow in the tube downstream the leak decreases gradually. Consequently the tube material temperature increases. The tube will finally rupture due to high temperature creep somewhere where both the steam temperature and the thermal load are high.

Corrosion of the bullnose tubes



*The corrosion
is at the "tip".*

We have now noticed a number of cases (in different countries), where bullnose tubes have been corroded on a band across the boiler, i.e. from one side wall to the other. The picture shows the location in one case, the corrosion may also be found a little more further down.

The corrosion is evenly distributed on the tubes, so that a bigger area is thinned. This means that there is a severe risk of a big rupture. The rupture will most probably be directed down towards the smelt bed, so the water shower on the bed may easily cause an explosion. In one of the cases (not in Scandinavia) an explosion occurred, however with no visual damages on the furnace.

Economizer cracking and ruptures

The number of economizer damages seems to have decreased considerably this year. A reason may be that a couple of economizers have been rebuilt, and this year it is expected that one of the remaining problem ones also will be replaced.

The damages occurring are evenly distributed among the different parts of our recovery boilers. 1994 the economizer leaks formed a majority, mainly being the result of corrosion and cracking in the economizers of a small number of mills.

The figures look more normal now after that a couple of these economizers have been replaced. This year, at least one more will be replaced, so it will be interesting to see what the statistics will look like afterwards.

However, one of the damages is a new type of economizer damage and it has occurred in one of our newest boilers.

In this case longitudinal stresses occurred across a part of the economizer, which is designed to look as a short piece of panel wall.



The big majority of the economizer damages seem however to be caused by internal temperature differences between individual tubes. Further, at least one of the economizers has in addition been badly corroded in the cold inlet end due to low temperature corrosion.

It is well known that the feed water temperature is critical for the occurrence of low temperature corrosion on the economizer surfaces, but earlier various explanations and excuses have been common to explain away the problem for the recovery boiler.

The economizer tubes are subject to fatigue stresses at the welds to the headers. We are not fully understanding the cause for the fatigue influence, but investigated damages have clearly shown fatigue cracks combined with corrosion.

Outlook

The distribution of the recovery boiler damages in different countries seems to me rather the same, the differences are maybe better looked for in the collection of the statistical figures than in the statistical basis itself. The strategy to avoid damages is a still better understanding of the individual cases combined with safety education for the operators.

The Recovery Boiler Committee has covered many items and questions during this year, we have had several contacts with colleagues in other countries and we look forward to future cooperation on our activity spheres.

BOILER WATER CIRCULATION

Sten Lundborg
ÅF-IPK AB

Keywords

Natural circulation, recovery boilers, calculation of circulation, tube failures

Abstract

Sufficient boiler water circulation is required to prevent tube overheating and possible tube rupture.

This is of especial importance for recovery boilers where smelt-water explosions might occur. This paper introduces the basics of water circulation and discusses five actual boiler failures, where circulation has been involved.

Do we have to bother about circulation?

To prevent overheating of boiler tubes a sufficient water circulation is required. There seems to be an increasing number of tube failures caused by poor circulation.

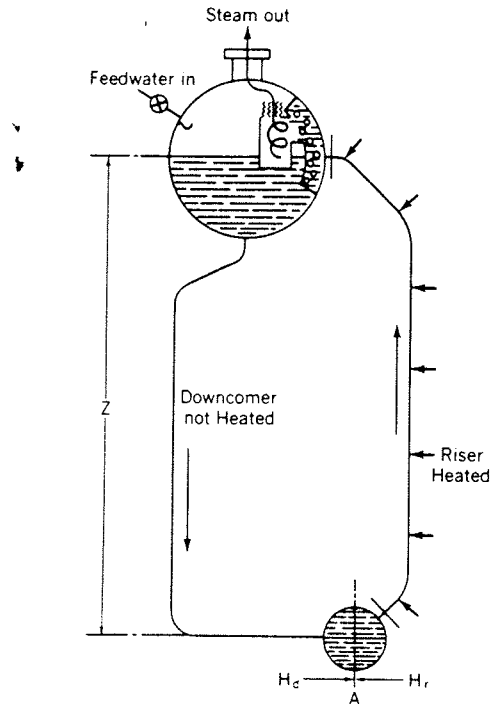
The main reasons may be:

- * Existing boilers are often being loaded as much as possible.
If this is done in combination with increased liquor dry solids the steam generation may increase to 40 - 50 % above the original design value.
- * Mill system closure causes ever lower ash melting points that decrease the possible overheat of tubes before melt ash is coming in direct contact with the tube metal.
- * Addition of heating surface, e.g. at capacity up grading, may deteriorate the conditions for circulation in circuits located down streams.

Conclusion: There is a good reason to check circulation if a substantial capacity up grading is considered.

Some basics on natural circulation.

The principal of natural circulation, which is used in recovery boilers, is shown in the sketch



The density difference between the down comer side (which should contain steam free water) and the riser side (which caused by the steam generation gets a lower density) provides the driving force. The principal is easy but calculation of circulation is difficult.

The main difficulties are:

- * Determination of the "slip" (i.e. the difference in velocity between water and steam in the riser tubes).
- * Calculation of two-phase (steam and water) pressure drop.
- * Covering of dynamic effects (e.g. how steam net pressure swings affect the circulation).

Calculate or measure circulation?

As dynamic calculations would be extremely complicated static conditions are being used for normal circulation calculations. To cover dynamic effects actual circulation can be measured using pitot tubes installed in critical tubes.

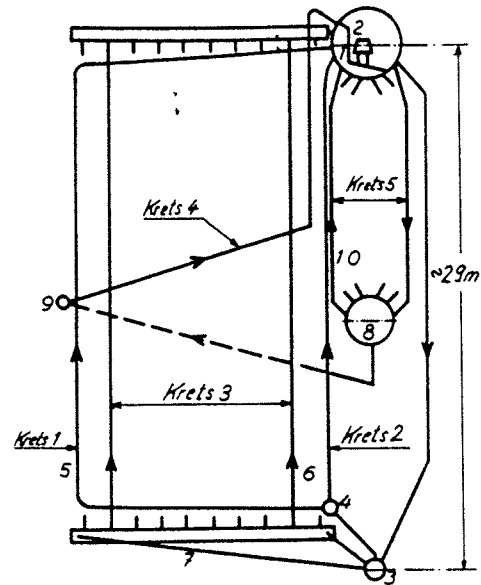
However, to evaluate the cause for possibly measured poor circulation and to propose adequate system improvements, calculations must be done.

Also to predict circulation at increased boiler load and to suggest possible required up grading of the circulation system, calculations must be done.

Conclusion: Circulation should be calculated *and* be measured.

Circulation circuits in a recovery boiler.

The main circuits in a recovery boiler, as being shown in the sketch are: frontwall, rearwall, sidewalls, water screen and boiler bank. All these circuits are connected and work in parallel, which means that they all more or less affect each other.



Terminology

Circulation is normally described using the following parameters:

- * Tube water inlet velocity.
As there is a two-phase flow in the riser tubes it is practical to specify the water velocity at the tube inlet, i.e. at a point where there is not yet any steam in the tube.
- * Steam quality
The steam quality is the same as steam content at the riser tube outlet, normally expressed as vol-%.
- * Circulation number
The circulation number for a circuit is defined as the ratio between the circuit water and steam flow.
The circulation number for the boiler, the total circulation number, is the net result of the circulation in the different circuits and is thus the ratio between the total water flow in the boiler and the total steam generation from the boiler.

Criteria for proper circulation

For riser tubes recommended maximum steam quality is, depending on boiler manufacturer, in the range 70 - 85 vol-%.

For furnace tubes a normal recommended minimum inlet velocity is 0,5 m/s.

(E.g. the Swedish Recovery Boiler Committee is recommending minimum 0,5 m/s for furnace floor tubes).

Actual cases

Case 1: who is responsible?

A nose tube had ruptured, a large number of nose tubes had been overheated and had partly been corroded.

The mill's opinion was that poor circulation was the cause of the failure, i.e. that the boiler design was inadequate.

The supplier's opinion was that maloperation of the boiler caused the failure and that probably the drum water level had been lost.

In a situation like this it is of value to have a calculation done by an independent third party.

We could show that there was nothing wrong with the design of the circulation system.

It could also be shown that - at a lost drum level - it was logical that the nose tube ruptured before the water screen was damaged, in spite of the fact that circulation stopped in the water screen before it stopped in the nose wall.

Case 2: Substantially increased furnace corrosion.

In this case the steam generation had been increased to 54 % above original design. Substantially increased rate of corrosion was discovered in the furnace, especially at the lower side wall corners.

The boiler supplier claimed that circulation was to be sufficient for the increased load. Calculations, however, revealed that expected water inlet velocities at side wall corners were less than 0.2 m/s.

Pitot tubes installed later on confirmed the velocity 0,2 m/s,

The calculation showed that the main problem was insufficient capacity for the upper circulation tubes connecting the side wall upper heaters and the steam drum.

Case 3: Ruptured water screen tube.

The boiler in this case (see [figure 1](#)) has been upgraded a few times including the added superheater before the water screen.

The load has been increased over the years. After that a water screen tube had ruptured. it was questioned if the circulation was adequate.

Calculation showed that the water inlet velocity to the water screen and especially the boiler bank was below recommended values.

The increased load in combination with insufficient capacity in the boiler bank circuit and a high pressure drop in the drum cyclones caused poor circulation in the water screen and boiler bank. In addition to this the added superheater in front of the water screen further reduced the driving force in the latter.

The modification being done included increased number of down comers in the boiler bank, increased number of cyclones and a new water screen including new lower and upper circulation tubes.

Calculations predicted an improvement of the water inlet velocity of 58 % for the water screen and as much as 325 % for the boiler bank. Measurements carried out on the water screen in December last year confirmed the expected improvement (Flow measurements on the boiler bank is not possible).

Case 4 and 5: Failures in "weak" circulation circuits.

Traditionally the main concern has been focused, by obvious reasons, on furnace tubes (specially floor tubes), where a tube rupture may be devastating. Some times the opinion has been expressed that circuits like the boiler bank (which has a "weak" driving force) is of no concern because there will always be some kind of circulation-although instable-that is enough to cool the tubes.

Case 4 and 5 show that this type neglectoin of "weak" circulation circuits is unwise.

Case 4: Boiler bank tube failure.

In November last year three leaking tubes and severe internal cracking in a large number of tubes in the last riser tube rows in the boiler bank were discovered in this boiler (see [figure 2](#)). Red fire side oxide and tube structure investigation indicated overheating. The cracks were typically thermal.

The mill ordered a circulation study from the boiler supplier and the conclusion of this one was that the circulation was satisfactory, however somewhat instable in the boiler bank, yes not more instable at the new higher load compared to earlier load level.

Our boiler inspectors advised the mill to put on thermo probes on a number of the problem tubes.

After showing frequent peaks 120° C above the saturation temperature (at normal boiler operation) the mill asked also ÅF-IPK to do a circulation calculation, the result of which indicated steam qualities around 87 vol-% (where the boiler supplier had 53 vol-%).

The boiler will shortly be rebuilt according to our recommendations.

The confusingly big difference in the calculation results is probably explained by different ways of handling of the slip.

In this particular case the boiler supplier admitted that they had calculated with no slip.

It should be noted that the slip has most pronounced effect in these "weak" circuits where the water inlet velocity is very low.

Also the next discussed case is concerning circulation in "weak" circuits and includes as well a big difference in calculation result between the supplier of that boiler and our calculation.

Case 5: Tube failures in wall tube circuits before the boiler bank.

The circuits are shown in figure 3 (configuration after retrofit late 1995) and figure 4 (configuration after retrofit 1996).

Four tube failures occurred in the roof tubes and one in the upper part of the tubes in one of the side walls before the boiler bank.

Calculations indicated 97 vol-% outlet steam quality for the least heated roof tubes and 89 vol-% for the side walls before the boiler bank.

Installed thermo probes and pitot tubes have confirmed the poor circulation. Into the picture also comes a modification of the boiler bank done in early 1995, which negatively affects the circulation in the discussed circuits.

Conclusion: To enable correct actions a proper handling of the slip factor is especially required when calculating "weak" circuits with low water inlet velocities.

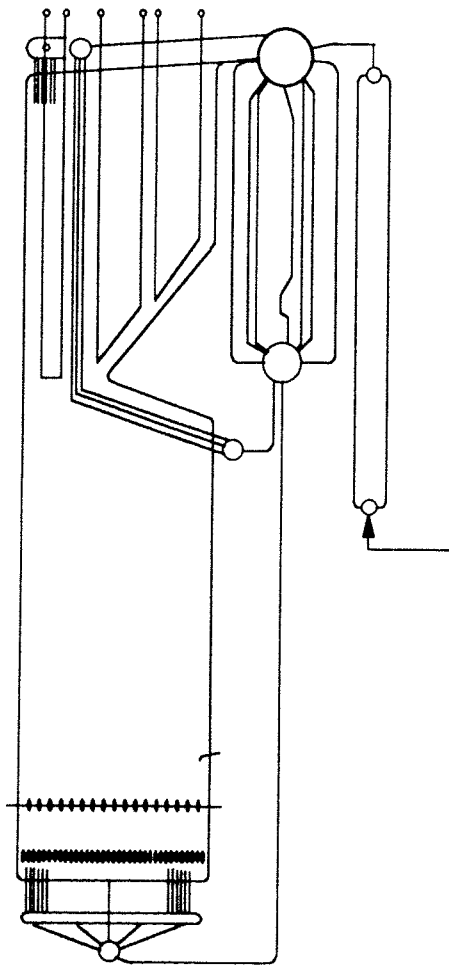


Figure 1

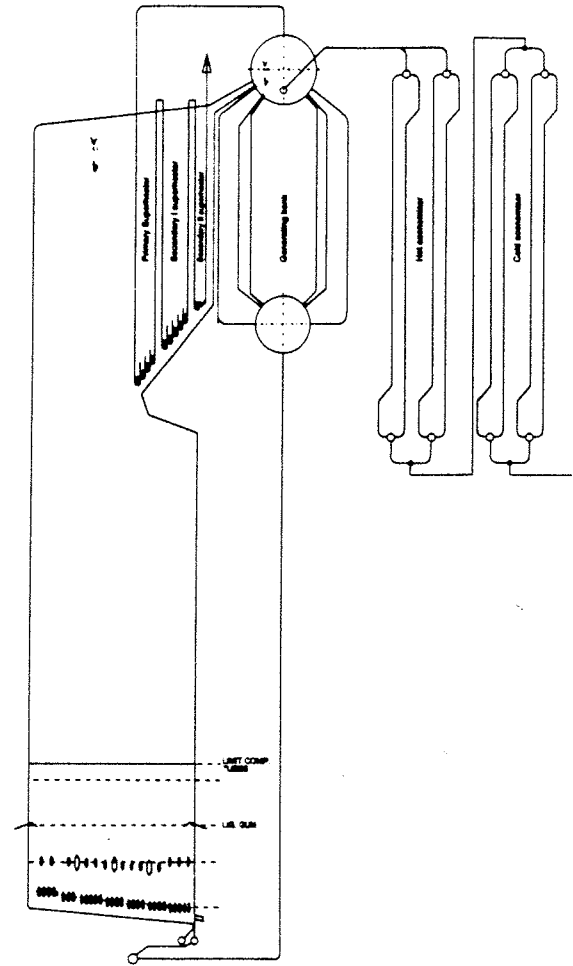


Figure 2

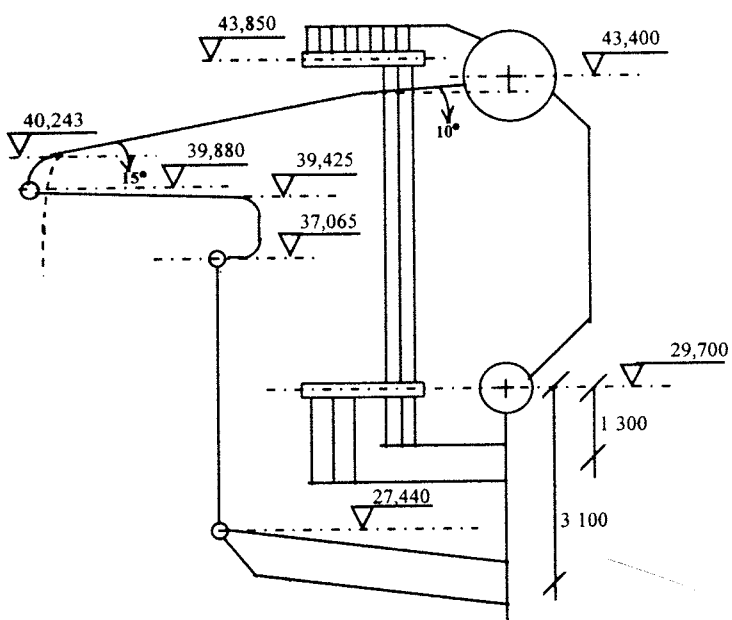


Figure 3

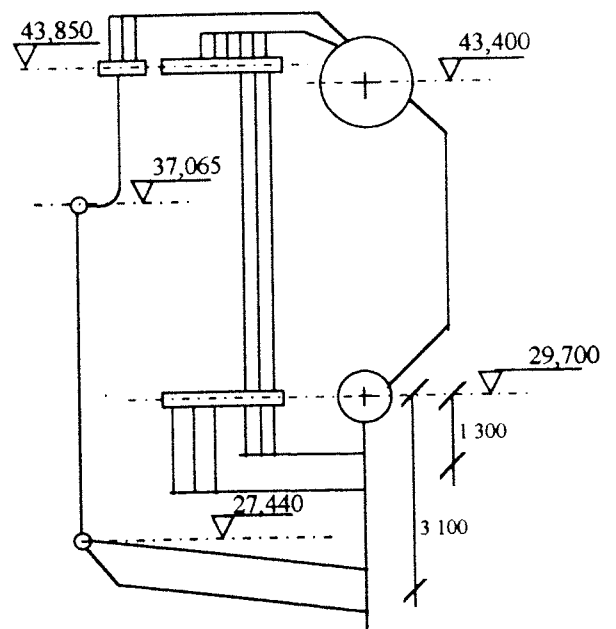


Figure 4

Raimo Paju ja Jukka Savolainen
Ahlstrom Machinery Oy

HANDLING OF NCG AND FIRING OF NCG IN RECOVERY BOILER

ABSTRACT

Tighter environmental regulations have increased the interest to collect noncondensable gases (NCG) in sulfate pulp mills. Also some process changes are increasing the amount of TRS gases per ton of produced pulp. At the same time it is more and more economically reasonable to collect and process the sulfur in NCG for reuse in the mill. Because of the environmental regulations more is also expected from the spare systems of NCG handling. All this has increased the need to use the recovery boiler as a means to incinerate NCG despite that earlier the risks of burning NCG in the recovery boiler were considered too big. This paper shortly discusses the general aspects of NCG treatment and then concentrates to NCG firing in the recovery boiler.

HAJUKAASUJEN KÄSITTELY JA POLTTO

Johdanto

Selluloosatehtaat pitävät yhä enemmän huolta siitä, että hajukaasuja ei pääse prosessista ympäröivään ilmaan. Hajukaasuja on otettava talteen sekä lainsäädännöllisistä että ympäristönsuojelusyistä. Eräät sulfaattiselluprosessin muutokset lisäävät sellutonnin kohti syntyvien TRS-kaasujen määrää. On olemassa eräitä taloudellisia näkökohtia, joiden vuoksi on kannattavaa monessa tapauksessa ottaa hajukaasujen rikki talteen ja jatkokäsittelyyn. Talteenoton ensimmäisessä vaiheessa on usein tarve ensin polttaa hajukaasut. Jatkokäsittelylle on markkinoilla olemassa uusia mielenkiintoisia prosessivaihtoehtoja. Niiden lisäksi polttamista soodakattilassa katsotaan hyvin realistisena vaihtoehtona. Tässä esitelmässä kerrotaan yleisesti hajukaasujen keräämisestä ja käsittelystä, sekä hieman yksityiskohtaisemmin niiden polttamisesta soodakattilassa.

Hajukaasujen ominaisuuksista

Hajukaasuista käytetään kansainvälisessä terminologiassa yleisesti nimeä lauhumattomat kaasut (non-condensable gases, NCG). Hajukaasut sisältävät pelkistyneitä rikkiyhdisteitä, tärpättiä, metanolia ja muita orgaanisia komponentteja. Seuraavassa on lueteltu tärkeimmät pelkistyneet rikkiyhdisteet :

- | | |
|-------------------------------|---------------|
| - rikkivety | H_2S |
| - metyyliimerkaptaani (MM) | CH_3SH |
| - dimetyylisulfidi (DMS) | $(CH_3)_2S$ |
| - dimetyylidisulfidi (DMDS) | $(CH_3)_2S_2$ |

Yllä mainituista pelkistyneistä rikkiyhdisteistä (paitsi H_2S) käytetään aika yleisesti hieman epätarkkaa ilmaisu TRS (totally reduced sulfur). Joskus TRS-käsitteeseen sisällytetään myös H_2S .

Hajukaasut ovat myrkyllisiä, syövyttäviä, ja helposti syttyviä (ja räjähtäviä) jos kaasussa on sopiva määrä happea. Tämän johdosta hajukaasujärjestelmän suunnittelussa on oltava erittäin huolellinen.

Hajukaasut jaetaan kahteen pääryhmään: väkevät hajukaasut ja laimeat hajukaasut.

Laimeita hajukaasuja (high volume - low concentration, HVLC) vapautuu hyvin monesta kohdasta sellutehtaalla. Tyypillisiä keräyskohteita ovat mustalipeän säiliöalue, pesureiden huuvat, esi-imeytystornit, mäntyöljyn keitto, kaustisoinnin laitteet, soodakattilan sekoitussäiliö. Laimeiden hajukaasujen keräilyn ja prosessoinnin tekee työlääksi kaasujen suuri tilavuusmäärä ja kaasujen vapautumiskohtien sijainti eri paikoissa laajaa tehdasaluetta.

Laimeissa hajukaasuissa on helposti syttyvien aineiden lisäksi niin paljon ilmaa, että palavien aineiden konsentraatio on alemman räjähdysrajan pitoisuuden (Lower Explosive Limit, eli L.E.L.) alapuolella. Tarvittaessa laimeiden hajukaasujen on annettava laimentua riittävästi. Alempana räjähdysrajana on pidetty hajukomponenttien 2 %:n pitoisuutta. Suositeltavampaa on pitää raja alempana, esim. 0,5 tilavuusprosentissa. Yleensä ollaan helposti tämän rajan alapuolella.

Väkeviä hajukaasuja (low volume - high concentration, LVHC) kerätään keittämön puskujärjestelmästä, haihduttamon tyhjökaivosta, likaislauhteen strippauksesta, likaislauhdesäiliöstä, tärpättijärjestelmästä, lipeän lämpökäsittelylaitoksesta. Korkeakuiva-aine-konsentraattorin hajukaasut voidaan johtaa erillistä reittiä pitkin hajukaasujen käsittelyyn.

Väkevät hajukaasut pidetään räjähtävän väkevyyden alueen ulkopuolella siten, että hapen ei anneta päästä keräys- ja käsittelyjärjestelmään. Kaasuseoksessa on niin vähän happea, että se ei pysty syttymään tai palamaan.

Väkevien hajukaasujen eri komponenteilla on erilaiset ominaisuudet. Hajukynnys vaihtelee alueella 0,0004 - 10 ppm, räjähtävä pitoisuus ilmassa 0,8 - 45,5 %, lämpöarvo 17,5 - 30,9 MJ/kg ja tiheys 1,4 - 6,0 kg/m³.

Väkevät hajukaasut ovat erittäin korrodoivia. Rikkiyhdisteet lauhtuvat muodostaen happamia nesteitä, mikä vaatii ruostumattoman teräksen käyttöä hajukaasusysteemeissä. Tärpätti ja metanoli puolestaan ovat voimakkaita liuottimia, minkä vuoksi lasikuitu- ja muoviosien käyttöä olisi vältettävä. Väkevät hajukaasut ovat myös erittäin myrkyllisiä ja ilman läsnäollessa helposti syttyviä ja räjähtäviä. Yleisesti hyväksytty alue sulfaattisellutehtaan hajukaasujen räjähtävyydelle on 2 - 50 %:n pitoisuus ilmassa. Puhdas tärpätti on räjähtävää 1 %:n pitoisuudessa.

Hajukaasujen nopeus kaasuputkistossa on suunniteltava suuremmaksi kuin mitä kaasun liekin etenemisnopeus on. Liekin etenemisnopeus TRS-kaasuille ja metanolille on noin 0.5 m/s, mutta noin 150 m/s puhtaalle tärpättille. Tärpätin erotus on siten tärkeää.

Itsesyttymislämpötila on suunnittelussa otettava erikseen huomioon. Kaasut syttyvät palamaan hapen läsnäollessa, vaikka sytytyslähdettä ei olisikaan, kun kaasut lämmitetään itsesyttymislämpötilaan tai sen yläpuolelle. Hajukaasujen itsesyttymislämpötilat ovat kuitenkin 200°C:n yläpuolella.

Hajukaasujen keräily

Väkevät hajukaasut kerätään yleensä höyryejektorien avulla, jotta vältetään vuotoilman joutuminen kaasujen sekaan. Yhdessä kaasulinjassa riittää usein yksi ejektori pisananerottimiseen, jolleivät siirtomatka ja painehäviö ole liian suuria. Mikäli stripperikaasut poltetaan, ne johdetaan omalla (korkeammalla) paineellaan suoraan polttimille, koska niiden lämpötila ja kosteus ovat korkeita. Kaasuputket on syytä varustaa liekinestimillä. Stripperikaasut voidaan johtaa vaihtoehtoisesti väkevöintikolonneihin, josta nestemäinen metanoli johdetaan omaan säiliöönsä ja edelleen polttoon. Väkevöidyn metanolin konsentraatio on yli 75 %, joten se on erinomainen polttoaine meesauunilla tai tukipolttoaine hajukaasuja poltettaessa..

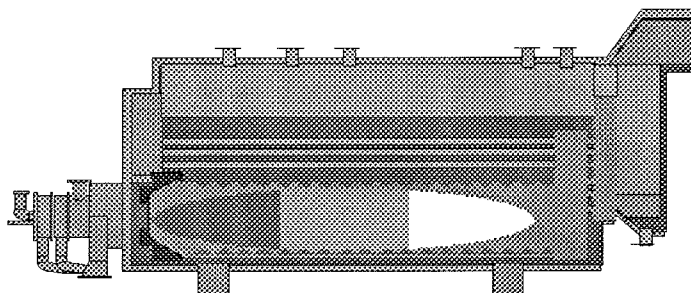
Muut väkevät hajukaasut johdetaan vesilukkoon. Vesilukosta ulos tuleva kaasu imetään ejektorilla polttoon.

Laimeat hajukaasut siirretään keräyspisteistään käsittelyyn puhaltimilla. Kaasujen määrää kustakin kohteesta voidaan säädellä (teoriassa) puhaltimen imua säätämällä. Puhaltimien kapasiteetti ja ajotapa vaikuttavat eniten imettyjen kaasujen virtausmäärään. Vaikka laimeiden hajukaasujen virtausmäärää yritettäisiinkin pitää kohtuullisena, on hajukaasujen laimennuttava alemman räjähdysrajan pitoisuuden alapuolelle.

Vaihtoehtoisia polttopaikkoja väkeville hajukaasuille

Meesauunია käytetään yleisesti hajukaasujen polttopaikkana. Hajukaasut vähentävät ostettavan polttoöljyn tai maakaasun tarvetta, mutta aiheuttavat samalla rikkidioksidi-päästön. Jos hajukaasujen määrä on suuri, kaikki rikki ei todennäköisesti pysty sitoutumaan uunin kalkkiin. Rikkidioksidi on poistettava silloin uunin savukaasuista venturiskrubberilla tai jollakin muulla pesurilla. Hajukaasujen poltto meesauunissa saattaa osaltaan myötävaikuttaa renkaan muodostumiseen uunissa, mikä hankaloittaa uunin ajoa.

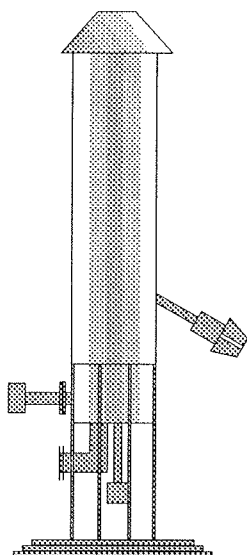
Hajukaasujen poltto omassa erillisessä hajukaasun polttolaitteessa on käytännöllinen siksi, että se toimii varsinaisesta selluprosessista erillään ja selluprosessin mahdollisista häiriöistä riippumatta. Polttoon on helppo yhdistää lämmöntalteenottokattila, joka tuottaa esim. 18 bar:n kylläistä höyryä. Poltin voi olla monipolttoainepoltin, eli siinä poltetaan myös maakaasua, öljyä, tai metanolia.



Kuva 1. Hajukaasun polttolaite ja kattila

Erillisessä hajukaasun polttolaitteessa vapautunut lämpö voidaan ottaa kattilan sijasta talteen ns. sammutuspesurissa, eli quench-skrubberissa. Savukaasujen lämpö sidotaan pesurissa kierrätettävään bisulfiittiliuokseen, joista lämpö siirretään kuumaan veteen.

Polttamista soihdussa pidetään yleensä muiden käsittelyprosessien varajärjestelmänä. Soihdussa hajukaasut poltetaan monipolttoainepolttimessa, jonka tukipolttoaineena käytetään nesteytettyä metanolia tai kevyttä polttoöljyä. Poltto tapahtuu ilman pakkosyötöllä.



Kuva 2. Soihtu hajukaasujen polttoa varten. Halkaisija esim.1000 mm.

Hajukaasuja on muutamassa tapauksessa poltettu voimakattilassa. Tällöin ongelmaksi on saattanut tulla rikkihapokkeen lauhtuminen ja kattilan viileämpien pintojen syöpyminen. Kattilan lämpöpinnat ehkä likaantuvat herkemmin.

Väkevien hajukaasujen polttamisella soodakattilassa on monia etuja. Rikki saadaan takaisin suoraan prosessiin, ei tarvita erillistä lämmöntalteenottojärjestelmää, investointi on kustannuksiltaan huokea, hajukaasujen sisältämä lämpö saadaan tehokkaasti talteen. Toisaalta eräitä haittojakin on olemassa : osa rikistä ei ehkä sitoudu alkaliin, vaan karkaa rikkidioksidina savukaasujen mukana kattilasta, lipeän polttokapasiteetti laskee, polttimen sijainti tulipesän alaosassa saattaa häiritä "normaalintyylistä" polttotapaa. Polttimen rakenteelle ja luotettavalle toiminnalle asetetaan ankarat kesto vaatimukset polttimen sijaitessa tulipesän alaosassa.

Laimeiden hajukaasujen hävitys

Yksittäiset pienehköt virrat laimeita hajukaasuja voidaan pestä tehokkaalla skrubberilla. Jos hajukaasu sisältää ainoastaan tai valtaosiltaan rikkivetyä, ja pesuriin on mitoitettu riittävän monta aineensiirtovaihetta, pesu väkevällä alkalipesurilla erottaa rikkivedyn kaasuvirrasta. Niinsanottujen TRS-komponenttien erottaminen pesurilla on vaikeampaa.

Laimeiden hajukaasujen polttolaitteita ovat meesauuni, soodakattila, voimakattila ja erillinen hajukaasukattila. Tällä hetkellä kiinnostus polttaa laimeita hajukaasuja kokonaan tai osittain soodakattilassa on lisääntymässä.

Hajukaasujen poltto soodakattilassa

Hajukaasujen määrä

Sulfaattiselutehtaassa kerättävien laimeiden hajukaasujen määrä on 1.000 - 4.500 m³/tm keräysjärjestelmän tehokkuudesta ja prosessin ajon huolellisuudesta riippuen. Soodakattila tarvitsee palamisilmaa 5.400 - 6.500 m³n/tm . Riippuen laimeiden hajukaasujen ominaisuuksista ja kattilan rikkidioksidipäästöjen vaatimuksista polttoilmasta voi hajukaasuja olla korkeintaan noin 25 - 30 % , eli 1.350 - 1.950 m³n/tm . Tämän mukaisesti tehtaalla tulee olla muitakin laimeiden hajukaasujen käsittelypaikkoja kuin soodakattila, tai kaasujen keräyksen tehokkuus täytyy tarkistaa kokonaisuudessaan uudelleen. Seuraavassa taulukossa on arvio laimeiden hajukaasujen rikkimäärästä.

Laimeat hajukaasut	hajukaasuyhdisteiden rikki kg S/adtm
pesu	0.05 - 0.1
säiliöhöngät (mustalipeä, likaislauhde)	0.05 - 0.2
mäntyöljyn keitto	0.05 - 0.2
muut	0.10 - 0.3
yhteensä	0.25 - 0.8

Taulukko 1. Sulfaattiselutehtaan laimeiden hajukaasujen rikkimäärät

Väkevien hajukaasujen määrä sulfaattiselutehtaassa on 17 - 55 m³/tm . Määrä riippuu paljon siitä, onko tehtaassa jatkuvatoiminen vai eräkeittäjä. Eräkeittämistä tulee väkeviä hajukaasuja 6 - 18 m³/tm ja vuokeittimestä 0.5 - 1.5 m³/tm. Keittämön LVHC-kaasut sisältävät rikkiä 0,5 - 3 kg/tm. Näiden kaasujen lämpöenergia vaihtelee alueella 5 - 15 MW, joten ne voidaan normaalisti polttaa soodakattilassa omassa polttimessaan. Seuraavassa taulukossa on lukemia väkevien hajukaasujen sisältämistä rikkimääristä.

Väkevät hajukaasut	hajukaasuyhdisteiden rikki kg S/adtm
keitto ja pesu	0.5 - 3.0
haihduttamon tyhjökaivo	0.2 - 4.3
stripperi	0.5 - 1.0
korkea-kuiva-ainekonsentraattori	1.0 - 5.0
yhteensä	2.2 - 13.3

Taulukko 2. Sulfaattisellutehtaan väkevien hajukaasujen rikkipitoisuus

Kirjallisuuden esittämät tiedot ja arviot hajukaasujen ja niiden komponenttien määristä ovat osittain ristiriitaisia ja vaihtelevat paljon. Paperi ja Puu -lehden artikkelin / 1 / mukaan New Oji Tomakomain tehtaan Kamyrr-keittämöltä tulee väkeviä hajukaasuja peräti noin 250 m³/tm poltettavaksi soodakattilassa. Kyseisen hajukaasuvirran TRS-pitoisuus on 17 000 ppm (1,7 til-%), jolloin rikkimäärä olisi suuruusluokkaa 6 kg S/tm. Laimeiden hajukaasujen kerätty määrä New Ojin tehtaassa oli ainoastaan 10 000 m³h eli noin 420 m³tm. Hajukaasuyhdisteiden rikkimäärä laimeissa kaasuissa oli kuitenkin noin 0,3 kg S/tm. Laimeat hajukaasut Ojin tehtaalla joko poltetaan hiilikattilassa tai ne johdetaan varatienä olevaan mustalipeän hapetustorniin. Lisäksi siellä erittäin laimeita hajukaasuja johdetaan 207 m korkeaan piippuun.

Polttopaikkojen sijainti kattilassa

Laimeat hajukaasut voidaan johtaa soodakattilan tulipesään joko polttoilman seassa tai omien erillisten hajukaasusuuttimien kautta. Kummassakin tapauksessa laimeita hajukaasuja käytetään polttoilmana. Erilliset hajukaasusuuttimet ovat suositeltavampia. Kaasujen kosteuspitoisuutta on pienennettävä jäähdyttämällä kaasujen lämpötila noin 40 °C:seen. Pisaranerotuksen jälkeen kaasujen lämpötila on nostettava korkeammaksi lauhtumisen estämiseksi.

Laimeat kaasut voidaan johtaa tulipesään joko sekundääri- tai tertiääri-ilmatasolla. Jos hajukaasujen määrä on pieni, eli vähemmän kuin 15 % kattilan koko ilman tarpeesta, tertiääritaso on sovelias. Kuitenkin tässäkin tapauksessa voi joskus olla parempi käyttää sekundääritasoa, jos TRS-komponenttien pitoisuus on korkea (tuhansia ppm:iä) tai pitoisuus vaihtelee korkean ja alhaisen välillä. Isommat määrät laimeita hajukaasuja on syytä polttaa sekundääri-ilmatasolla.

Laimeiden hajukaasujen määrä saattaa vaihdella. Jos näin on, täytyy huolehtia siitä, että se ei vaikuta kattilan toimintaan. Hajukaasumäärän vaihtelut pitää kompensoida oikean polttoilman määrää säätäen, jotta kokonaisilman määrä pysyy vakiona. Polttoilman määrän jakaantuminen primääri-, sekundääri- ja tertiääri-ilman kesken ei saa vaihdella hajukaasujen määrän vaihdellessa.

Laimeita hajukaasuja ei pidä johtaa soodakattilaan jos kattilan lipeänpolttokuorma on pienempi kuin 50 % normaalista maksimikuormasta. Yleensä tämä tarkoittaa tilannetta kattilan käyntiinajossa tai alasajossa.

Väkevät hajukaasut voitaisiin periaatteessa polttaa soodakattilan tulipesässä ilman poltinta tai apupolttoainetta, mutta turvallisuussyistä ja käytännöllisemmän ajon ohjauksen takia ne poltetaan omassa polttimessaan. Polton käynnistämisen helpottamiseksi ja väkevien hajukaasujen määrän tai väkevyyden muutosten tasoittamiseksi on syytä käyttää ainakin pientä määrää apupolttoainetta kaiken aikaa. Apupolttoaineena voi olla nestemäinen metanoli, öljy tai maakaasu. Apupolttoaineliikki on oltava lukitusehtona väkevien hajukaasujen ottamiselle polttimelle.

Väkevien hajukaasujen polttimen on sijaittava tulipesässä niin alhaalla kuin mahdollista, jotta voitaisiin varmistua siitä, että kaikki hajukaasun rikki reagoi natriumin tai kaliumin kanssa. Poltin sijoitetaan lipeäruiskujen tason alapuolelle, sekundääri-ilmarekisterin yläpuolelle. Jos kattilassa on yksi hajukaasupoltin, sen olisi sijaittava suunnilleen kattilan keskilinjalla, etu- tai takaseinällä, jottei siitä aiheutuisi savukaasuihin vinokuormaa.

Väkevien hajukaasujen poltin on monipolttoainepoltin, eli siinä poltetaan sekä nestemäistä metanolia että väkeviä hajukaasuja. Soodakattilan poltin pystyy yleensä polttamaan tehtaan kaiken metanolin ja kaikki väkevät hajukaasut. Palamisilma voidaan ottaa sekundääri-ilmakanavasta, tai sitten polttimella on oma ilmapuhaltimensa, joka imee palamisilman polttimen yläpuolella olevasta huuvasta. Poltin käynnistetään nestekaasu-pilotliekillä, joka antaa tiedon palamisesta liekinvartijalle. Tämä tieto käynnistää metanoli- ja hajukaasupolton. Liekinvartija toimii IR -aallonpituusalueella. Tämä tyyppi on varmatoimisempi valvontaelin kuin UV -alueella toimiva silloin kun poltettava kaasu sisältää runsaasti kosteutta.

Laitteisto

Laimeiden hajukaasujen järjestelmä vaatii ainakin seuraavia laitteita:

- sulkuventtiili keräysjärjestelmän ja kattilan välille
- kipinöimätön puhallin
- skrubberit ja esilämmitin
- pisanerotin, kanavat, lauhteen tyhjennysyhteet
- hajukaasusuuttimet, puhdistusaukot venttiileineen

Väkevien hajukaasujen järjestelmä vaatii turvallisuussyistä enemmän erilaisia laitteita :

- sulkuventtiileitä, ilmastusputkistoja
- höyryejektoreita, vesilukkoja
- varoventtiileitä, tyhjänestoventtiileitä, murtolevyjä
- liekinestimiä, pisanerottimia
- maadoitettu putkisto eristettynä, lauhteenpoistoyhteet
- poltin

Vaikutus kattilan toimintaan

Laimeitten hajukaasujen vaikutus soodakattilan toimintaan rajoittuu pääasiassa rikin ja kosteuden määrän muutoksiin. Hajukaasujen mukana tulevaa vesimäärää pitäisi pienentää alentamalla kaasujen lämpötilaa lämmönvaihtimien tai skrubberien avulla niin paljon, että lämpötila laskee noin 40°C:seen. Kaasun vesisisältö on tällöin noin 50 g H₂O/kg k.i. Tämä vesipitoisuus lisää tulipesän savukaasujen kokonaisvesimäärää 5 - 20 % riippuen lipeän kuiva-aineesta ja hajukaasujen määrästä.

Laimeat hajukaasut sisältävät yleensä 100 - 1000 ppm TRS-kaasuja. Turvallisuussyistä laimeiden hajukaasujen väkevyyden on oltava korkeintaan 25 % alemman räjähdysrajan (L.E.L.) väkevyydestä, mikä käytännössä tarkoittaa TRS-pitoisuutta max. 5000 ppm. Tulipesässä lisääntyvän rikin kokonaismäärä erilaisilla laimeiden hajukaasujen määrillä on esitetty taulukossa 3. Lukemat perustuvat siihen, että mustalipeän kuiva-aineessa on 5 % rikkiä. Havaitaan, että laimeiden hajukaasujen normaaleilla määrillä ja TRS-pitoisuuksilla rikkimäärä kasvaa ainoastaan 0 - 2 %.

Laimeiden hajukaasujen osuus kokonais-polttoilman määrästä	100 ppm TRS	1000 ppm TRS	5000 ppm TRS
10 %	0,1 %	1,0 %	5,2 %
20 %	0,2 %	2,1 %	10,3 %
30 %	0,3 %	3,1 %	15,5 %

Taulukko 3. Rikin määrän kasvu tulipesässä erilaisilla laimeiden hajukaasujen osuuksilla ja eri väkevyyksillä

Mikäli mustalipeän $S/(Na_2 + K_2)$ -suhde on hyvin korkea tai lipeän kuiva-ainepitoisuus on hyvin alhainen, osa hajukaasujen rikistä saattaa poistua tulipesästä rikkidioksidina, koska tulipesässä ei savukaasussa ole riittävästi natriumia eikä kaliumia reagoimaan kaiken rikin kanssa. Tämä johtaa mahdollisesti kattilan rikkidioksidiemissioiden kasvuun.

Väkevillä kaasuilla on paljon suurempi vaikutus soodakattilan toimintaan kuin laimeilla hajukaasuilla. Väkevät hajukaasut ovat polttoainetta, jonka lämpöarvo on 11 - 14 MJ / m³n . Tyypillisesti väkevät hajukaasut lisäävät soodakattilan polttoilman tarvetta noin 5 % , savukaasumäärää 4 - 5 % , kokonaisrikin määrää 5 - 10 % ja lämpöenergiaa noin 2 % .

Väkevien hajukaasujen poltto vaikuttaa soodakattilan lipeänpolttokapasiteettiin. Uusissa kattiloissa tämä voidaan ottaa suunnittelussa alunperin huomioon. Vanhoihin kattiloihin lisätyt polttimet saattavat lisätä niin paljon polttoilman tarvetta, savukaasun määrää ja höyrystymisen määrää, että itse mustalipeän polttokapasiteetti laskee.

Koska väkevien hajukaasujen poltin sijaitsee tulipesän alaosassa, se vaikuttaa keon hallintaan. Tulipesän alaosaan tulee lisää lämpöä ja polttimen liekki aiheuttaa muutoksia kaasujen virtauksissa. Mustalipeän ruiskutukseen ja polttoilman syöttöön täytyy tällöin aina tehdä muutoksia, jotta keko ja tulipesä alaosan toiminta pysyisivät hallinnassa. Käytännössä tämä tarkoittaa, että suurempia pisaroita on ruiskutettava pesään, ja että sekundaari-ilmamalliin tulee korjauksia.

Väkevien hajukaasujen poltin saattaa muuttaa savukaasujen virtausprofiilia tulipesän alaosassa. Samalla polttovyöhykkeeseen tulee lisää lämpöä. Näiden yhteisvaikutuksesta roiskepölyn (carry-over) määrä voi kasvaa. Lipeäpisarat palavat nopeammin, ja kulkeutuvat savukaasun mukana helpommin tulipesän ylempiin osiin, jossa sitten lämpöpinnat likaantuvat nopeammin . Tätä taas voidaan vähentää ruiskuttamalla pesään suurempia pisaroita.

Väkevien hajukaasujen poltto kasvattaa kokonais $S/(Na_2 + K_2)$ -suhdetta kattilan tulipesässä. Mikäli mustalipeän $S/(Na_2 + K_2)$ -suhde on korkea tai kuiva-ainepitoisuus on alhainen ($< 70\%$), niin että savukaasuihin on jo jäänyt rikkidioksidia lipeän poltosta, on todella vaikeata saada hajukaasujen polton rikkidioksidia sitoutumaan alkaleihin. Tulipesän alaosan lämpötilan nousu kylläkin lisää alkalihöyryjen määrää jonkin verran, mutta valtaosa hajukaasujen rikistä jää tällöin SO_2 :ksi savukaasuihin. Taulukossa 4. näytetään, miten paljon savukaasujen rikkidioksidipitoisuus nousee hajukaasujen polton seurauksena, jollei yhtään hajukaasujen rikistä sitoudu alkaleihin.

	1,0 kgS/tm	2,0 kgS/tm	3,0 kgS/tm	4,0 kgS/tm
1.5 tka/tm	119 ppm	239 ppm	358 ppm	478 ppm
1.7 tka/tm	105 ppm	211 ppm	316 ppm	422 ppm
1.9 tka/tm	94 ppm	189 ppm	283 ppm	377 ppm

Taulukko 4. Hajukaasun poltosta johtuvan SO_2 -emission kasvu, kun yhtään syntyvästä SO_2 :sta ei sitoudu alkaliin.

Kasvava $S/(Na_2 + K_2)$ -suhde lisää kattilan likaantumista samalla tavalla kuin mustalipeän korkeampi sulfiditeetti. Samaten kasvanut savukaasujen määrä ja lämpötilan kohoaminen johtavat suurempaan likaantumiseen, ellei lipeänpolttoa vähennetä.

Väkevien hajukaasujen poltin lisää käyttökonekannan muutenkin raskasta työtaakkaa. Poltin sijaitsee ankarassa ympäristössä ja vaatii säännöllisin välein tapahtuvaa puhdistusta ja tarkastusta.

Turvallisuus

Koska hajukaasut ovat myrkyllisiä, syövyttäviä ja riittävän hapen läsnäollessa palavia (ja räjähtäviä), hajukaasujärjestelmän suunnittelussa, rakentamisessa ja käyttämisessä on oltava huolellisia. Ainakin seuraavia seikkoja on otettava huomioon:

- hajukaasut on pidettävä niiden räjähdysalueen ulkopuolella joko laimentamalla niitä ilmalla (HVLC) tai pitämällä ilma poissa keräys- ja hävittämisjärjestelmästä siten, että ilman määrä on riittämätön palamisen ylläpitämiseksi (LVHC)
- kosteuspitoisuutta on syytä laskea ennen polttoa (HVLC)
- kaasun nopeuden olisi oltava suurempi kuin liekin kulkunopeus
- kaasuputkistot on suunniteltava kalteviksi ja niissä on oltava lauhteen tyhjennykset
- ilmastus- tai varaputkisto on johdettava turvalliseen paikkaan

- hajukaasut voidaan ottaa poltettavaksi vain silloin, kun kattilassa on riittävän suuri lipeän poltto päällä
- räjähdyslevyt, liekinestimet, varoventtiilit ja tyhjöventtiilit on oltava oikein asennettuja
- lukitukset ja säädöt ovat huolellisesti suunniteltuja

Yhteenveto

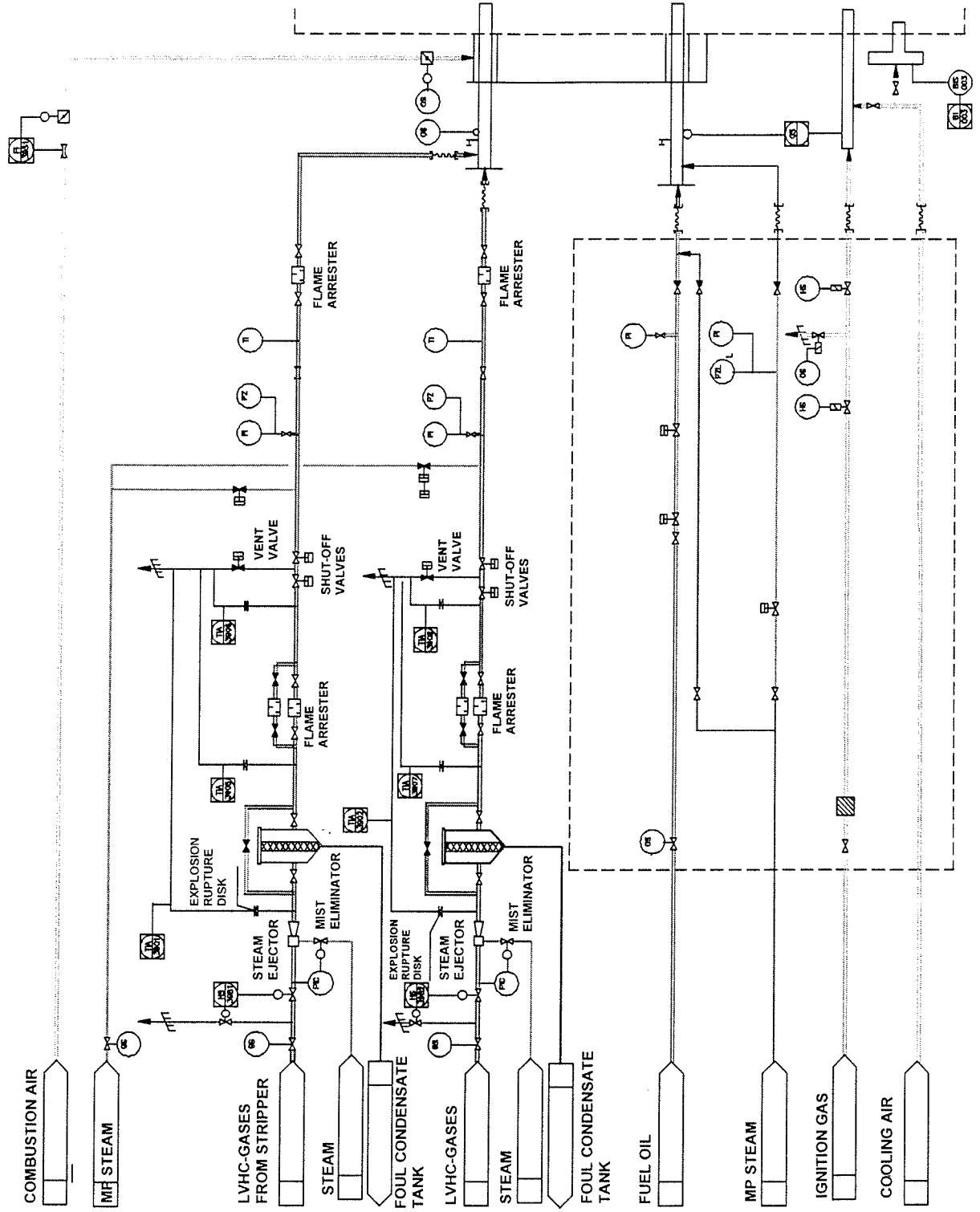
Kiinnostus hajukaasujen polttamiseen soodakattiloissa kasvaa. Sekä väkeviä että varsinkin laimeita hajukaasuja on poltettu monessa kattilassa menestyksellä. Sellutehtaan kannalta katsoen tämä on usein edullista. Soodakattilan toiminnan ja käytettävyyden kannalta katsoen hajukaasujen polttaminen on usein epäedullista. Jokainen tapaus pitää tutkia erikseen ennen hajukaasupolttosysteemin rakentamista. Tehtaissa, joissa soodakattila on tehtaan tuotannon pullonkaulana, tai missä kattilan rikkidioksidiemissiöt muutenkin ovat korkeita, hajukaasujen polttoa soodakattilassa ei pidä tehdä.

Liite: Flow dwg "LVHC-gases, combustion system"

Viite:

1. Kurki, A., Kettula, T., "Hajuntorjunta japanilaisissa sulfaattisellutehtaissa". *Paperi ja Puu - Paper and Timber*, Vol.77(1995), No.10, pp.639-640.

LVHC-GASES, COMBUSTION SYSTEM



HAJUKAASUJEN KÄSITTELY OY METSÄ-BOTNIA AB, KEMIN TEHTAILLA

Hajukaasujen käsittelyssä on lähdetty seuraavista periaatteista.

1. Soodakattila on chemical recovery boiler, joten sen on pystyttävä käsittelemään myös hajukaasut sekä niihin verrattavat rikkiä sisältävät nesteet ja kaasut siten, että ne voidaan käyttää hyväksi keittolipeässä.
2. Soodakattilassa on hyvä polton ohjausjärjestelmä ja erinomaiset savukaasujen puhdistuslaitteet.
3. Laite- ja käyttökustannukset ovat pienet jos ja kun systeemi toimii.

Kemin tehtaiden ajovauhti on vuosituoantona 550000 t kolmella keittimellä (kamyr 1 havua 300 - 650 t/d, kamyr 2 havua ja lehtipuuta 800 - 1500 t/d, purukeitin 80 - 120 t/d)

Soodakattila on mitoitettu 2600 t ka/d ja otettu käyttöön joulukuussa 1990. Savukaasut puhdistetaan kolmessa 2-kenttäisessä sähkösuodattimessa, alkalipesurissa ja lopuksi lämmön talteenotto pesurissa.

Soodakattilasta on kehitetty monipolttoainekattila. Mustalipeän ja turkiöljyn lisäksi siinä on vaihteittain alettu polttaa seuraavia jätteitä.

Vaihe 1, 1991 alusta

Laimeat hajukaasut tertiääri-ilmana tavanomaisena ratkaisuna. Kaasut kerätään lipeälinjan alueelta.

Vaihe 2, kesä 1993

Vahvamustalipeän superväkevöinnin väkevät hajukaasut palautetaan soodakattilaan. Ratkaistiin poltinrakenne. Kehitettiin kuivan mustalipeän (ka 83 %) ruiskutus ja suutinrakenne.

Vaihe 3, kesä 1993

Biologisen puhdistamon sekundaariliete (bioliete) poltetaan mustalipeään sekoitettuna soodakattilassa.

Vaihe 4, syksy 1994

Keittämöalueen väkevät hajukaasut johdetaan samalle hajukaasupolttimelle. Entinen käsittelypaikka (meesauuni) jäi varapaikaksi.

Vaihe 5, marraskuu 1995

Mäntyöljyn 2-vaihekeitto

Vaihe 6, kevät 1995

Likaislauhdelaituksen metanoli (kissanpissa) poltetaan jatkuvana virtana soodakattilassa. Ennen se tehtiin jaksottain meesauunissa.

Vaihe 7, 1998 alkaen

Loputkin laimeat hajukaasut poltetaan soodakattilassa.

Vaiheet 1 - 6 on toteutettu ja vaihe 7 on suunniteltu.

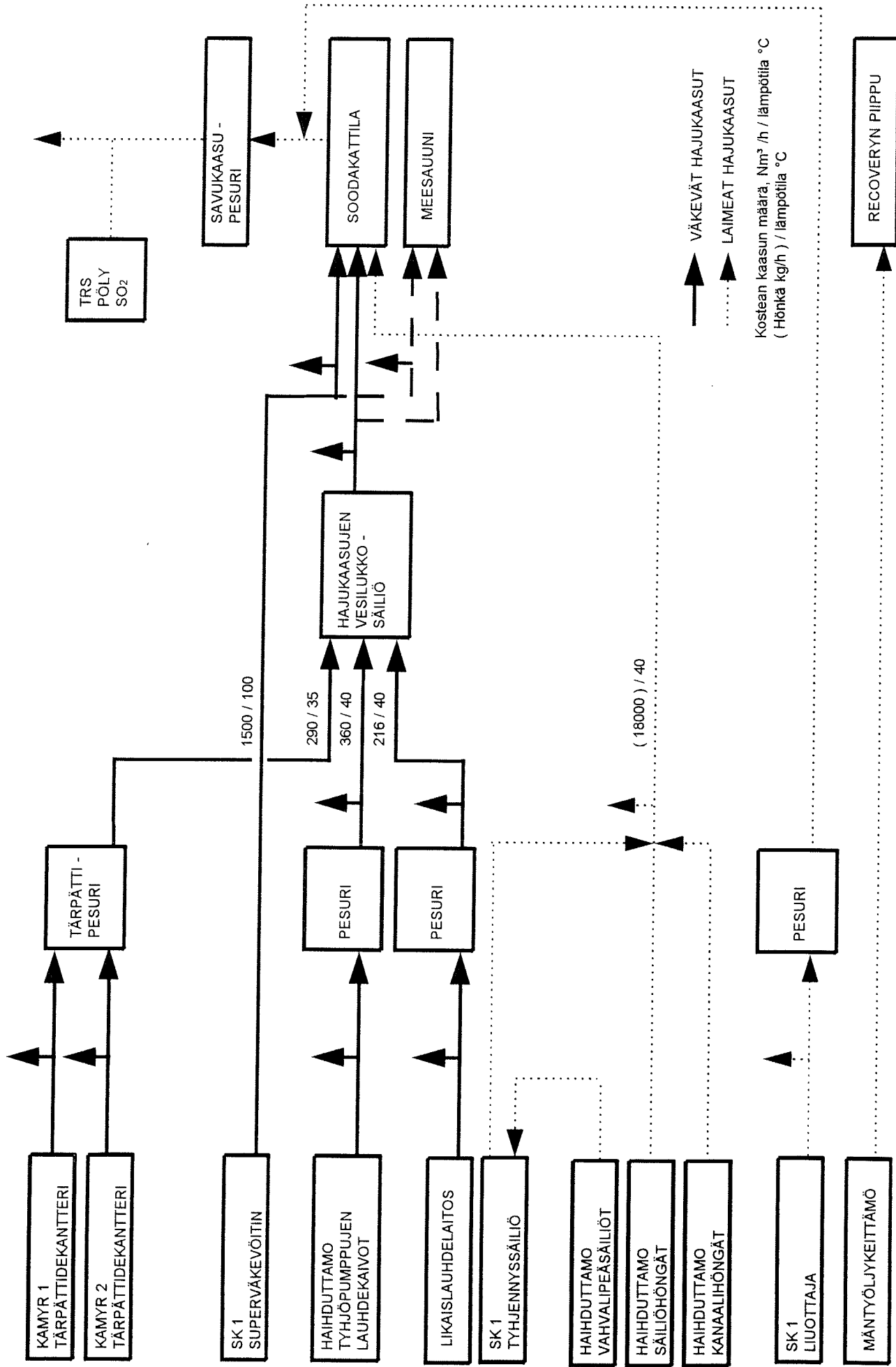
Hajukaasujen keräilyjärjestelmä on oheisessa kaaviossa. Laitteet ja varajärjestelmät ovat tavanomaisia.

Keittämöiden ja muiden prosessiosastojen laimeiden hajukaasujen täydentävä keräilyjärjestelmä on suunniteltu. Toteutusaikataulusta alkaa neuvottelut viranomaisien kanssa. Systeemi on mitoitettu kaasumäärälle n. 20000 N-m³ ja se sopinee vielä soodakattilaan.

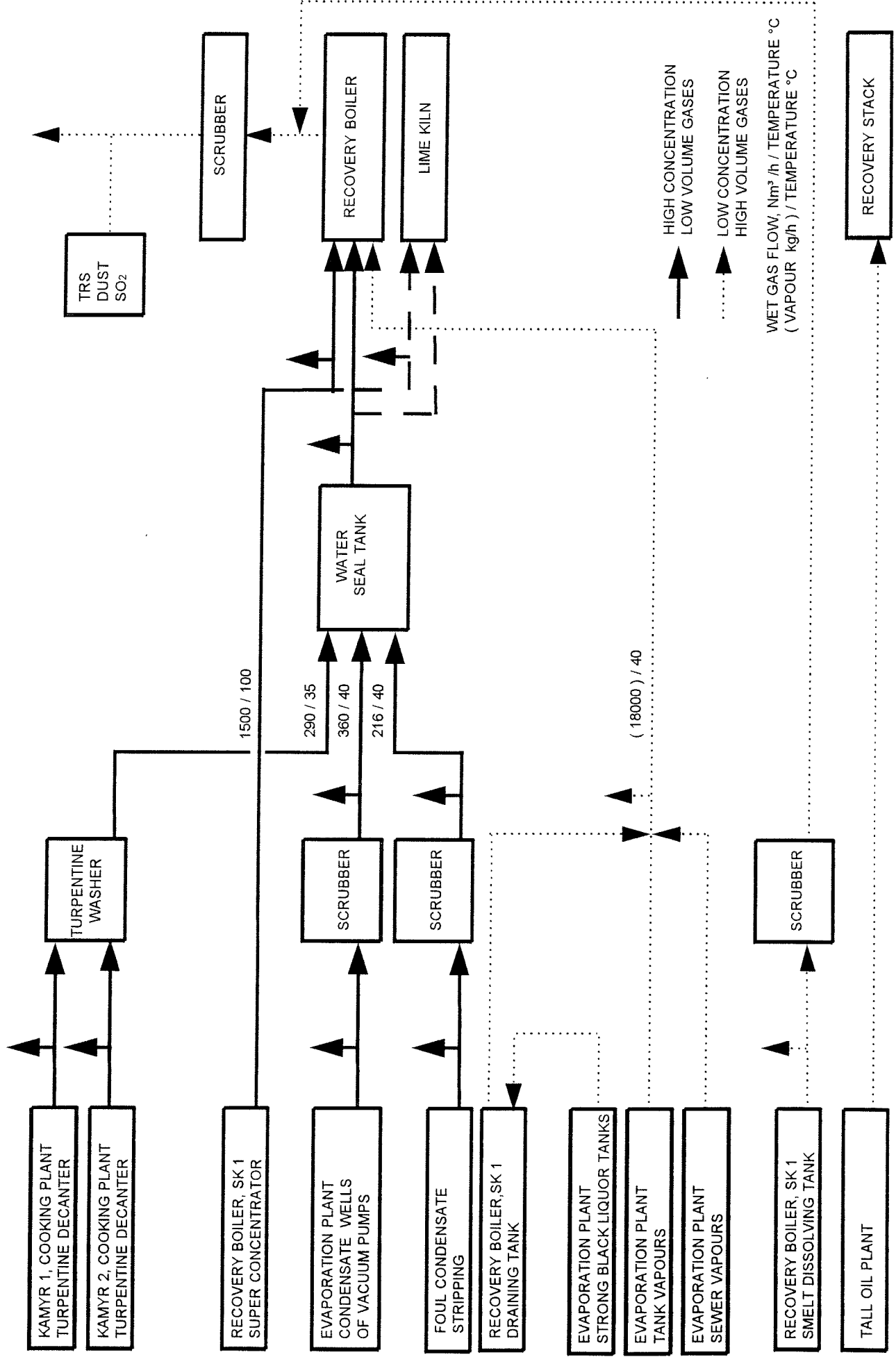
Hajukaasupoltin on mallia Tampella/Kemi. Poltto tapahtuu lipeäruiskujen alapuolella öljypoltintasolla. Polttimessa on omat suuttimet superin hajukaasuille, keittämön väkeville sekä metanolille. Lisäksi on öljyvarmistus. Polttimen käytettävyyttä on ollut keittämön hajukaasuille 100 %, ja superille 99,8 %. Takaisin meesauunille polttoa ei ole käännetty kertaakaan.

HAJUKAASUJEN KERÄILYN JA POLTON LOHKOKAAVIO

OPo 15.08.1996



TREATMENT OF NON-CONDENSIBLE GASES



26.9.1996

Energiantuotanto/JKo

HAJUKAASUJEN KÄSITTELY UPM-KYMMENE OY:N KYMIN SELLUTEHTAAL- LA KUUSANNIEMESSÄ

Summary

The pulp production started in Kuusanniemi in 1964 and the production doubled in 1977. At the same year began the burning of meladorous gases. The reasons for development to handle and to burn the gases are the location and the intressies of the mill and authorities demands. Nowadays the gases from the digesters (3+1) and the evaporators (2) and the gases from the evaporator area tanks are burned in meladorous gases boiler. The gases from the fiberline is handled in the recovery boiler. The effects of all this has been positively noticed by the personal of the mill and the people living at the influence of the mill.

1 Johdanto

Kuusanniemessä selluntuotanto käynnistyi vuonna 1964. Tuotanto kaksinkertaistui linjan 3 myötä vuonna 1977. Samassa yhteydessä otettiin käyttöön erillinen hajukaasukattila polttamaan keittimien (3+1 kpl) ja haihduttamoiden (2 kpl) vahvoja kaasuja. Haihduttamoalueen säiliöiden laimeat hajukaasut kytkettiin polttoon vuonna 1986. Koko hajukaasujen käsittely ja poltto uusittiin vuonna 1989 sisältäen mm. metanolin nesteytyksen. Kuitulinjan laimeiden hajukaasujen keräilyputkisto ja poltto soodakattilassa 2 otettiin käyttöön vuonna 1995.

2 Kehitykseen vaikuttaneet tekijät

2.1 Tehtaan sijainti

Tehdas sijaitsee Kuusankoskella, ja Kouvola sekä Valkeala ovat välittömässä läheisyydessä. Tehtaan lähialueella asuu noin 70 000 ympäristöasioista valveutunutta kansalaista (liite 1). Aluehälytyskeskukseen tulee soittoja välittömästi, mikäli havaitaan poikkeavaa hajua, ääntä tai muuta vastaava.

2.2 Ympäristöviranomaiset

Sellutehdas sai vuonna 1993 ilmansuojelupäätöksen, joka velvoittaa seuraavaa hajupäästöjen suhteen:

Sellutehtaan prosessien kaasumaisten rikkiyhdisteiden vuosipäästö rikkidioksidiksi laskettuna on laitoksen tuottamaa sellutonnia kohti pidettävä mahdollisimman pienenä ja se saa olla enintään **3,0 kilogrammaa** 30.6.1994 lähtien. Rikkiyhdisteiden päästöjen tarkkailua tulee rikkipäästöjen mittausten lisäksi tehdä ainetaseen avulla niin, että päästöt voidaan mahdollisimman luotettavasti selvittää prosesseihin sisääntulevan rikin sekä tuotteisiin, jätteisiin, jäteveteen ja pölyyn sisältyvän rikin erotuksena.

26.9.1996

Energiantuotanto/JKo

Tehtaan väkevät hajukaasut ja haihduttamon säiliöhöngät on käsiteltävä polttamalla tai haisevien rikkiyhdisteiden poistuman kannalta muulla yhtä tehokkaalla tavalla. Käsitelyjärjestelmän käyttöasteen tulee vuositasona olla vähintään 97 % 1.1.1995 lähtien. Lauhteiden höyrytislauksen kaasuja sekä keittämön väkeviä hajukaasuja ei saa johtaa käsittelemättöminä ulkoilmaan.

Merkityksellisimmät laimeat hajukaasut sellunkeitto-, pesu- ja lajitteluprosesseista sekä hakesiiloista on käsiteltävä 31.12.1995 mennessä siten, että niiden sisältämän hajurikkiyhdisteiden poistuma on vuositasona vähintään 90 prosenttia.

Tehtaan pelkistyneiden, haisevien rikkiyhdisteiden päästöjä on pyrittävä vähentämään vuoteen 2000 mennessä niin, etteivät ne aiheuta tehtaan läheisyydessä olevilla asuntoalueilla jatkuvasti tai määrääjain toistuvasti havaittavaa hajua.

2.3 Kymin ympäristöpolitiikka

Kymi on vastuuntuntoisesti hoitanut ympäristöasioita ja osoituksena tästä kesällä 1995 Kymi sai ensimmäisenä metsäteollisuusyrityksenä Suomessa sertifikaatin ympäristön hallintajärjestelmälle, mikä perustuu brittistandardiin (BS 7 750).

3 Investoinnit hajukaasuihin

3.1 Muutokset

Haihduttamon säiliöistä hönkinyt haju ja kosteus olivat epämiellyttävä ja osittain painostava haitta tehdasalueella ja lähiympäristössä. Keräilyn ja polton alettua vuonna 1986 oli muutos todella odotettu ja mieluista. Nykyisin pienetkin poikkeamat tilanteessa havaitaan välittömästi ja tilanne saadaan normaaliksi.

Reilun kymmenen vuotta käytössä ollut hajukaasukattila uusittiin vuonna -89. Merkittävimmät parannukset olivat toimiva varapoltin, parantunut energiatalous (nesteytetty metanoli), hajukaasukattila omassa rakennuksessa (ei hajua soodakattilarakennukseen) ja kattilalla savukaasupuhallin (ei hajuvuotoa).

Kuitulinjan hajukaasujen (vuosi-95) kerääminen ja polttaminen soodakattilassa ei vaikutukseltaan ollut yhä merkittävä kuin haihduttamon kaasujen, mutta kuitenkin tuntuva. Tämän vaikutus on havaittavissa ennenkaikkea tehdasalueen ulkopuolella lähialueilla (liite 2).

3.2 Käyttökokemukset

Haihduttamoalueen säiliöistä laimeita hajukaasuja keräävän puhaltimen kanssa on ollut vaikeuksia. Vuodesta -86 käytössä ollut puhallin toimi monta vuotta ilman mainintoja. Vuosikymmenen vaihteessa tehtaan alasajossa puhallin räjähti (sijaitsee ulkona, pieniä muodonmuutoksia). Epäiltiin syyksi puhaltimen mekaanisen epätarkkuuden aiheuttaneen kipinää. Myöhemmin puhallin uusittiin. Sama räjähdys toistui parin vuoden kuluttua, jolloin selvittelyissä kävi ilmi syyn olevan tärpätti.

26.9.1996

Energiantuotanto/JKo

Seisokin alasajon yhteydessä tyhjennettiin tärpättisäiliö (tarkastusta varten) haihduttamolle syöttölipääsäiliöön, missä se voimakkaasti höyrystyi laimeisiin hajukaasuihin ja puhaltimen kohdalla oli räjähdykseen riittävät edellytykset. Tilanne korjattiin ennen puhallinta asennetulla pesurilla (vesi), jossa tärpätti lauhdutetaan pois kaasuista.

Hajukaasujen polton energiatalous on hyvä, johtuen stripperin kaasuista nesteyttävän metanolin. Lisäpolttoaineen (maakaasun) tarve rajoittuu tehtaan seisokkeihin (laimeat hajukaasut poltetaan silloinkin), tuotannonrajoituksiin ja häiriöihin.

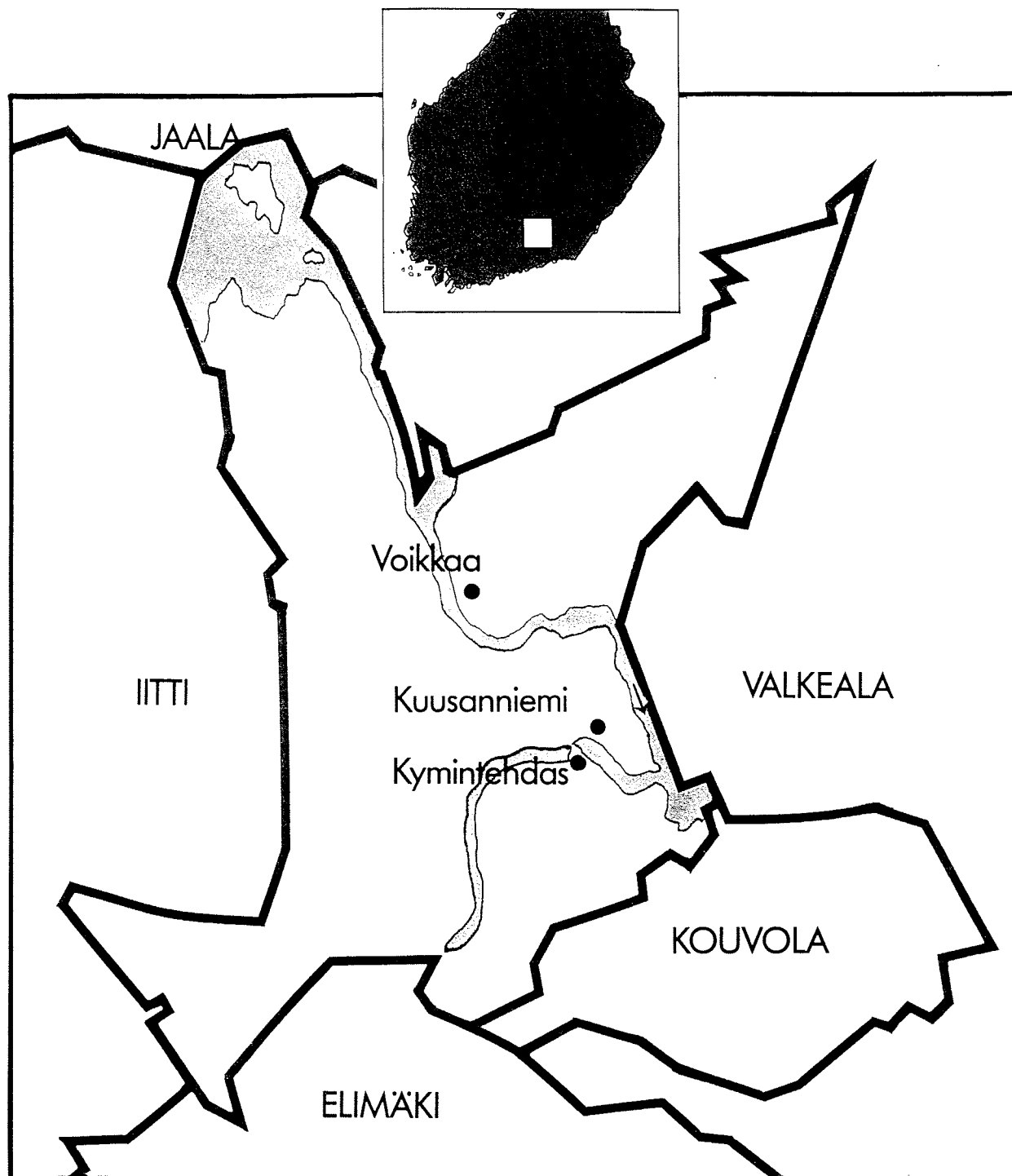
Nestemäisen metanolin sisältämät rikkiyhdisteet ovat olleet ongelma. Erittäin pieni määrä (alle desilitra) metanolia riittää avoimessa tilassa herkästi haihtuvana aineena aiheuttamaan hajuhaitan. Ilmanvaihto puhalttaa hajun ulos ja lähialueilla on havaittavaa hajua ('kissanpissi').

Varapoltin käynnistyy häiriötilanteessa automaattisesti ja on kolmen minuutin kuluttua valmis vastaanottamaan hajukaasuja. Tämä on osoittautunut hyväksi ja toimivaksi järjestelyksi.

Soodakattilassa 2 poltettavat kuitulinjan laimeat hajukaasut on entisestään lisännyt tarpeita tuotannon suunnitteluun etenkin vajaalla tuotannolla ajettaessa. Kahden soodakattilan tilanteessa on lipeänpolton lisäksi aina huomioitava hajukaasut suunniteltaessa huoltoseisokkia edeltäviä ja jälkeisiä vuorokausia.

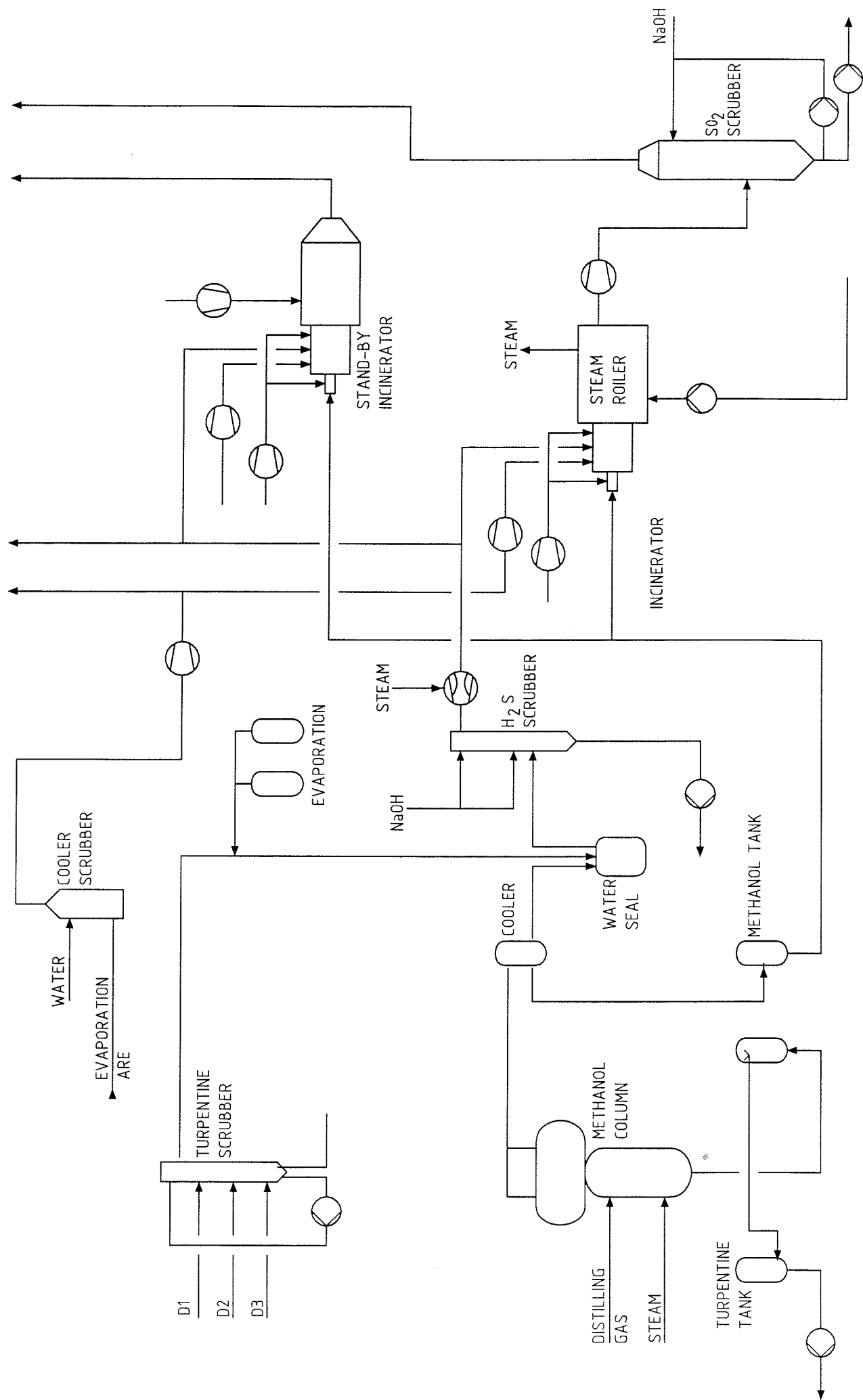
Kokonaisuutena hajukaasujen käsittelyn ja polton käytettävyys on ollut yli luparajojen. Lisäkehitykselle on edelleen ilmeinen tarve, jotta tavoitteena oleva normaalin toiminnan hajuttomuus saadaan toteutettua.

Juha Kouki



Asukasluku 22 000, pinta-ala 130 km²

GAS TREATMENT AND BURNING



Mustalipeän uudet poltto-ominaisuudet

Mikko Hupa
Rainer Backman
Mikael Forssén

Åbo Akademi
Förbränningskemiska forskargruppen

Soodakattilapäivä 1996
10. 10. 1996, Helsinki

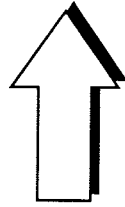
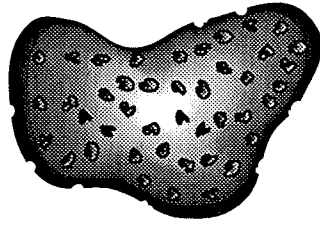
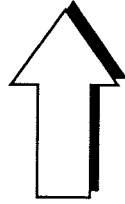
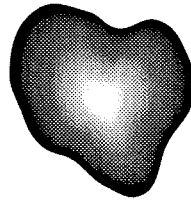
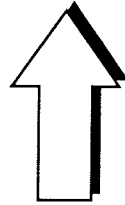
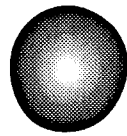
- Poltettavuus
- Pöly/likaantumisen
- SO_x/NO_x

- Tausta
- Testit
 - poltettavuus
 - pöly/likaantuminen
 - NO_x

Koksin
palaminen

Pyrolyysi

Kuivuminen



Mustalipeä-
pisara

Kuiva pisara

Koksi

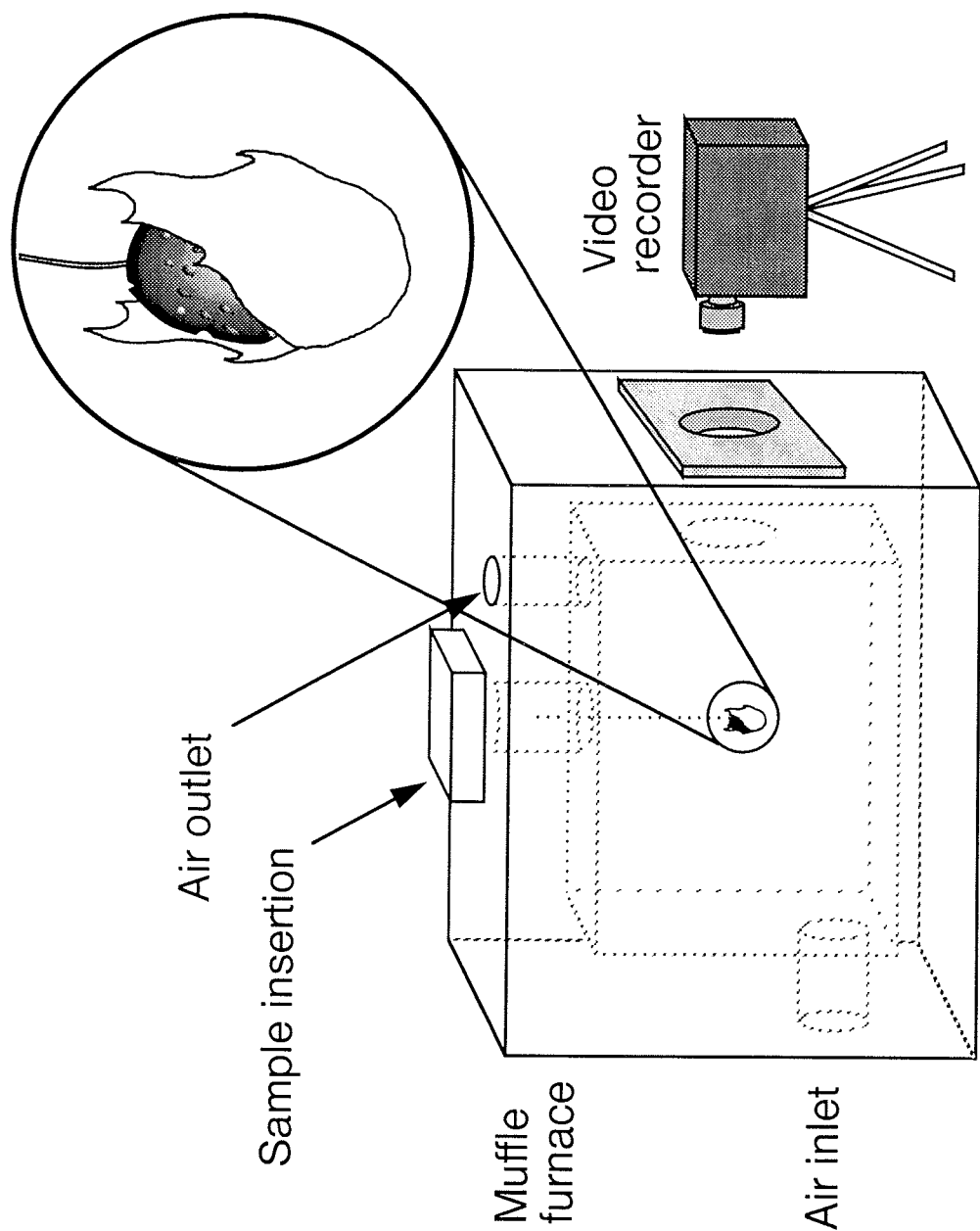
Epäorgaaninen
jäännös

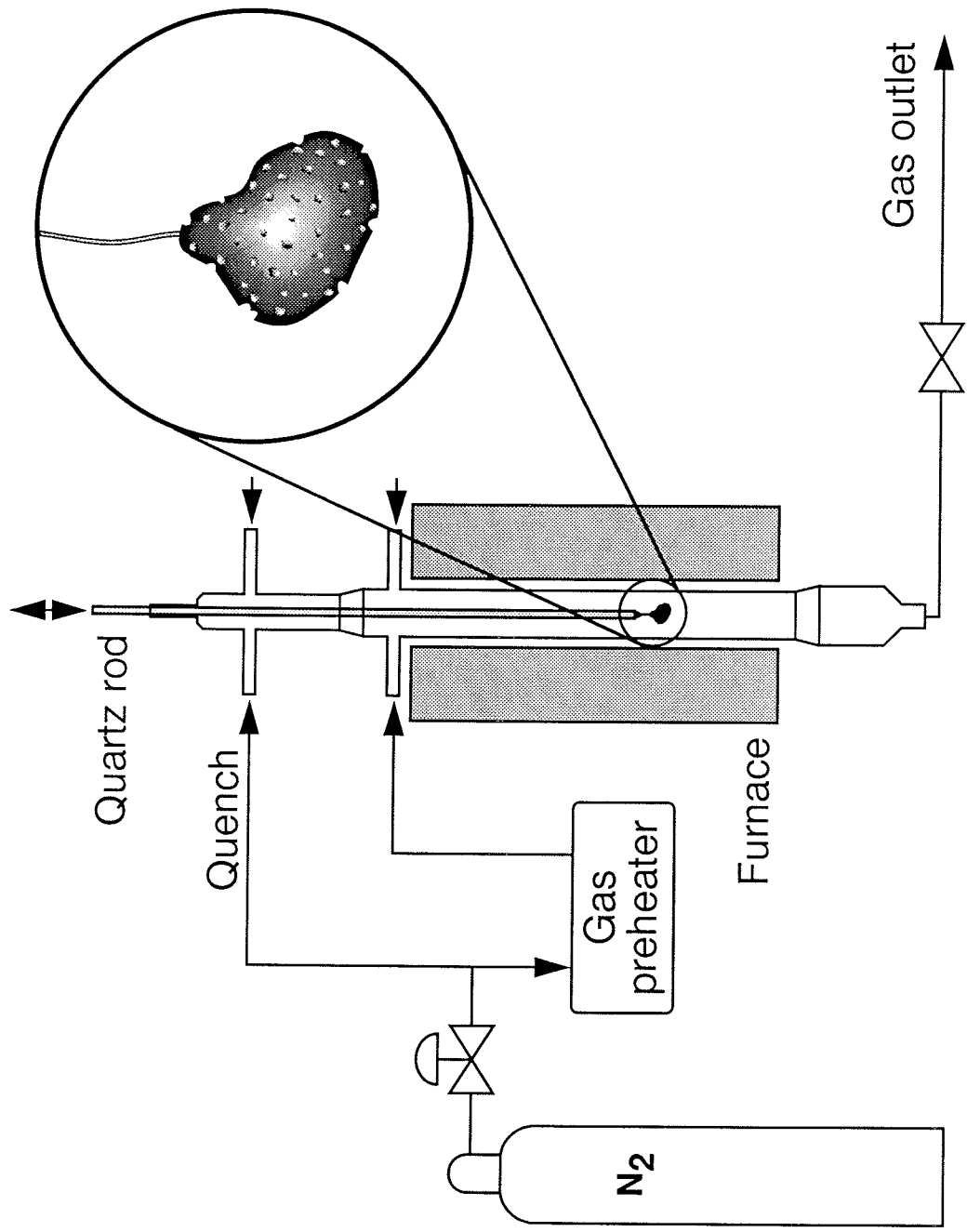
Menetelmät

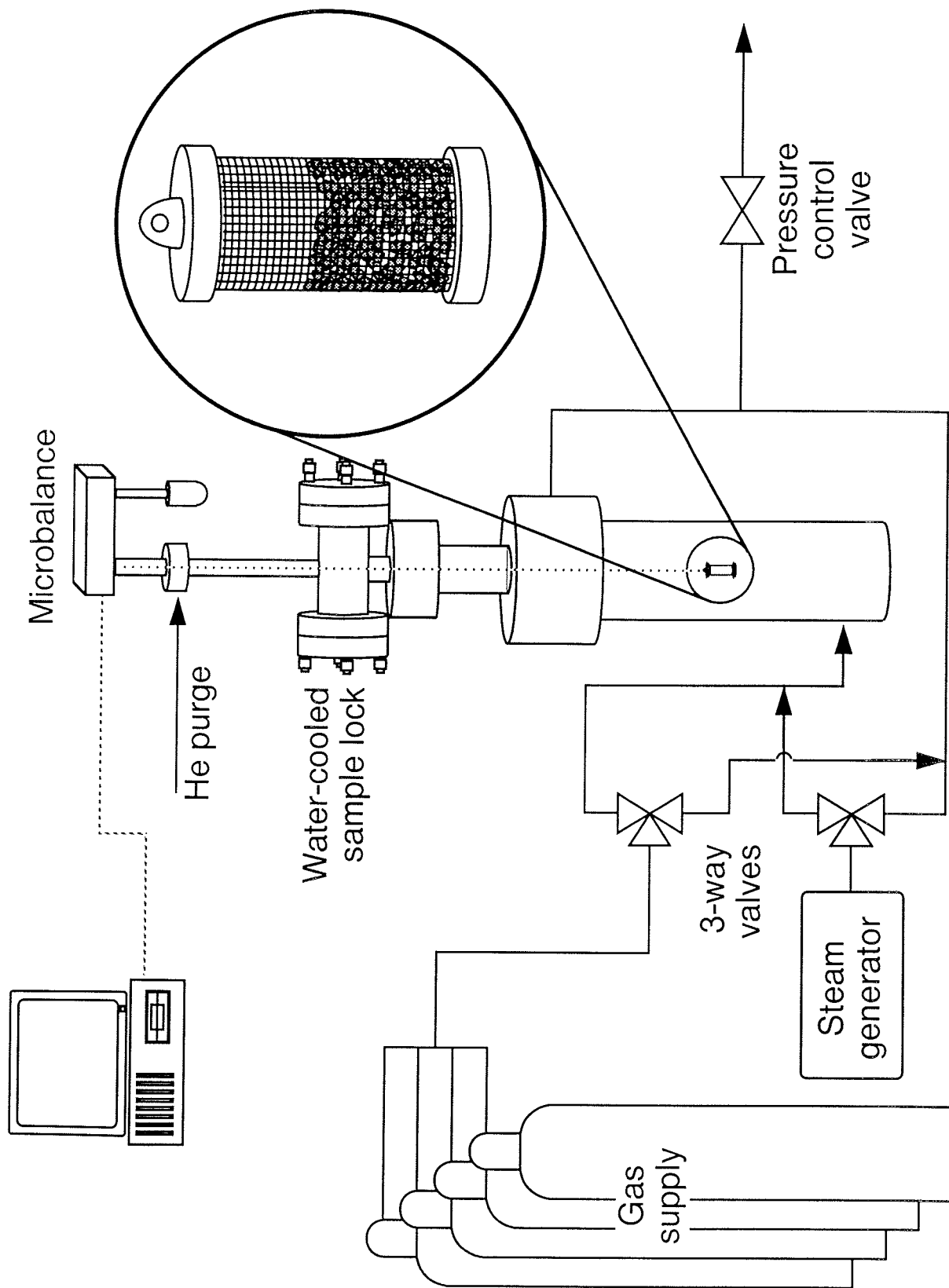
- Pisanan yksittäispoltto
 - poltettavuus
 - emissiot
- Pisanan pyrolyysi
 - pölyn muodostus
 - emissiot
- Paineistettu kaasutus
 - koksen reaktiivisuus
- Mallitus
 - pölyn kemia
 - likaantuminen

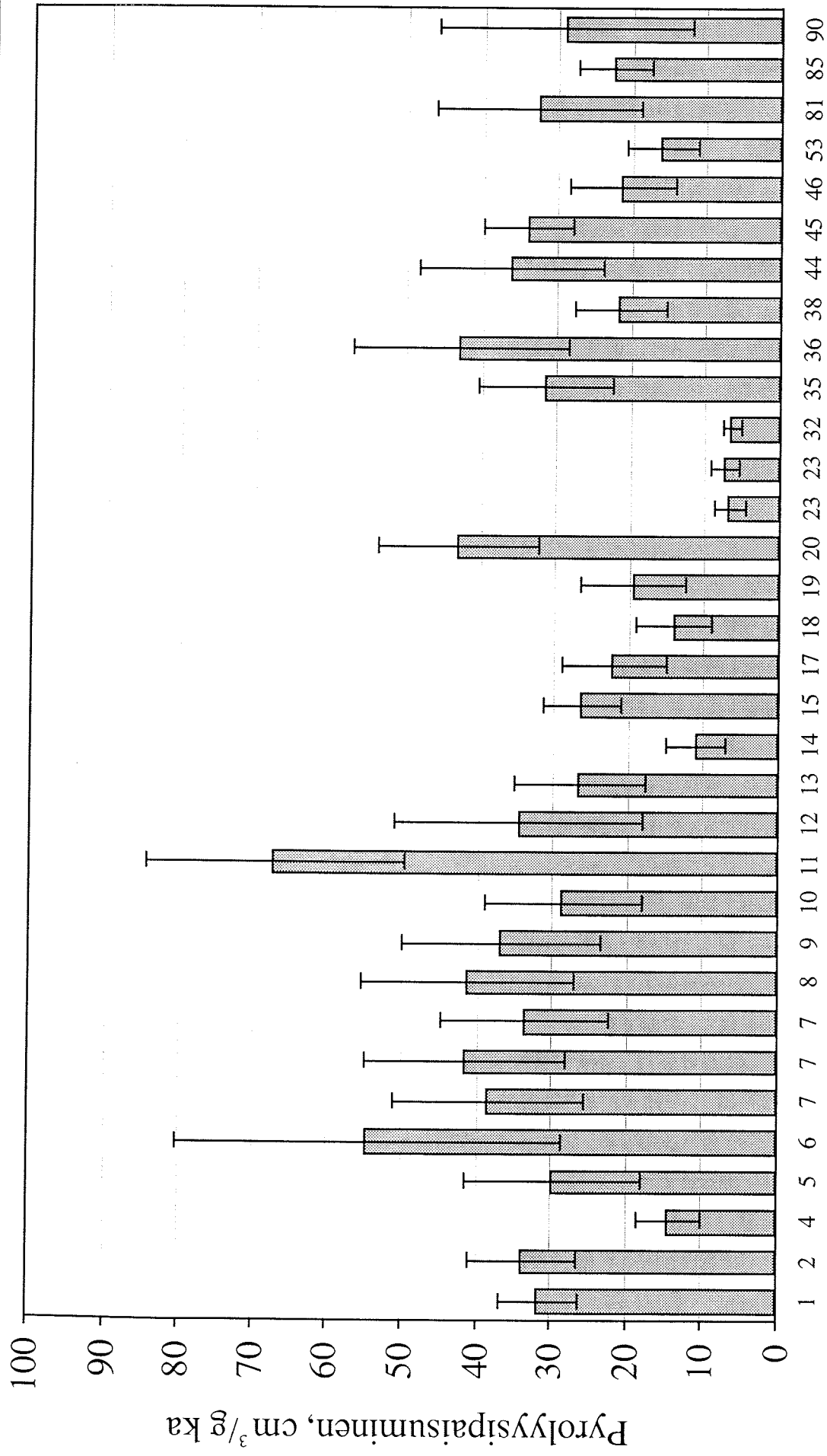
Lipeät

- Alkuperä
 - Suomi
 - USA
 - Keski-Eurooppa
 - Kauko-Itä
- Keittomenetelmä
 - sulfaatti
 - sooda
 - NSSC
 - laboratoriokeitto
 - lämpökäsittely
- Raaka-aine
 - havu
 - lehti
 - bagassi
 - olki
 - ruokohelpi
 - trooppiset puulajit
 - eukalyptus

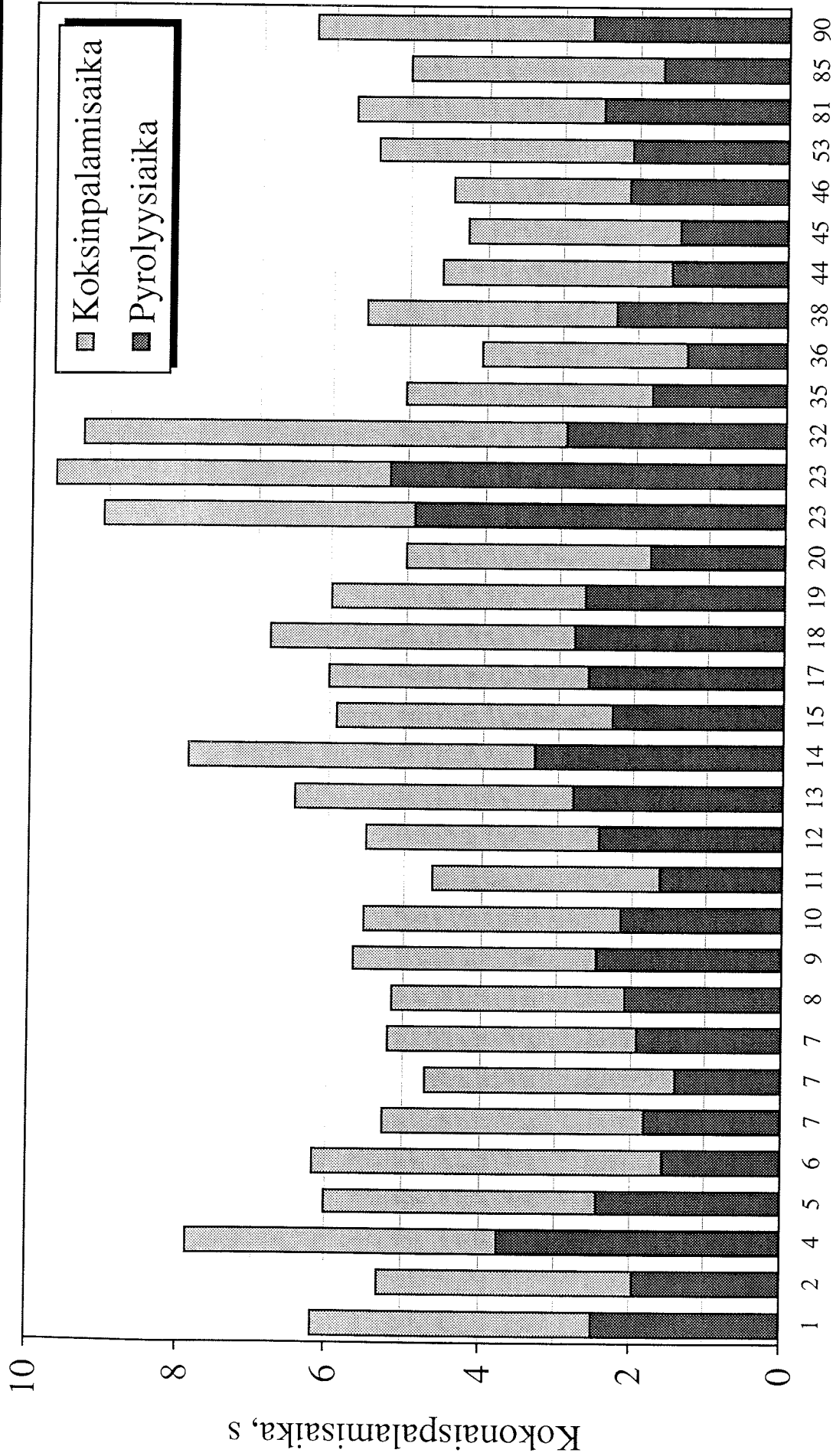








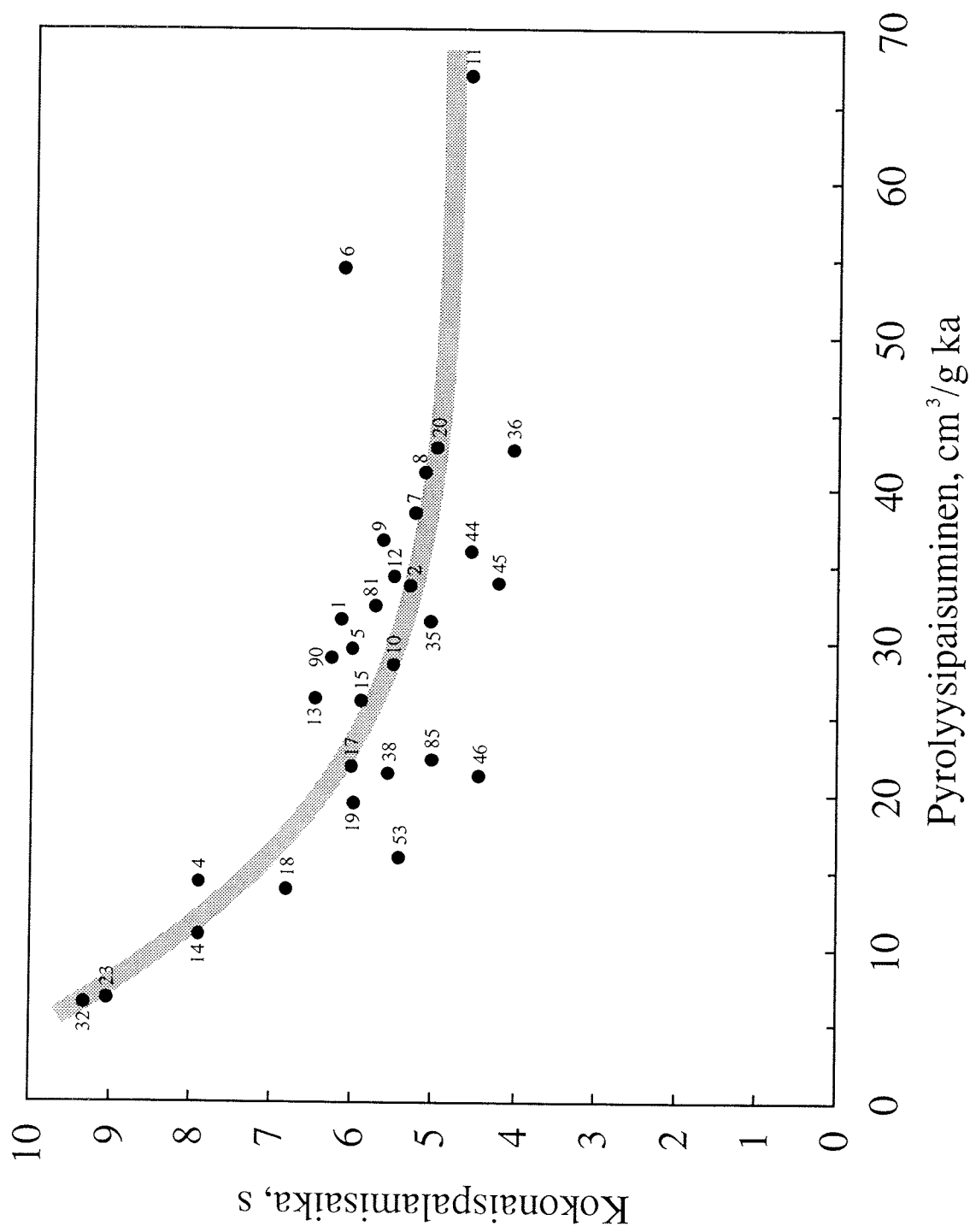
Pyrolyysipaisuminen
800°C, ilma



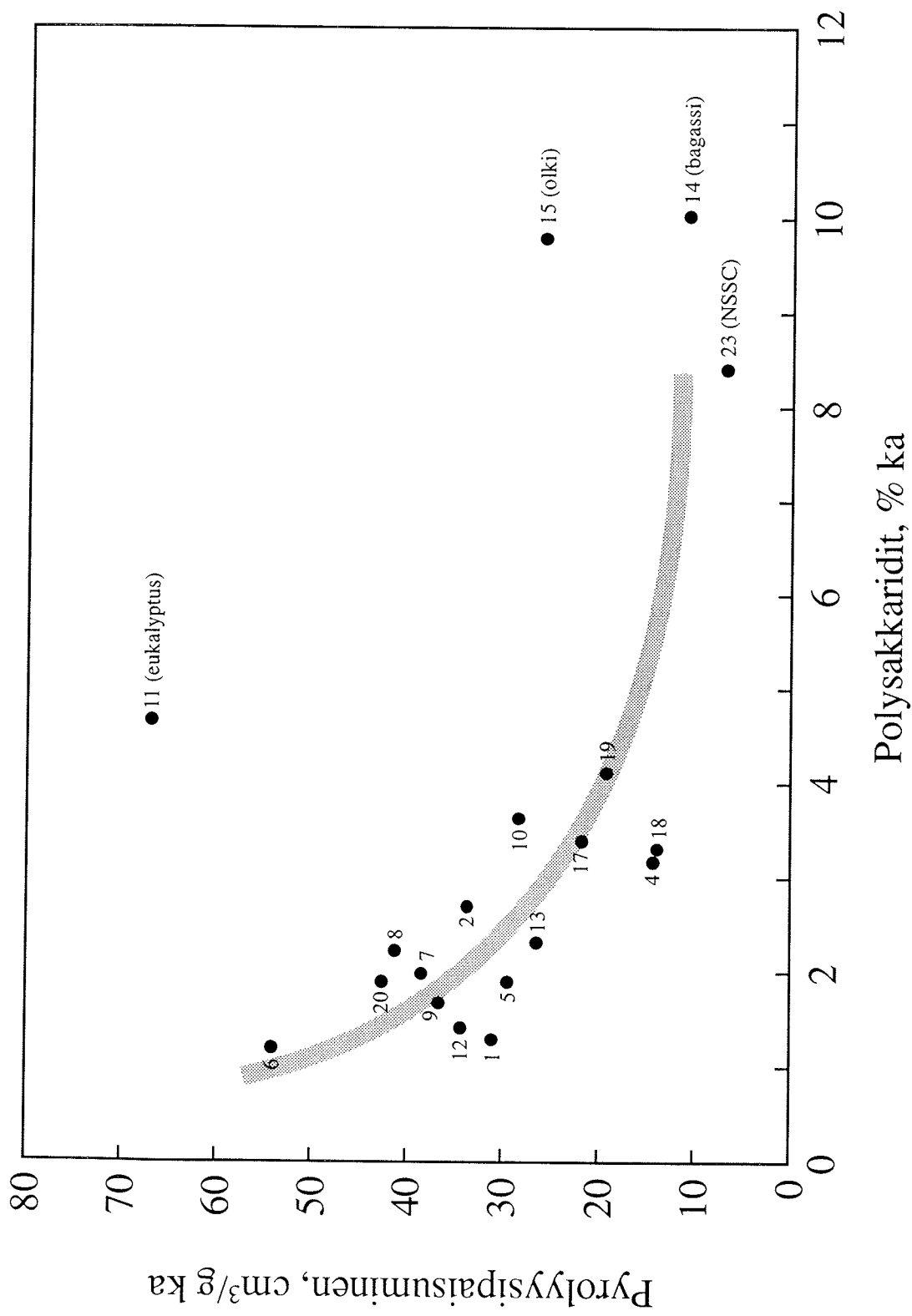
Lipeäkoodi

Kokonaispalamisaika

800°C, ilma

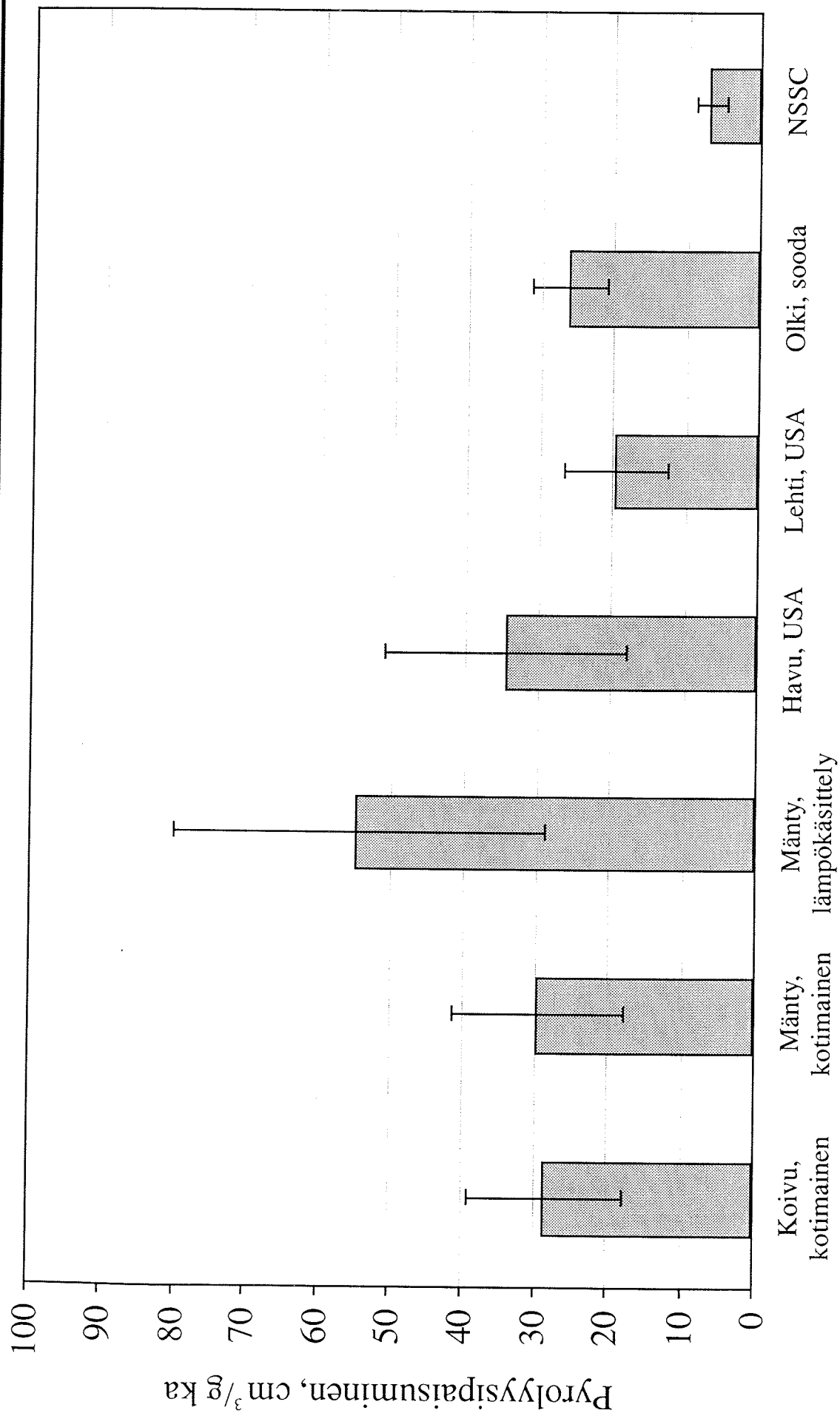


Kokonaispalamisaika vs. pyrolyysipaisuminen
800°C, ilma



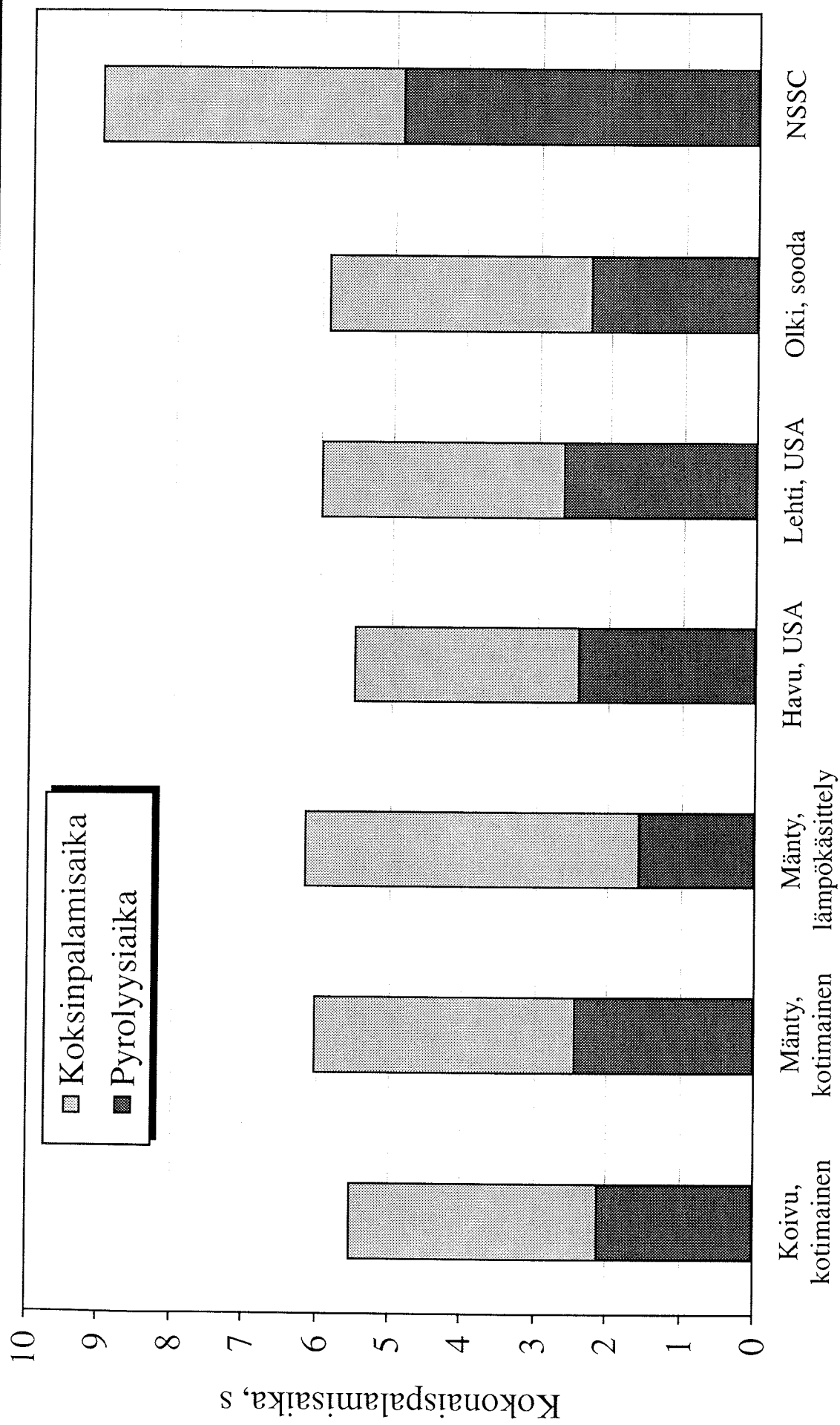
Pyrolysis yield vs. Polysaccharide

800°C



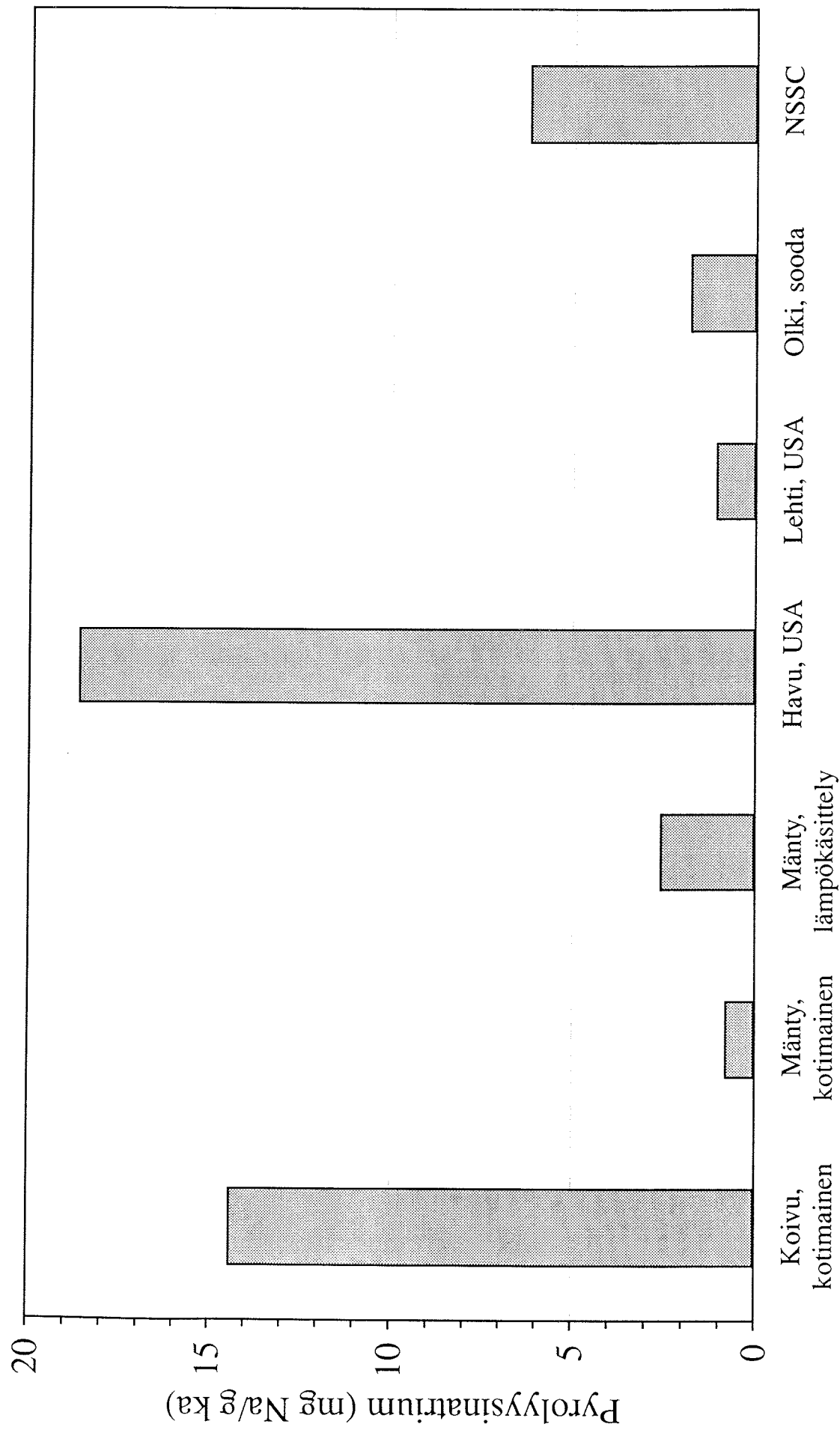
Pyrolyysipaisuminen

800°C, ilma



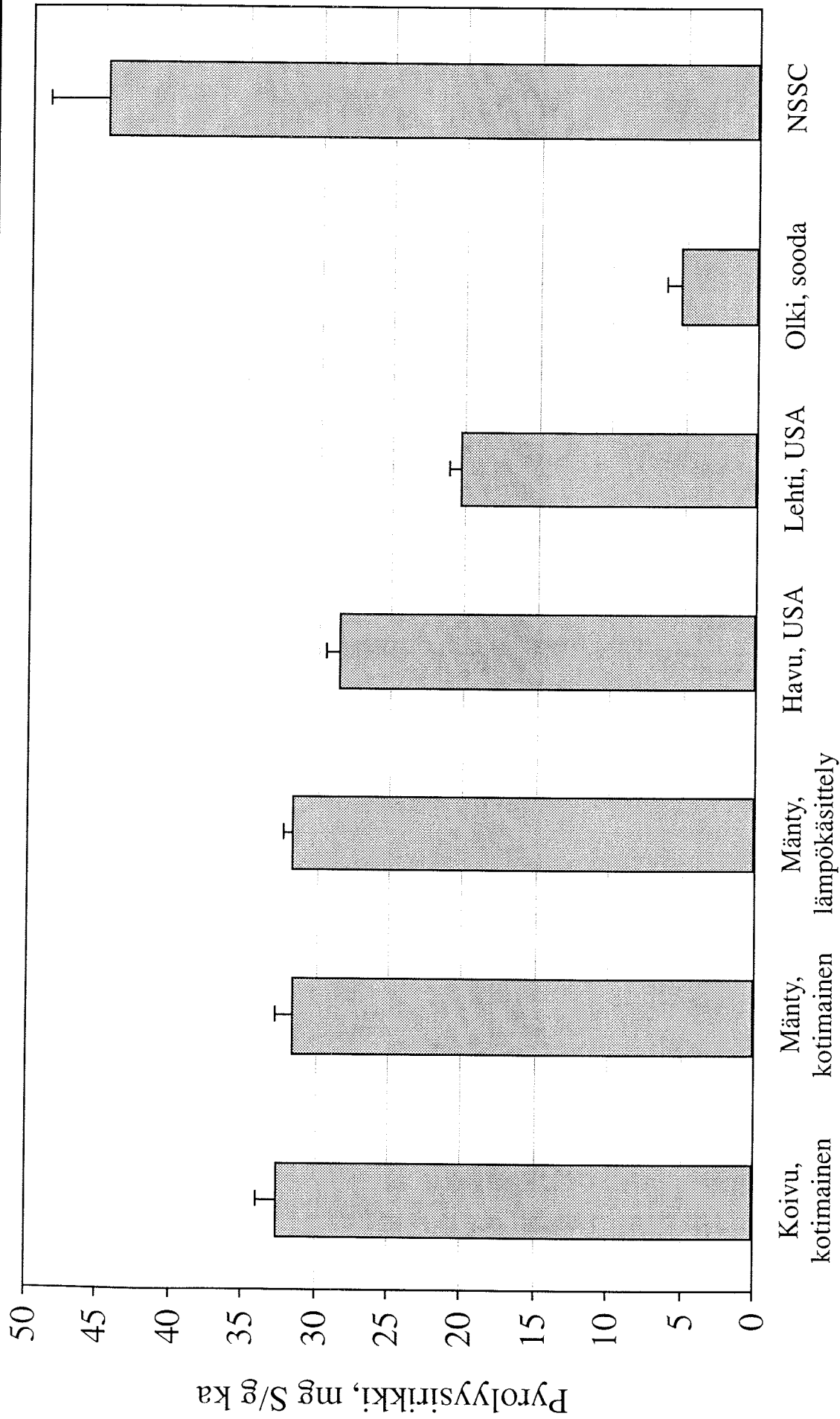
Kokonaispalamisaika

800°C, ilma



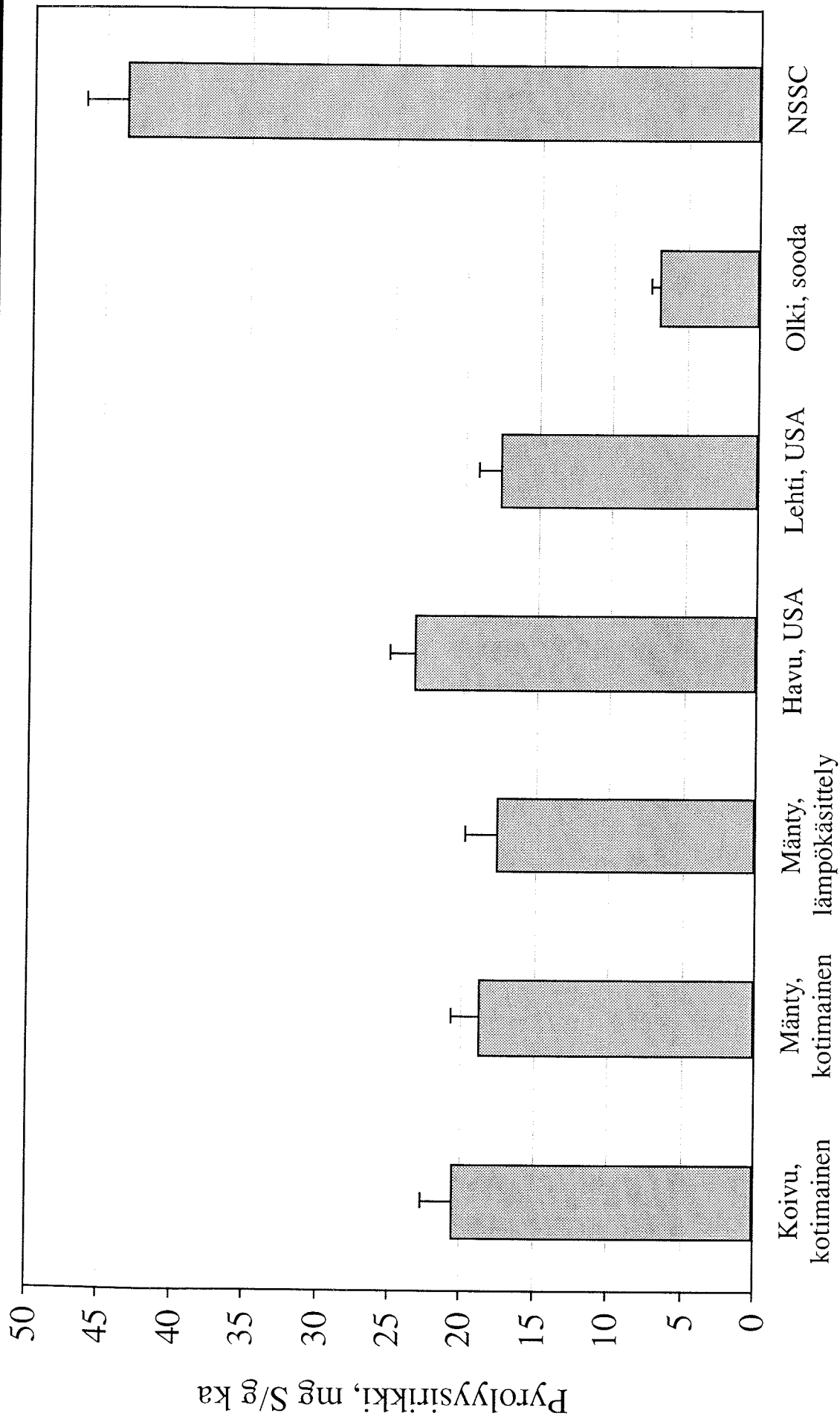
Na-vapautumistaipumus

900°C, 15 s



Rikin vapautuminen

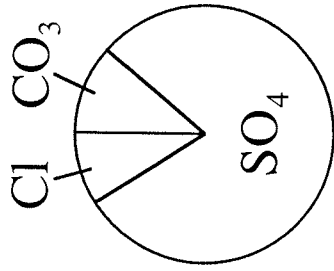
700°C, 15 s



Rikin vapautuminen

900°C, 15 s

Kondensoitunut
pöly



< 1 μm

Pyro-
lyysi

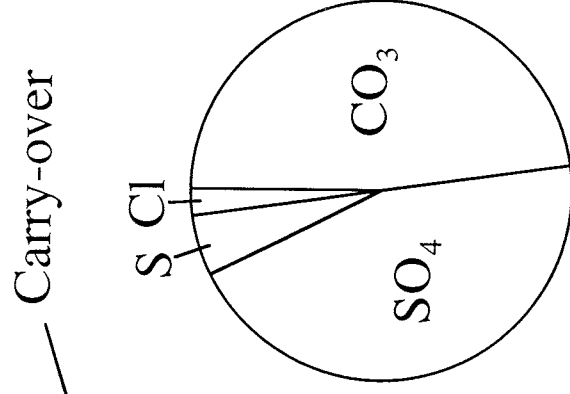
Keosta
höyrystyvä

Carry-
over



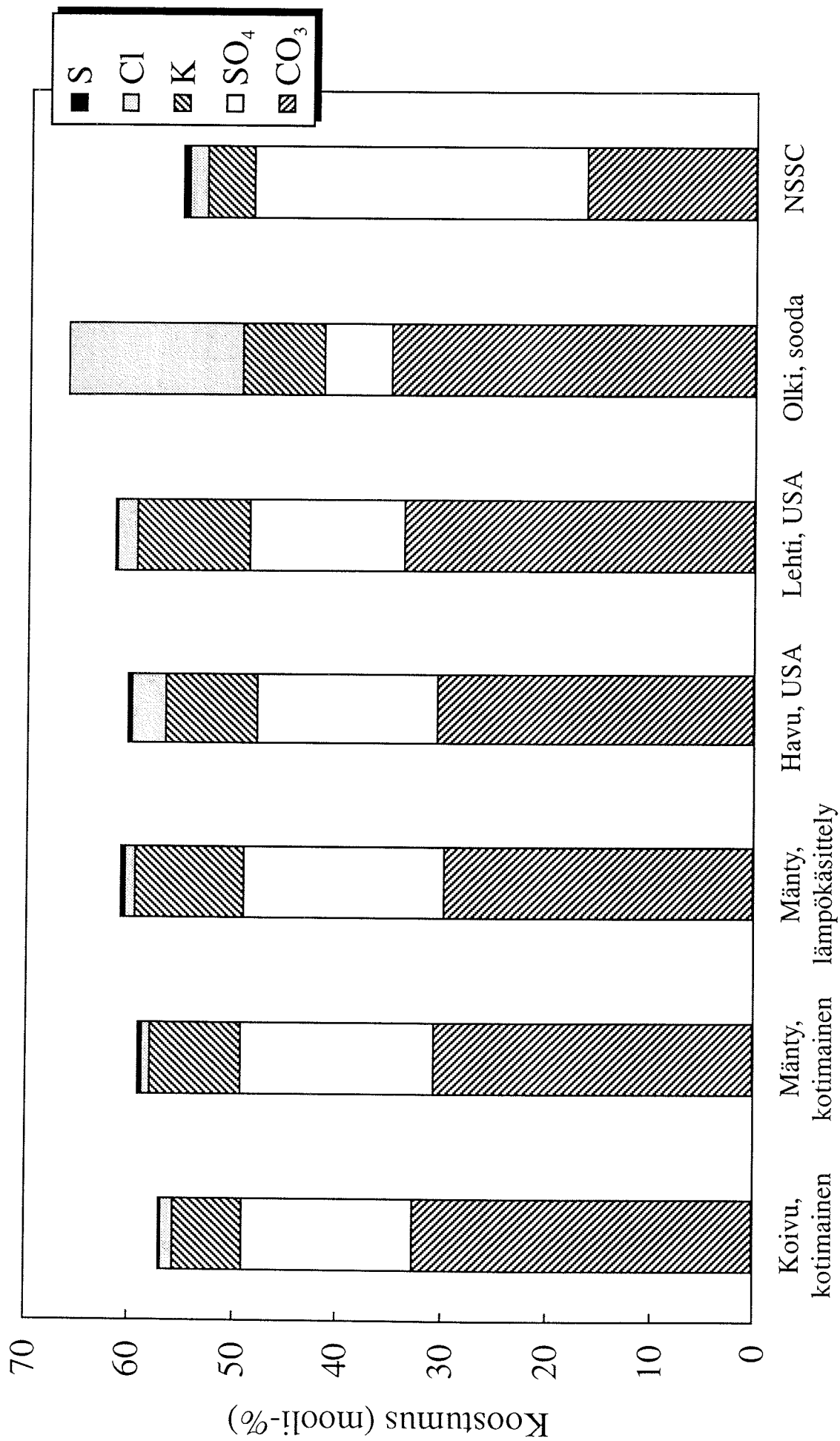
> 10 μm

Carry-
over

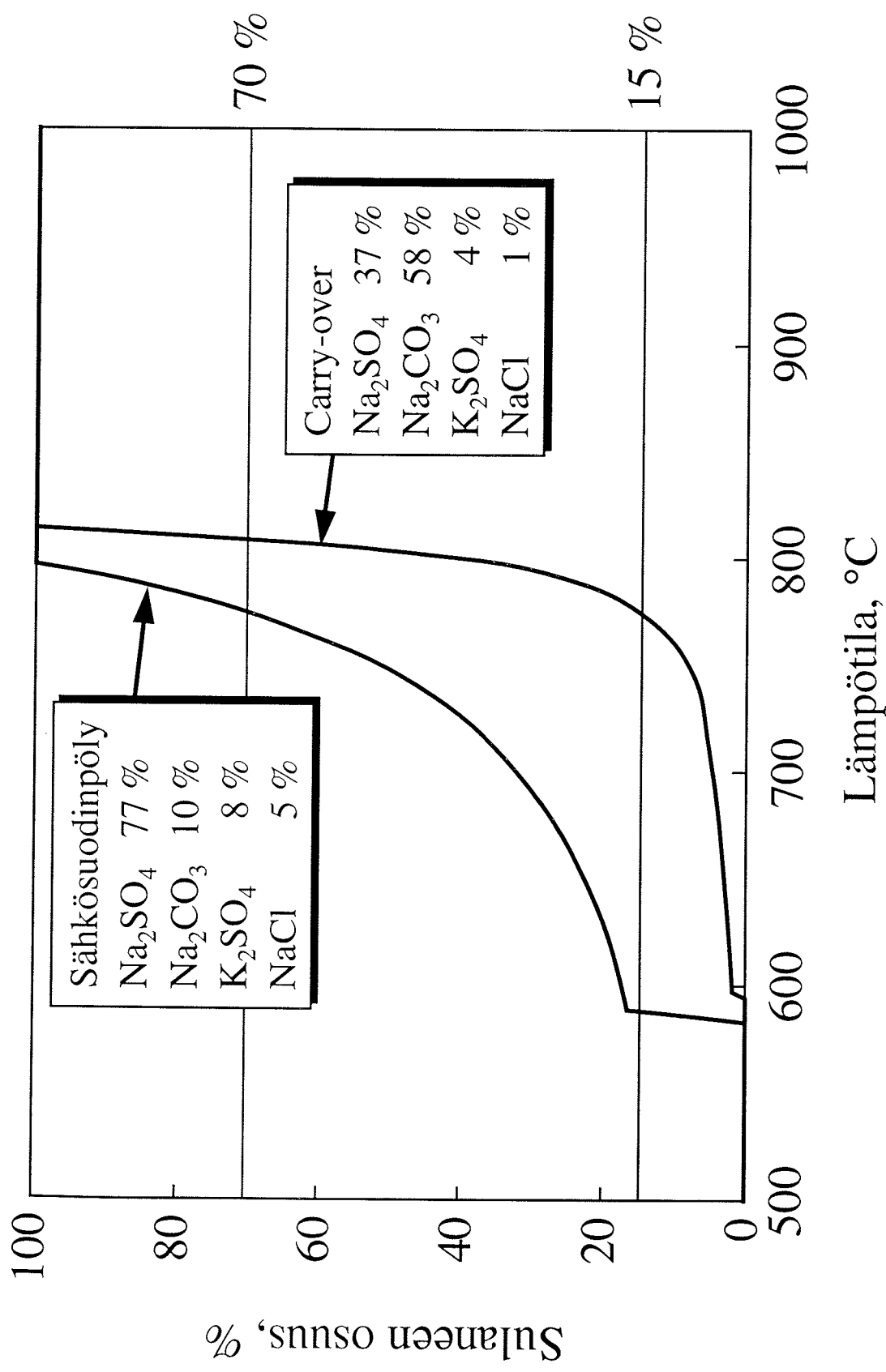


Carry-over

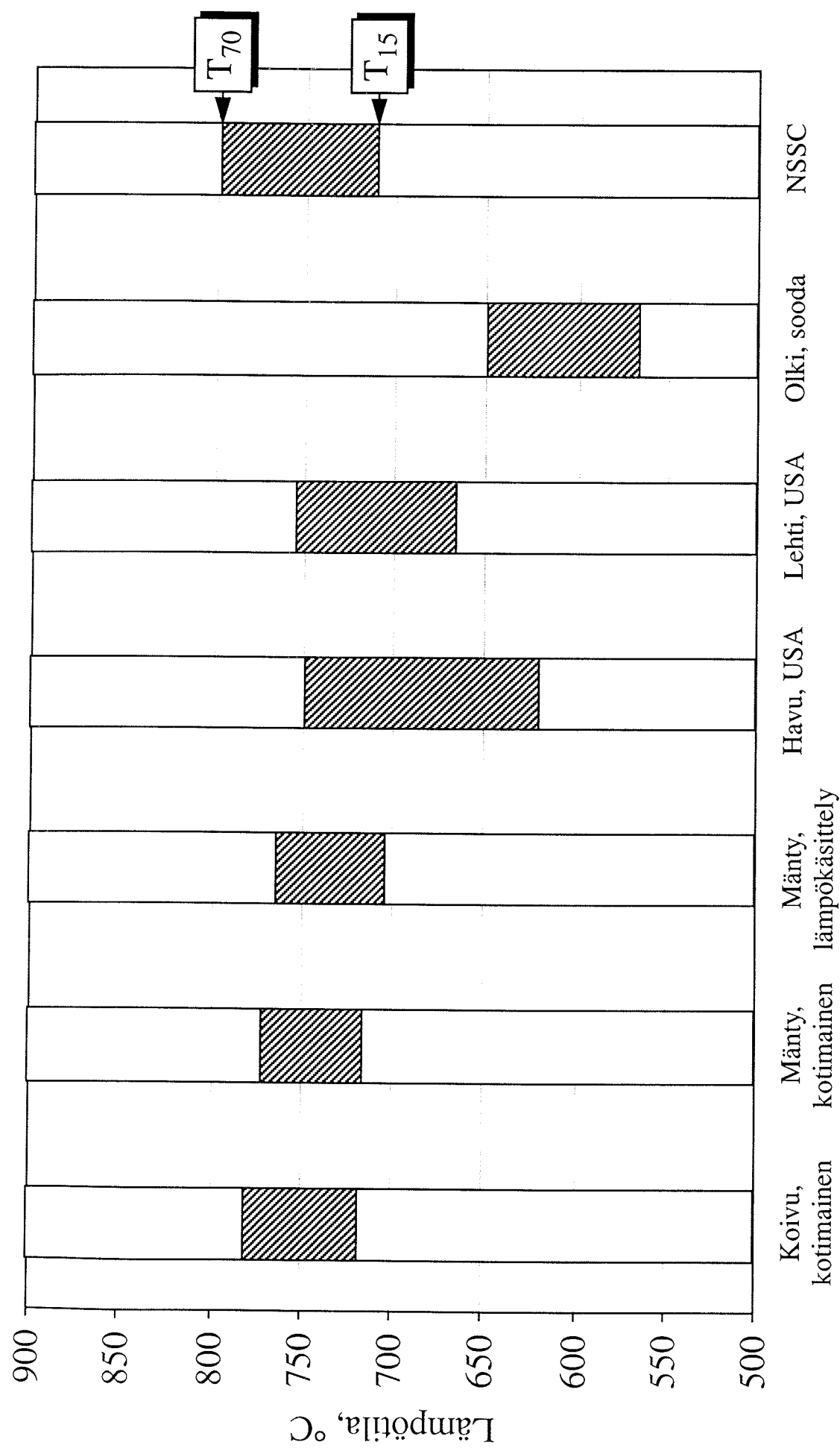
Pölyn muodostus ja kemia



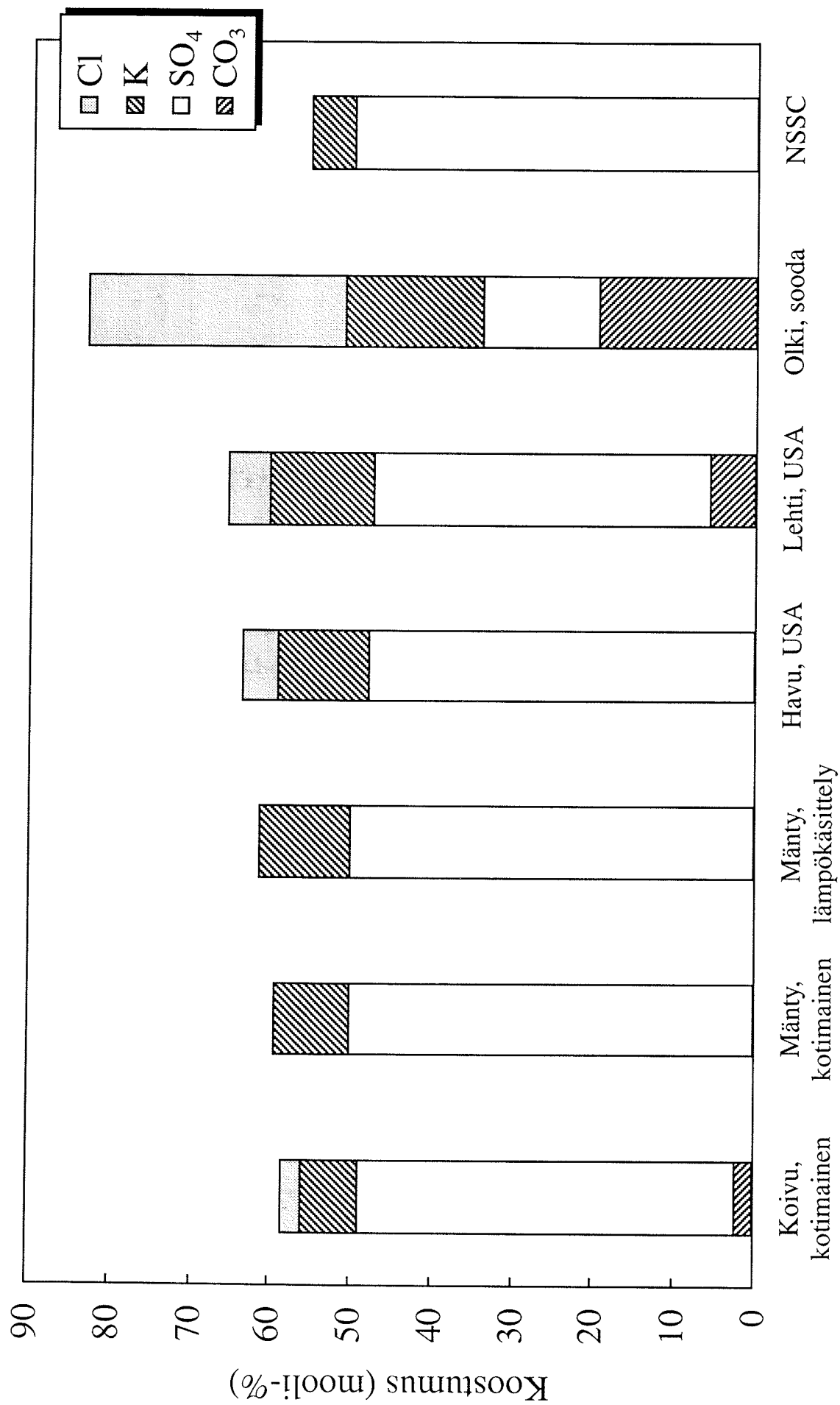
Carry-overin koostumus



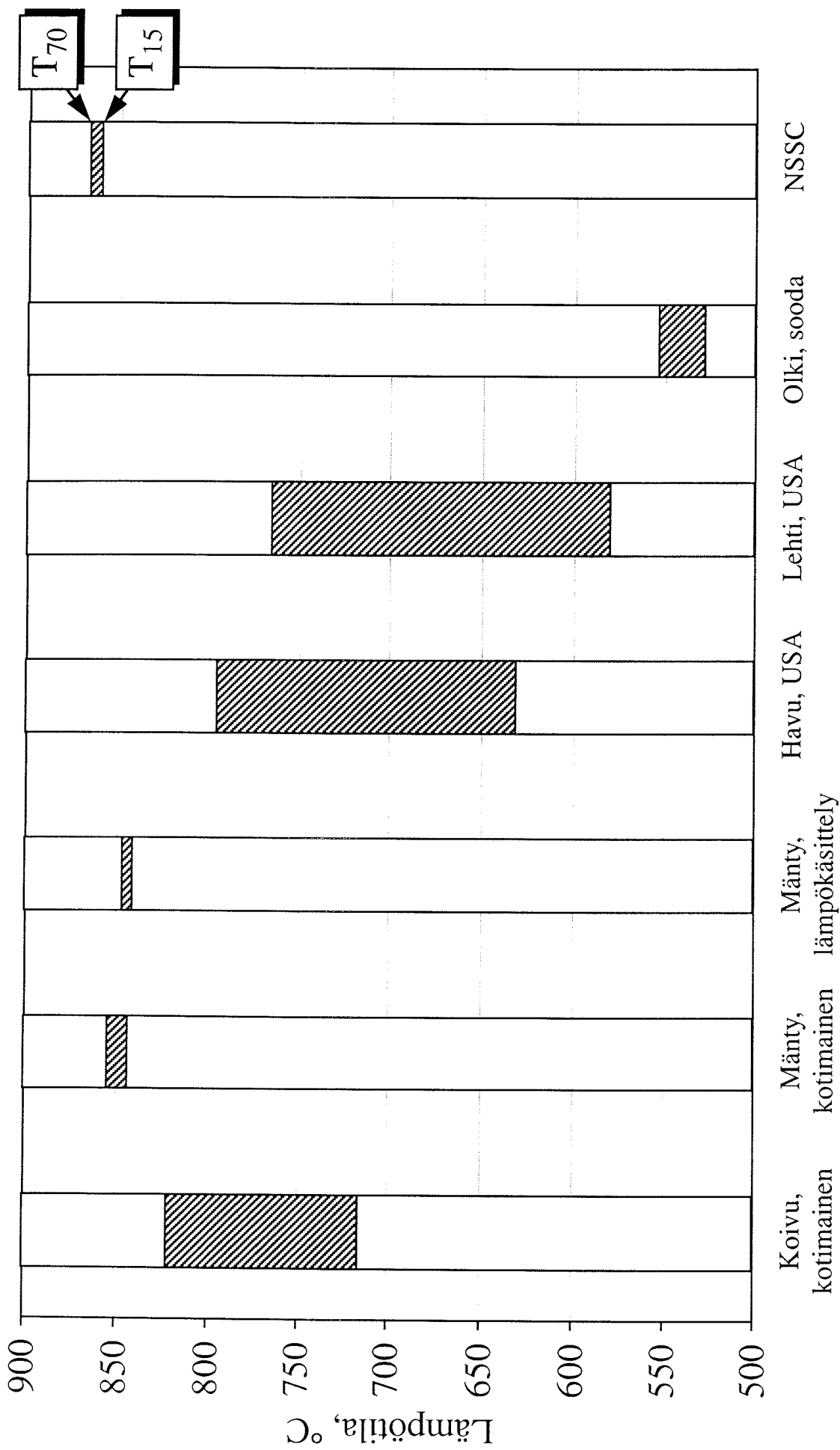
Carry-overin ja sähkösuodinpölyn sulamiskäyrät



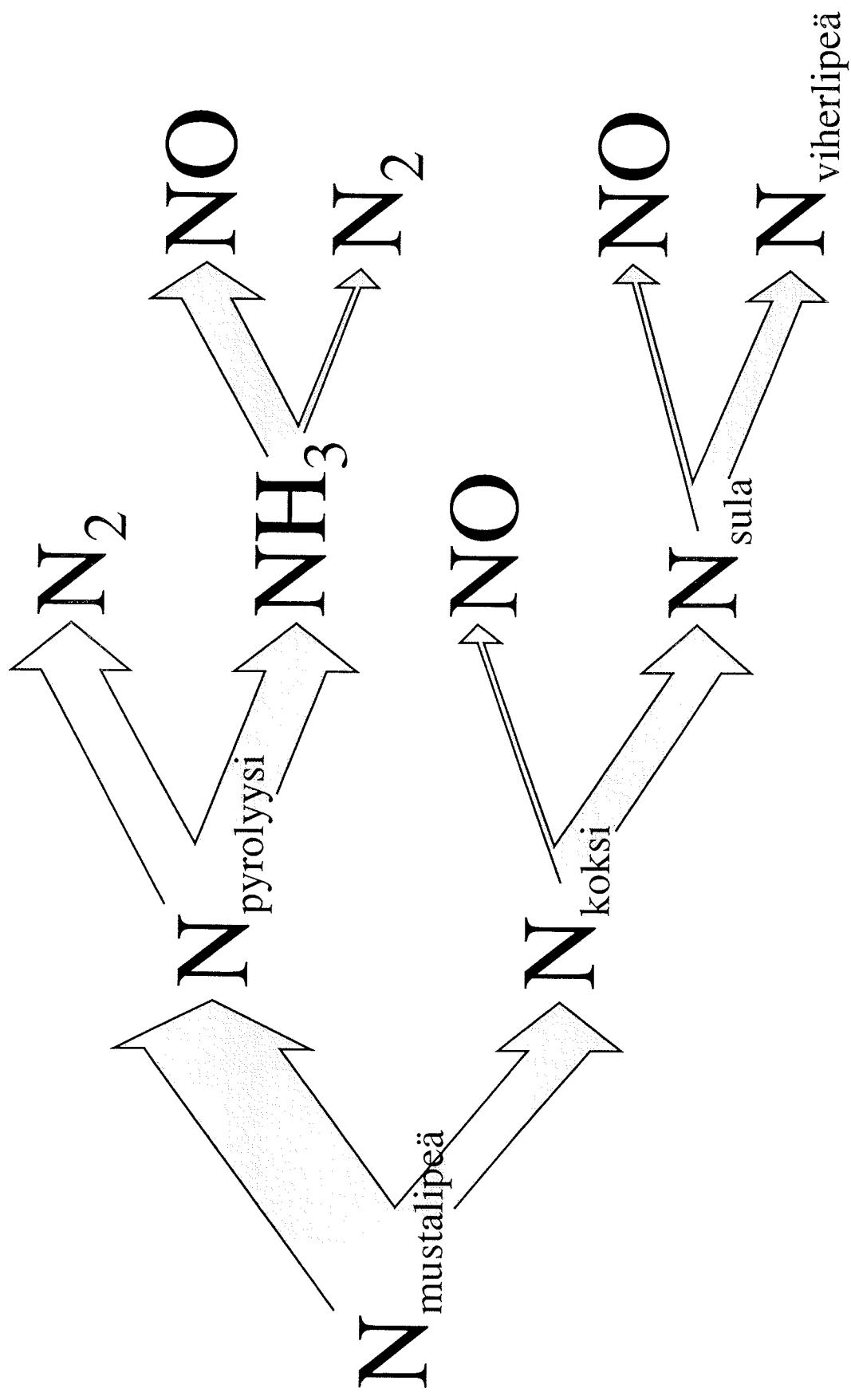
Carry-overin tarttumis- ja valumislämpötilat

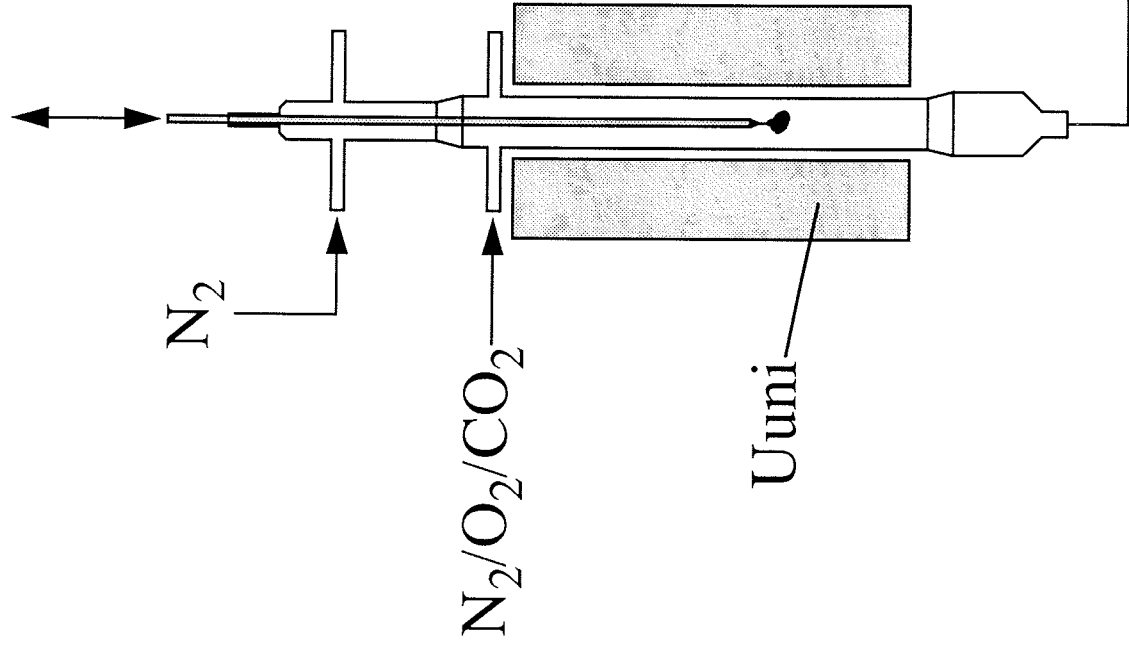


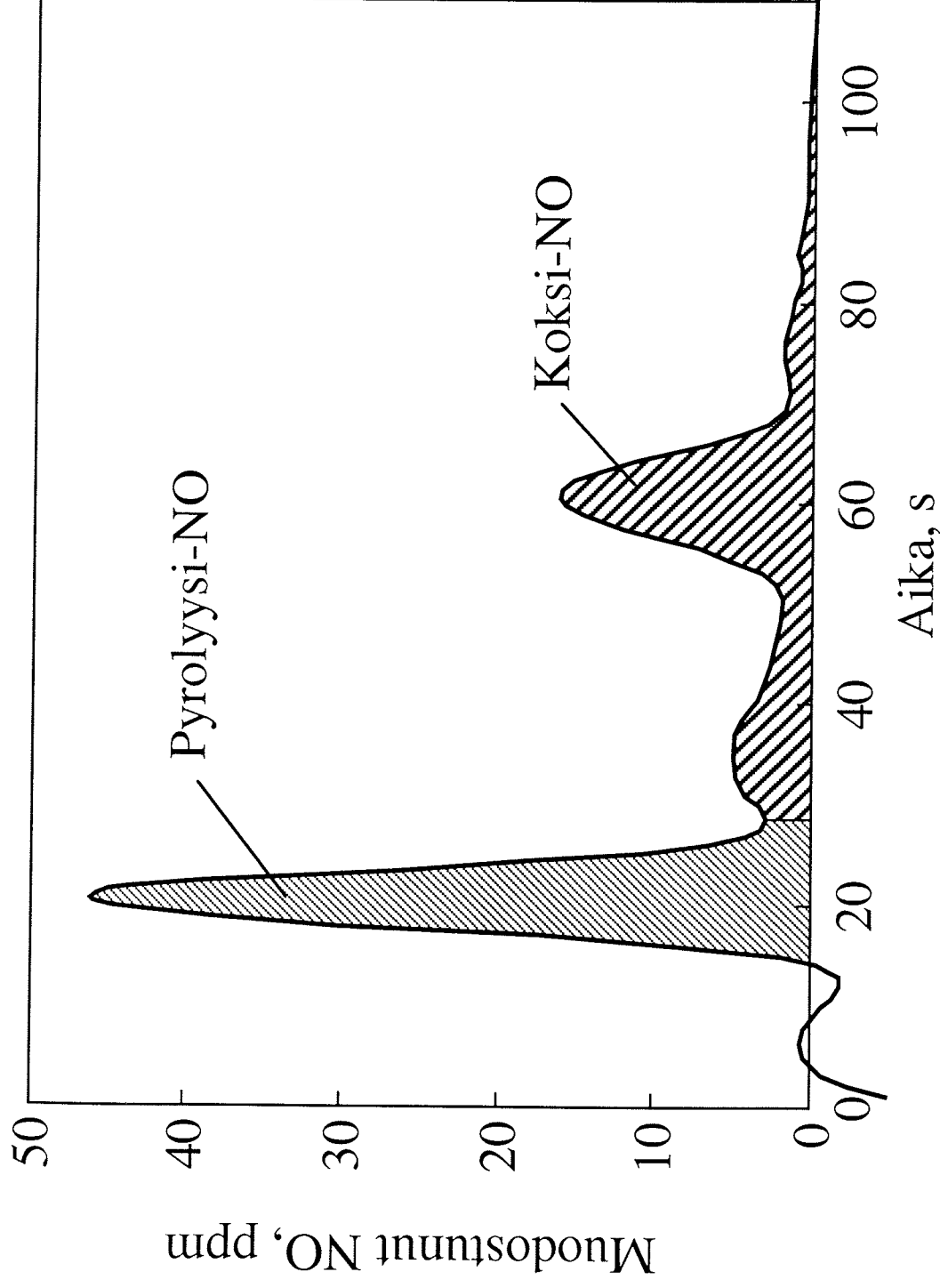
Sähkösuodinpölyn koostumus



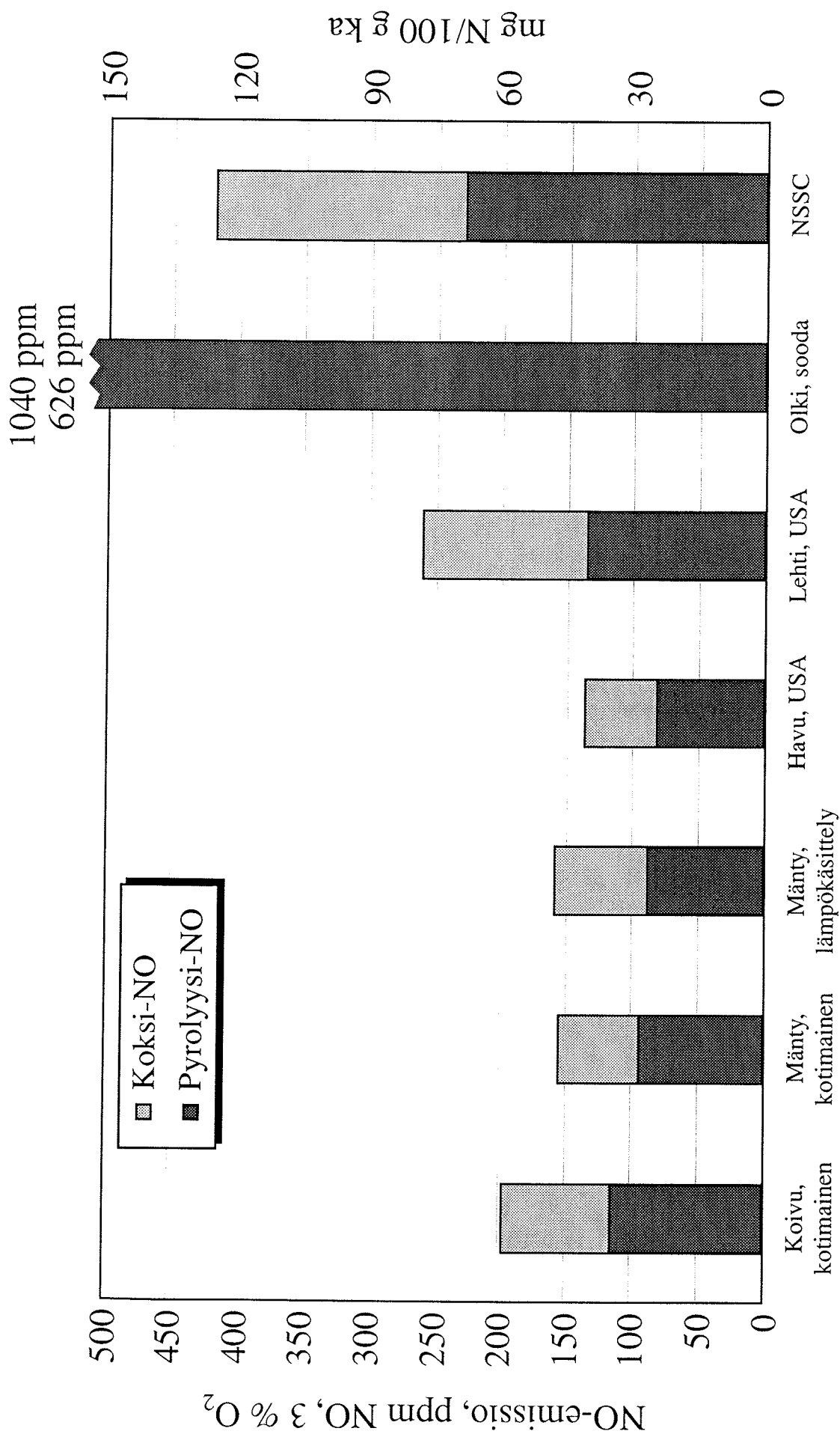
Sähkösuodinpölyn tarttumis- ja valumislämpötilat







Yksittäispisaran poltto, NO vs. aika



Laskettu soodakattilan NO-emissio

Yhteistyökumppanit

- Keskuslaboratorio Oy
- Suomen Soodakattilayhdistys ry.
- Ahlström Machinery Oy
- Kvaerner Pulping Oy