

LIITE I

LUT

**Sellutehtaan höyrytasojen optimaaliset paineet – esitys
13.12.2011**



Open your mind. LUT.
Lappeenranta University of Technology



Open your mind. LUT.
Lappeenranta University of Technology

SELLUTEHTAAN OPTIMAALISET HÖYRYJEN PAINEET

Aapo Hiltunen, Esa Vakkilainen ja Jussi Saari
LUT Energia

Soodakattilayhdistyksen kokous
12.12.2011
Kouvola



Sisältö

- Suoritetut tarkastelut:
 - tehdastapaukset
 - höyryn käyttökohteet
- Alustavat tulokset
- Suunnitelma jatkotarkasteluille

E. Vakkilainen



Tehdastapaukset

- Case A: Perinteinen sellutehdas
- Case B: Perinteinen sellutehdas + kuorikattila
- Case C: Perinteinen sellutehdas +hienopaperikone
- Case D: Perinteinen sellutehdas +hienopaperikone + kuorikattila
- Case E: Moderni sellutehdas
- Case F: Moderni sellutehdas + kuorikattila
- Case G: Moderni sellutehdas + hienopaperikone
- Case H: Moderni sellutehdas + hienopaperikone + kuorikattila

E. Vakkilainen



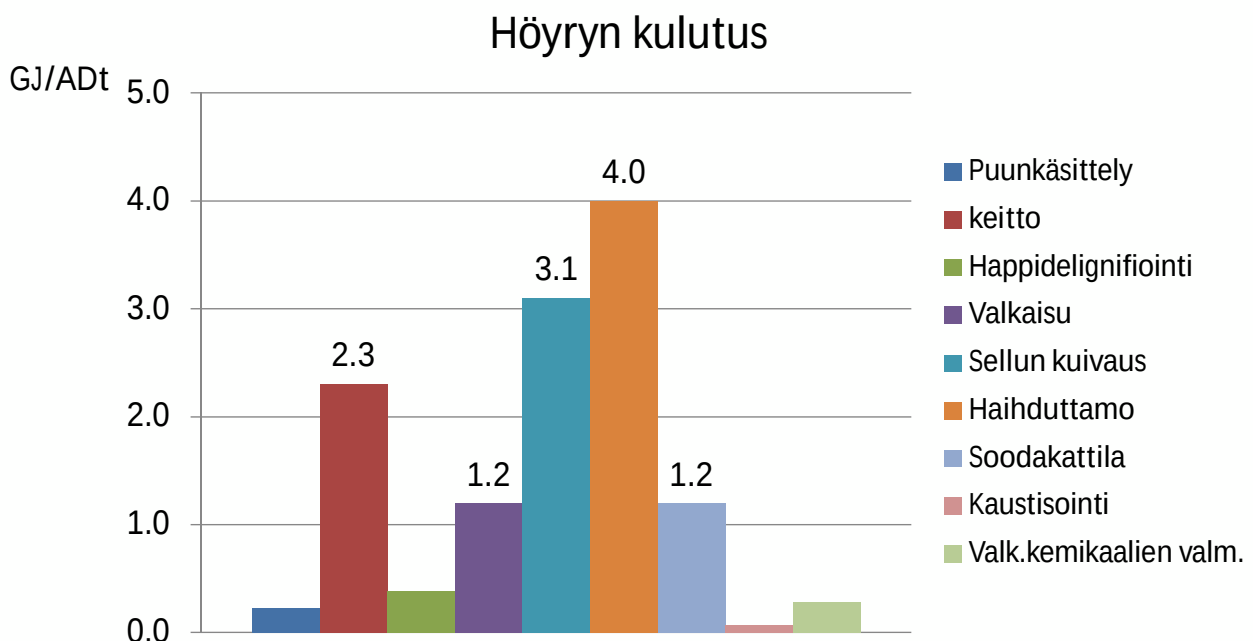
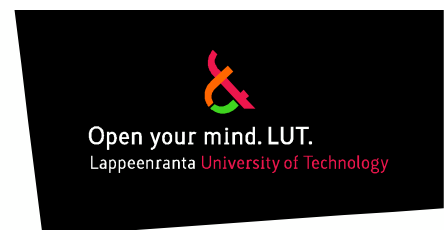
Kustakin tapauksesta tehdastase



- Tehdasintegraatin oletettiin tuottavan 650 000 tonnia paperia 600 000 tonnia sellua kohden.
- Modernin sellutehtaan lämmön kulutuksen arvioitiin olevan 1 GJ/ADt pienempi ja sähkön kulutuksen 60 kWh/ADt pienempi kuin perinteisellä sellutehtaalla.
- Hienopaperikoneen oletettiin aiheuttavan sellutehtaalla 5400 MJ/t_{pap} lisälämmön kulutuksen ja 650 kWh/t_{pap} lisäsähkön kulutuksen. Hienopaperikoneen aiheuttama lisälämmön- ja sähkönkulutus sisältää myös paperimassan kuivaukseen tarvittavan energian.
- Sähkön hinta 45.17 €/MWh (kesäkuu 2010)

E. Vakkilainen

Keskimääräiset höyrynkulutukset



Nieminen, 2007

Tarkasteluihin valitut muutoskohteet

- Matalapainetason valinta
 - MP = 3, 4, 5 tai 6 bar
- Nuohoushöyryn paineen alentaminen
 - VP3 = 40/32/22/20 bar
 - 0, 0.5 tai 1.0 kg/s korvattu 11bar VP2:lla
 - Oletettu MP=4bar, VP-verkko 11bar, muuttumaton nuohousteho
- Toisen matalapainetason rakentaminen
 - 5 bar rinnalle 3.5 bar lauhdeperän välitosta (jos mahdollista turbiinista)
- Toisen välipainetason rakentaminen
 - 9 bar välitosta (jos mahdollista turbiinista)

3/19/2011

© Esa K. Vakkilainen, 2011

7

Taseissa käytetyt höyryn arvot

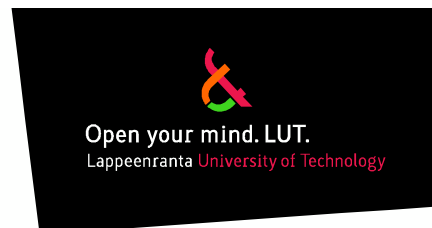
	LP		MP		MP2		MP3	
	p bar(a)	T °C	p bar(a)	T °C	p bar(a)	T °C	p bar(a)	T °C
1.	3	134	7	181	11	226	25	317
2.	4	144	7	181	11	226	25	317
3.	5	152	7	181	11	226	25	317
4.	6	165	7	181	11	226	25	317
5.	4	144	7	181	13	226	25	317
6.	4	144	7	181	15	258	25	317
7.	4	144	7	181	17	273	25	317

3/19/2010

© Esa K. Vakkilainen, 2010

8

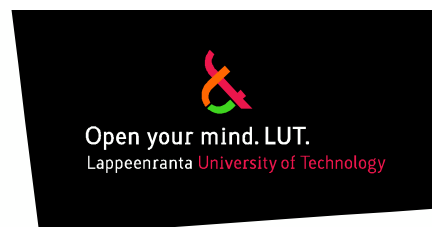
Suomessa käytetyt painetasot



Tehdas:	Tuore- höyry	Tuore- höyry2	Nuohous- höyry	Välipaine	Väli- paine2	Matala- paine	Matala- paine2	Muu höyry
	bar(g)							
1. Enocell	81		25	12		5		0,0059
2. Joutseno	93		24	10,5	6,8	3,5		
3. Kemi	84		28	12,5	9	3,5		-0,6
4. Kymi	100	114	24	13,7		4,6	3,9	-0,64
5. Oulu	84	100	24	10,8		2,8		
6. Pietarsaari	102		27	17	11,5	5,5	3,5	
			16					
7. Rauma	92		28	11		3,5		
8. Sunila	63		35	10		2,5		
9. Varkaus	64	110	30	17	8	2		4
10. Äänekoski	83,2		33	12,3	11,8	4,4	4,2	
11. Imatra	83	67		10,1		5,1		
12. Kotka	80			13		6	4	
13. Veitsiluoto								
14. Kaukas								

Footer

Prosessilämmön/-sähkön kulutus



Prosessilämmön kulutus:	LP (3bar)	MP (11 bar)		Ominaislämmön- kulutus	Ominaislähkön- kulutus
	kg/s	kg/s	MW	GJ/Adt	kWh/Adt
Case A: Perinteinen sellutehdas	57.4	22.8	188	17.5	733
Case B: Perinteinen sellutehdas + kuorikattila	59.1	23.5	194	17.7	761
Case C: Perinteinen sellutehdas + hienopaperikone	78.4	22.8	240	20.1	1221
Case D: Perinteinen sellutehdas + hienopaperikone + kuorikattila	80.1	23.5	246	20.4	1249
Case E: Moderni sellutehdas	54.4	21.5	178	16.5	674
Case F: Moderni sellutehdas + kuorikattila	56.1	22.2	183	16.7	700
Case G: Moderni sellutehdas + hienopaperikone	76.5	21.5	232	19.2	1174
Case H: Moderni sellutehdas + hienopaperikone + kuorikattila	78.1	22.2	237	19.5	1200

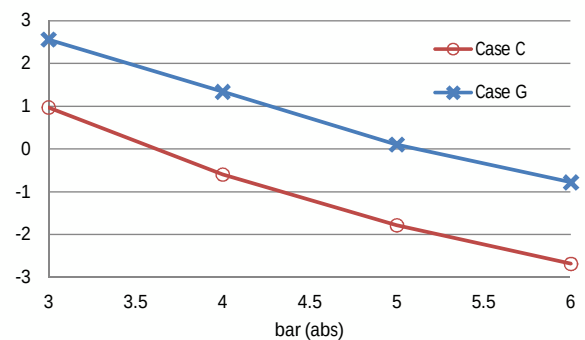
Höyryn painetaso ja sähkön myyntitulo vuodessa 1/2

Höyrynpainetasojen vaikutus sähkön myyntituloihin	LP: 1000 €/bar/a	MP: 1000 €/bar/a
Case A: Perinteinen sellutehdas	1030	69.7
Case B: Perinteinen sellutehdas + kuorikattila	1000	73.7
Case C: Perinteinen sellutehdas + hienopaperikone	1190	68.4
Case D: Perinteinen sellutehdas + hienopaperikone + kuorikattila	1250	70.2
Case E: Moderni sellutehdas	890	68.0
Case F: Moderni sellutehdas + kuorikattila	960	66.9
Case G: Moderni sellutehdas + hienopaperikone	1110	66.1
Case H: Moderni sellutehdas + hienopaperikone + kuorikattila	1230	66.1

Höyryn painetaso ja sähkön myyntitulo vuodessa 2/2

Sähkön myyntitulot vuodessa [Milj.€/a] LP- ja MP- tason mukaan								
	LP paine bar(a)				MP paine bar (a)			
	3	4	5	6	11	13	15	17
Case A	17.0	15.7	14.8	13.9	15.7	15.5	15.4	15.3
Case B	31.1	29.8	28.9	28.1	29.8	29.7	29.5	29.4
Case C	0.9	-0.6	-1.8	-2.7	-0.6	-0.7	-0.9	-1.0
Case D	15.1	13.5	12.3	11.3	13.5	13.4	13.2	13.1
Case E	19.4	18.0	17.2	16.5	18.0	17.9	17.8	17.6
Case F	33.4	32.3	31.3	30.6	32.3	32.1	32.0	31.9
Case G	2.6	1.3	0.1	-0.8	1.3	1.1	1.0	0.9
Case H	17.0	15.5	14.2	13.3	15.5	15.3	15.2	15.1

Matalapainetason vaikutus sähkön myyntituloihin, milj.€/a



Nuohoushöyryn paineen vaikutus sähkön tuotantoon

	MP3: 40 bar (abs)	MP3: 32 bar (abs)	MP3: 22 bar (abs)	MP3: 20 bar (abs)	Vaikutus myyntituloihin [1000€/bar/a]
MP3: 4.5 kg/s MP2: 0 kg/s	0	123	239	260	13
MP3: 4 kg/s MP2: 0.5 kg/s	52	155	271	289	12
MP3: 3.5 kg/s MP2: 1 kg/s	96	191	300	309	11

13

Putkiston investointikustannukset

	Paine (abs)	Pit uus	Halkaisija	Seinämän paksuus	Siirto- putkiston massa (25%)	Koko putkiston paino
	p [bar]	l [m]	DN [mm]	s [mm]	m [kg]	m [kg]
NH	28	100	150	20	7351	409591
MP	14	700	400	13	89196	
LP	3	700	1300	13	289887	387292
		700	150	9	23157	
	4	700	1200	13	267588	364993
		700	150	9	23157	
	5	700	1100	13	245289	338835
		700	150	9	23157	
	6	700	1000	13	222990	338835
		700	150	9	23157	

Paine (abs)	Kokonais- massa	Materiaali hinta	Kokonais hinta	Hintaero perustasoon (3 bar)
[bar]	m [t]	[€/kg]	[1000 €]	[1000€]
3	409	6	9830	-
4	387	6	9300	-540
5	365	6	8760	-1070
6	339	6	8130	-1700

14

Haihduttamon ja kuivauskoneen investointikustannukset

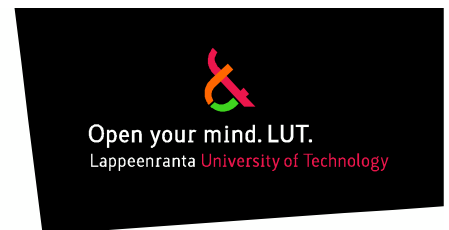


Paine	[bar](abs)	3	4	5	6
BPR	[°C]	21			
Poistuvan höyryn lämpötila	[°C]	55			
Tehollinen lämpötilaero	[°C]	35.0	45.0	53.3	60.3
Vaiheen tehollinen lämpötilaero	[°C]	5.0	6.4	7.6	8.6
Pinta-ala	[m²]	75 273	58 420	49 403	43 668
Neliöhinta	[€/m²]	419	500	562	613
Kokonaisinvestointi	[1000 €]	31 500	29 200	27 800	26 800
Investoinnin muutos	[1000 €]	-	-2 300	-3 700	-4 700

Paine	Pinta-alan muutos	Investoinnin muutos	Telaston investointi	Kuivurin Kokonaisinvestointi	Kokonaisinvestoinnin muutos
[bar] (abs)	[-%]	[-%]	[1000 €]	[1000 €]	[1000 €]
3	113	104	41 762	81 760	1 760
4	105	100	40 000	80 000	0
5	98	96	38 470	78 470	-1 530
6	92	93	37 110	77 110	-2 890

15

Kokonaisinvestointikustannukset



LP	[bar] (yp)	3	4	5	6
Putkisto	[1000 €]	9800	9300	8800	8100
Haihdutin	[1000 €]	31500	29200	27800	26800
Kuivauskone	[1000 €]	81800	80000	78500	77100
YHT.	[1000 €]	123100	118500	115000	112000
korko	12 %				
Maksuaika [a]	10				
Lyhennys	[1000 €/a]	-21790	-20970	-20350	-19820

16

Nettotulot nykyinen tehdas

			LP=3bar (abs)	4bar (abs)	5bar (abs)	6bar (abs)
Investointi	Vuosilyhennys	[k€/a]	-21 800	-21 000	-20 300	-20 000
			Nettotulot [1000 €/a]			
Perinteinen	Nettotulo	[k€/a]	-4 800	-5 300	-5 600	-5 900
Perinteinen + kk	sähkön myyntitulot	[k€/a]	9 300	8 900	8 500	8 300
Perinteinen + HPK	sähkön myyntitulot	[k€/a]	-20 900	-21 600	-22 100	-22 500
Perinteinen + kk+ HPK	sähkön myyntitulot	[k€/a]	-6 700	-7 500	-8 100	-8 500

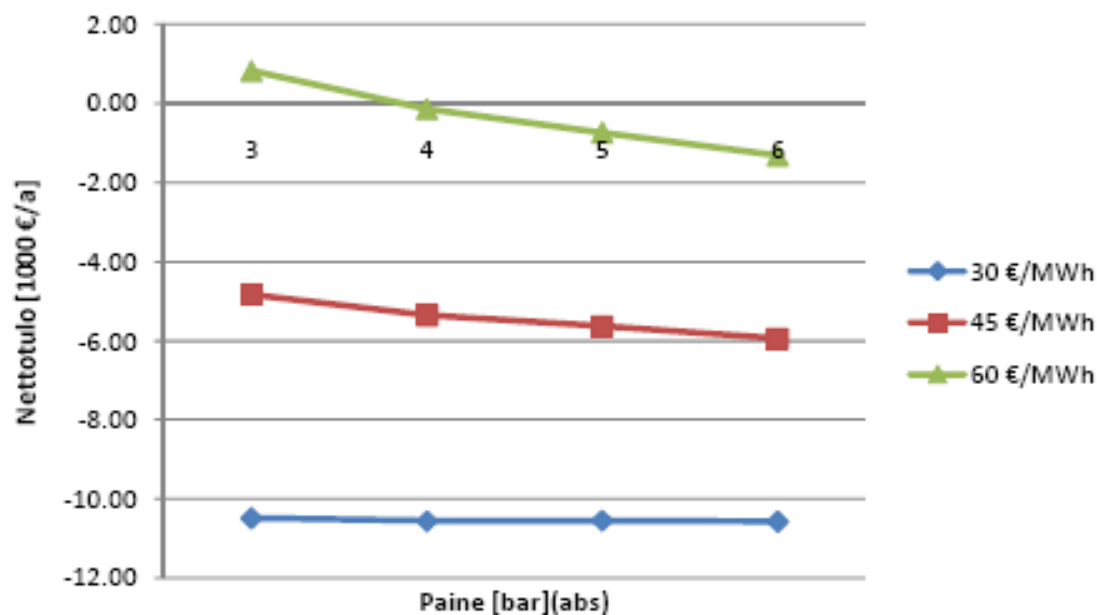
17

Nettotulot moderni tehdas

			LP=3bar (abs)	4bar (abs)	5bar (abs)	6bar (abs)
Investointi	Vuosilyhennys	[k€/a]	-21 800	-21 000	-20 300	-20 000
			Nettotulot [1000 €/a]			
Moderni	Nettotulo	[k€/a]	-2 700	-2 900	-3 200	-3 400
Moderni + kk	sähkön myyntitulot	[k€/a]	11 600	11 200	10 900	10 700
Moderni+ HPK	sähkön myyntitulot	[k€/a]	-19 200	-19 700	-20 200	-20 600
Moderni + kk+ HPK	sähkön myyntitulot	[k€/a]	-4 800	-5 500	-6 100	-6 500

18

Herkkyystarkastelu perinteintehdas



19

3.5 bar(a) matalapainelinjan rakentaminen

	Höyryn massavirta [kg/s]		Sähkön myyntitulo	Investointi-kustannus	Investoinnin vuosilyhennys [1000 €/a]	Nettotulo	Nettotulon muutos
	LP 3.5 bar	LP 5 bar					
Perinteinen ST + KK	0	50	28 860	0	-0	28 860	-
1.	10	41	28 940	420	-74	28 860	0
2.	20	34	29 050	535	-94	28 950	90
3.	27	24	29 330	2 637	-466	28 830	-30
4.	37	13	29 560	3 402	-602	28 960	100
5.	50	0	29 780	5 902	-1 044	28 730	-130

20

9 bar(a) välipainelinjan rakentaminen

Massavirta (9 bar)	Sähkön tuotanto	Sähkön kulutus	Sähköä myyntiin	Sähkön myyntivoitto	Sähkön myynnin muutos	Nettotulon muutos
[kg/s]	[MW]	[MW]	[MW]	[M€]	[€]	[€]
0	93.61	52.36	41.25	15.65	0	0
1	93.65	52.36	41.29	15.67	15 000	-24 000
2	93.69	52.37	41.32	15.68	27 000	-16 000
3	93.73	52.37	41.36	15.69	42 000	-4 000
4	93.77	52.37	41.40	15.71	57 000	8 000
6	93.85	52.38	41.47	15.73	83 000	27 000
8	93.91	52.40	41.51	15.75	99 000	35 000
10	93.99	52.40	41.59	15.78	129 000	59 000

Kiitos!

LIITE II

LUT

Sellutehtaan höyrytasojen optimaaliset paineet – loppuraportti
29.7.2011

LAPPEENRANNAN TEKNILLINEN YLIOPISTO

Teknillinen tiedekunta

Energiatekniikan koulutusohjelma

Aapo Hiltunen

SELLUTEHTAIDEN HÖYRYTASOJEN OPTIMAALISET PAINEET

Työn tarkastajat:

Professori Esa Vakkilainen

Yliassistentti Aija Kivistö

TIIVISTELMÄ

Lappeenrannan teknillinen yliopisto

Teknillinen tiedekunta

Energiatekniikan koulutusohjelma

Aapo Hiltunen

Sellutehtaiden höyrytasojen optimaaliset paineet

Diplomityö

2011

99 sivua, 27 kuvaa, 24 taulukkoa, 6 liitettä

Tarkastajat: Professori, TkT Esa Vakkilainen,

Yliassistentti, TkL Aija Kivistö

Hakusanat: Sellutehdas, Höyryn paine, Höyryn painetaso

Keywords: Pulp Mill, Steam Pressure, Steam Pressure Level

Sellutehtaiden kannattavuutta pyritään lisäämään parantamalla tehtaiden energiatehokkuutta ja tehostamalla tuotantoa. Yksi keino tehtaan sähkön tuotannon lisäämiseksi on höyrytasojen paineiden alentaminen tehtaan tuotantoprosesseissa. Tällöin höyry voidaan paisuttaa turbiinissa matalampaan paineeseen. Höyryn painetasojen alentaminen kuitenkin lisää tehtaan investointikustannuksia siirtoputkistojen kokojen ja lämmönsiirtopinta-alojen kasvaessa.

Tämä diplomityö on tehty Lappeenrannan teknillisessä yliopistossa osana Suomen Soodakattilayhdistyksen projektia ”Skyrec – Soodakattilan sähköenergiatehokkuuden nostaminen uudelle tasolle”. Tässä diplomityössä määritetään 600 000 tonnia sellua vuodessa tuottaville Suomeen sopiville sellutehdastyypeille taloudellisesti optimaaliset höyryn painetasot. Optimaaliset höyryn painetasot määritettiin painetasojen mukaisten energiataseiden sekä investointiarvioiden perusteella. Työn taselaskennat tehtiin Lappeenrannan teknillisen yliopiston Millflow-laskentasovelluksella. Matalapainetason mukaisia investointikustannuksia arvioitiin tehtaiden putkiston, haihduttamon ja kuivauskoneen osalta. Tulosten mukaan höyrytasojen paineet on taloudellisesti kannattavaa valita tehtaan laitteiston ja prosessien mukaan alhaisimmiksi mahdollisiksi. Lisäksi työssä tarkastellaan välipainehöyryn ja nuohoushöyryn paineiden alentamisen vaikutuksia tehtaan sähkön tuotantoon sekä joillekin tehtaan prosesseille rakennettavan oman matala- tai välipainelinjan käytön kannattavuutta. Diplomityöhön kerättiin tietoa suomalaisilla sellutehtailla käytössä olevista höyryn paineista sekä syistä painetasojen valintaan.

ABSTRACT

Lappeenranta University of Technology
Faculty of Technology
Degree programme of Energy Technology
Aapo Hiltunen

Optimal Pressures of Steam Pressure Levels in Pulp Mills

Master's Thesis

2011

99 pages, 27 figures, 24 tables, 6 appendixes

Examiners: Professor, D.Sc Esa Vakkilainen
Chief Assistant, Lic. Sc. Aija Kivistö

Keywords: Pulp mill, Steam Pressure, Steam Pressure Level

Pulp mills are trying to increase their profitability by improving energy effectiveness and intensifying production in mills. One way to improve electricity production in mills is to lower steam pressures in pulping processes. In that case steam can be expanded to lower pressure in turbine. However, lowering the steam pressures increases also investment costs of mill because of bigger pipe sizes and heat transfer areas.

This master's thesis was done in Lappeenranta University of Technology as a part of Finnish Recovery Boiler Committees project "Skyrec – Increasing Recovery Boiler Efficiency to New Level". In this master's thesis is specified the economically optimal steam pressures for Finnish pulp mill types producing 600,000 tons of pulp per year. In the work for different pulp mill types used in Finland were formed energy balances and investment estimations in accordance with steam pressure levels. Energy balance calculations were done with Millflow-calculation application. The optimal steam pressure levels were determined on the bases of energy balances and cost estimations. The investment costs accordant with low pressure steam level were calculated for the part of piping, pulp dryer and evaporator. On the bases of the results it is economically profitable to choose the lowest possible steam pressure levels defined by pulping processes and equipments. In addition in the work was estimated the effect of lowering the middle pressure steam and sootblowing steam pressures for electricity production in pulp mills. In the work was also examined profitability of building own middle or low pressure steamlines for some pulping processes. For this master's thesis was also gathered information about steam pressures used in Finnish pulp mills and about the reasons of choosing the pressure levels.

ALKUSANAT

Tämä diplomityö on tehty Lappeenrannan teknillisessä yliopistossa osana Suomen Soodakattilayhdistyksen projektia ”Skyrec – Soodakattilan sähköenergiatehokkuuden nostaminen uudelle tasolle”.

Opiskelu-aika yliopistossa on ollut eräs mielenkiintoisimmista ja vaiherikkaimmista ajanjaksoista elämässäni. Tämän diplomityön valmistumisen myötä tämä vaihe elämässäni päättyy. Haluan kiittää erityisesti Professori Esa Vakkilaista ammattitaitoisesta työn ohjaamisesta sekä erinomaisen vaihto-opintomahdollisuuden järjestämisestä Moskovaan. Haluaisin kiittää myös perhettäni läpi elämän kestäneestä tuesta ja kannustuksesta sekä opiskelukavereitani korvaamattomista hetkistä yhdessä opiskelujen aikana ja niiden ulkopuolella.

Lappeenrannassa 26.07.2011

Aapo Hiltunen

SISÄLLYSLUETTELO:

1	JOHDANTO	12
2	SELLUTEHTAAN TOIMINTA.....	17
2.1	Puun käsittely.....	17
2.2	Sulfaattisellun keitto.....	18
2.2.1	Eräkeitto	18
2.2.2	Vuokeitto	19
2.3	Massan pesu ja lajittelu	21
2.4	Happidelignifiointi	22
2.5	Valkaisu	23
2.6	Kuivaus.....	24
2.7	Kemikaalikierto.....	24
2.7.1	Haihduutamo	25
2.7.2	Soodakattila	28
2.7.3	Nuohomet	30
2.7.4	Kattilan vesi-höyrykierto.....	32
2.7.5	Kaustisointi.....	33
2.7.6	Meesauuni.....	35
2.8	Kuorikattila	36
2.9	Höyryturbiini	38
2.10	Höyryn paineen säätö.....	38
3	HÖYRYN KULUTTAJAT	40
3.1	Haihduutamo.....	41
3.2	Sellun kuivuri.....	42
3.3	Keitin	42
3.4	Valkaisu	44

3.5	Soodakattila	44
4	LASKENTA.....	45
4.1	Taselaskenta.....	45
4.2	Putkiston halkaisijan määrittäminen	48
4.3	Putken seinämävahvuuden laskeminen	50
4.4	Putkiston investointikustannukset.....	51
4.5	Haihduuttamon investointikustannukset	52
4.6	Kuivauskoneen investointikustannukset	54
4.7	Vuosittaisten kokonaisinvestointien laskeminen	54
4.8	Turbiinin tehon laskeminen	55
5	TAPAUSTEN LASKENTA-ARVOT	59
5.1	Höyryn painearvot energiataseiden laskennassa.....	60
5.2	Tehdastyypin prosessilämmön kulutus laskennassa.....	61
5.3	Turbiinin toiminta-arvot	63
5.4	Nuohoushöyryn paineen alentaminen	64
5.5	Toisen matalapainetason rakentaminen.....	65
5.6	Toisen välipainetason rakentaminen	67
6	SUOMESSA KÄYTETTÄVÄT HÖYRYN PAINETASOT	69
7	VÄLIPAINETASON LASKEMISTA RAJOITTAVAT TEKIJÄT.....	72
8	HÖYRYN PAINETASON VAIKUTUS SÄHKÖN TUOTANTOON	73
8.1	Höyryn painetasojen muutoksen vaikutus sähkön myyntituloihin	73
8.2	Turbiinin marginaalinen rakennusaste	75
8.3	Nuohoushöyryn paineen vaikutus sähkön myyntituloihin	76
9	HÖYRYN PAINETASON VAIKUTUS INVESTOINTEIHIN.....	78
9.1	Putkiston investointikustannukset.....	78
9.2	Haihduuttamon investointikustannukset	80
9.3	Kuivauskoneen investointikustannukset	81

9.4	Kokonaisinvestoinnit.....	81
10	MATALAPAINETASON OPTIMAALINEN PAINE	83
11	HERKKYYSTARKASTELU	85
12	RINNAKKAISTEN HÖYRYLINJOJEN RAKENTAMINEN.....	86
12.1	Toisen matalapainelinjan rakentamisen kannattavuus.....	86
12.2	Toisen välipainelinjan rakentamisen kannattavuus	88
13	JOHTOPÄÄTÖKSET	90
14	YHTEENVETO	92

LIITTEET

LIITE I:	Sähköpostikeskustelu sellutehdasprosessien painetasovaatimuksista
LIITE II:	Matalapainehöyryn paineen mukaiset kannattavuuslaskelmat
LIITE III:	Rinnakkaisen välipaineputkiston laskennan arvot ja tulokset
LIITE IV:	Tehtaiden vastaukset Suomen Soodakattilayhdistyksen kyselyyn käytettävistä painetasoista ja syistä tasojen valintaan
LIITE V:	Esimerkki talteenottolinjan ja kuivauskoneen uusinnan kustannuslaskelmista
LIITE VI:	Haihduuttamon investointilaskelmat

SYMBOLILUETTELO

A	pinta-ala [m^2]
A_0	vuosittainen maksu [€]
a	lainan maksuaika, investoinnin pitoaika [a]
$c_{a,i}$	annuiteetti tekijä [-]
c_p	ominaislämpökapasiteetti [kJ/kgK]
d	halkaisija [m]
f	kitkakerroin [-]
h	ominaisentalpia [kJ/kg]
I	investointi [€]
i	investoinnin / lainan korko [%]
k	kertavastus [-]
l	pituus [m]
m	massa [kg]
mk	materiaalikustannus [€/kg], [€/m ²]
n	varmuuskerroin [-]
P	teho [kW]
p	paine [bar, Pa]
Q	lämpö [MW]
q_m	massavirta [kg/s]
R'	reaali kaasuvakio [kJ/kgK]

s_0	teoreettinen seinämänvahvuus [mm]
T	lämpötila [°C]
t	aika [a, h]
w	nopeus [m/s]
X	kuiva-aine pitoisuus [$\text{kg}_{\text{kuiva-ainetta}} / \text{kg}_{\text{vettä}}$]
α	rakennusaste [-]
η	hyötysuhde [-]
Φ	lämpövirta [W]
ρ	tiheys [kg/m^3]
σ_{sall}	laskentajännitys [N/mm^2]
σ_l	materiaalilujuus [N/mm^2]

Alaindeksit

1	alkutila
2	lopputila
e	sähkö
h	haihduttamo
k	kuivauskone
kp	kiehumapiste
l	lauhde
m	muodostumis-

p	putkisto
pap	paperi
pr	prosessi
pt	polytrooppinen
s	isentrooppinen
sat	saturaatio-/ lauhtumis-
sis	sisä-
t	tuntuva
teh	tehollinen
th	prosessilämpö
tun	tunnettu
u	ulkoinen

Lyhenteet

abs	absoluuttinen
ADt	ilmakuiva sellutonni
BPR	kiehumapisteen nousu
HPK	hienopaperikone
KK	kuorikattila
LP	matalapainehöyry
MP	välipainehöyry

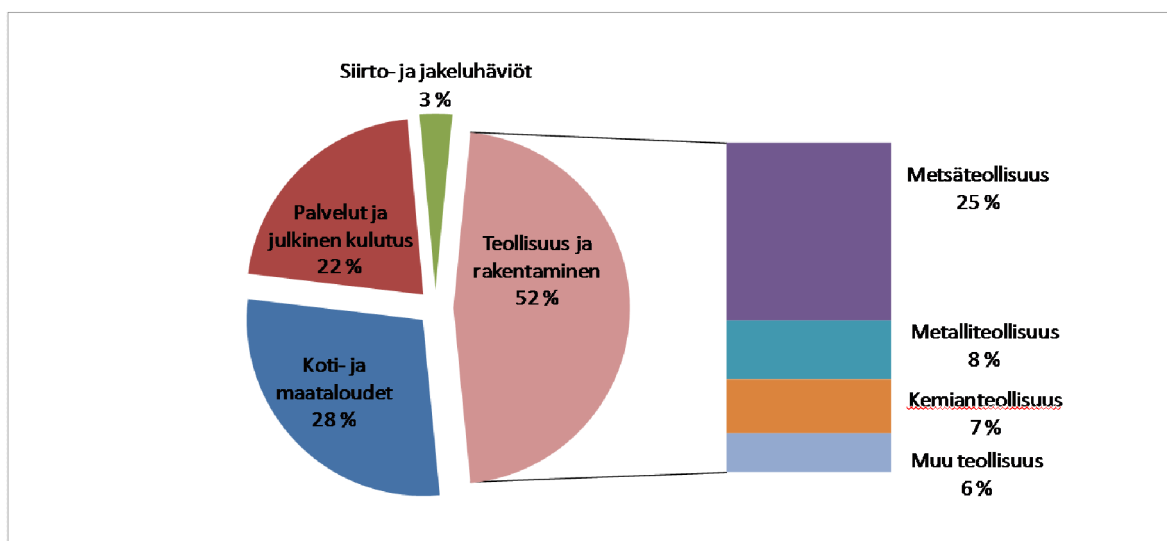
MP1	turbiinin väliottopaine 1
MP2	turbiinin väliottopaine 2
NH	nuohoushöyry
TH	tuorehöyry
ST	sellutehdas

1 JOHDANTO

Metsäteollisuudella on Suomessa pitkä historia, ja sillä on merkittävä vaikutus Suomen kansantalouteen. Metsäteollisuus on eräs maamme suurimmista teollisuudenaloista, ja Suomen kansainvälinen kilpailukyky on rakentunut monilta osin sen varaan.

Metsäteollisuuden tärkeimmät osa-alueet ovat massa- ja paperiteollisuus. Metsäteollisuus työllistää suoraan noin 50 000 ihmistä ja luo noin 15 % teollisuuden työpaikoista Suomessa. Sellu- ja paperiteollisuus kattoivat vuonna 2009 lähes 17 % Suomen teollisuustuotannon arvosta. Vuonna 2010 metsäteollisuuden viennin osuus Suomen koko tavaran viennin osuudesta oli noin viidennes. (Tilastot 2011) Metsäteollisuuden viennin arvo henkeä kohti ja osuus koko viennistä ovatkin maailman suurimmat. (Suomen metsäteollisuus 2011)

Metsäteollisuudella on myös suuri vaikutus maamme energiankulutukseen. Kuvassa 1 on esitetty Suomen sähköenergiankulutus sektoreittain. Vuonna 2010 sähkön kokonaiskulutus oli Suomessa 87,5 TWh, josta metsäteollisuuden osuus oli neljännes. Metsäteollisuus kulutti yli 50 % teollisuuden käyttämästä sähköstä. (Suomen virallinen tilasto 2011) Sellu- ja paperiteollisuus ovat metsäteollisuuden suurimmat energiankuluttajat.

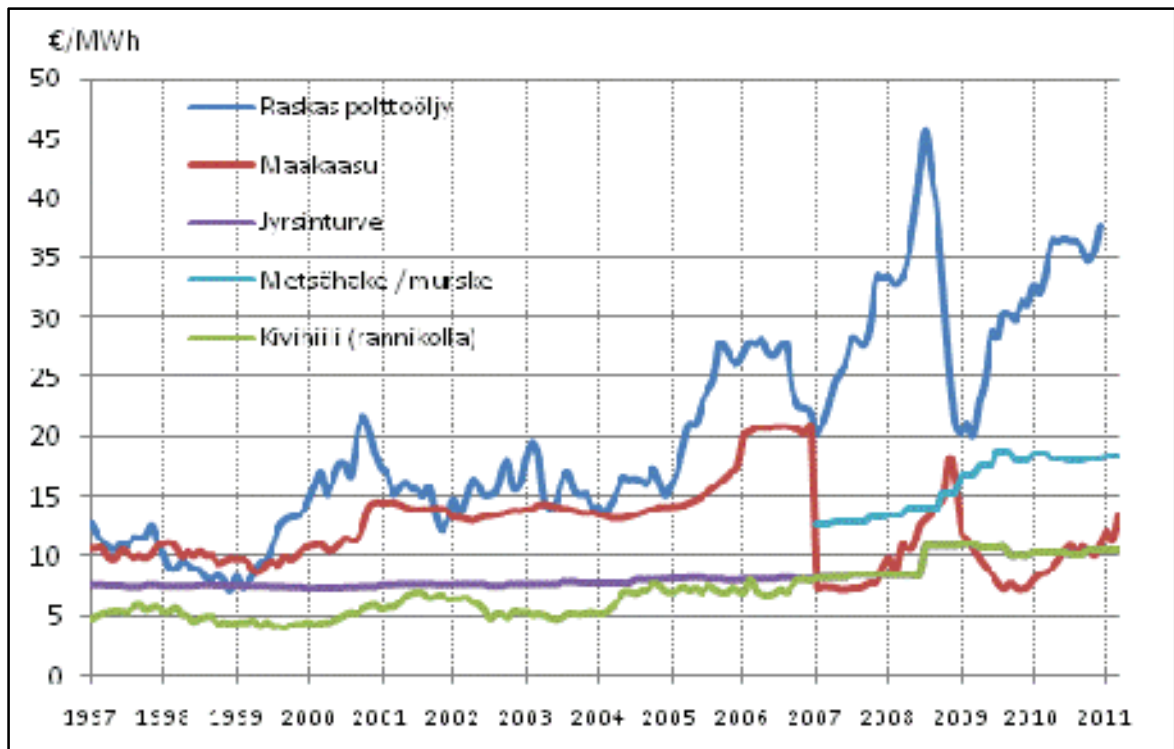


Kuva 1. Sähkön kulutus sektoreittain Suomessa vuonna 2010. (Lähdettä mukaillen: Sähkönkulutus 2011)

Polttoaineiden hintojen noususta ja sellun hinnan laskusta johtuva kilpailun kiristymisen sekä taloudellinen taantuma ovat johtaneet mittaviin säästötoimiin suomalaisilla tehtailla.

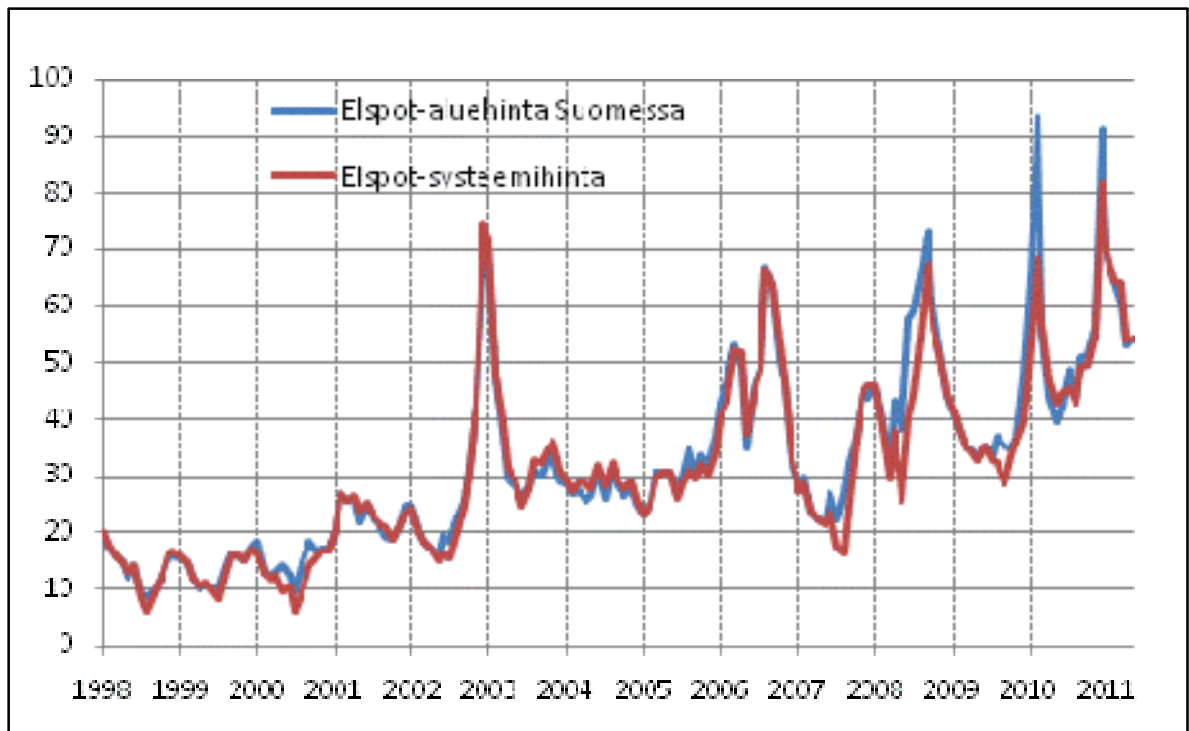
Tehtaiden tuotantokapasiteettia on pienennetty ja tehtaita on jouduttu lakkauttamaan. Liiketuloksen osuus liikevaihdosta on pienentynyt kaikilla metsäteollisuuden aloilla. Tehtaat joutuvat tekemään mittavia investointeja kilpailukykyänsä säilyttämiseksi ja säästöjen aikaansaamiseksi ilman tuotantokapasiteetin vähenemistä. (Kivistö 2010, 1)

Tehtaiden suuresta energian kulutuksesta johtuen sähkön ja tehdaspolttoaineiden hinnat vaikuttavat merkittävästi niiden talouteen. Kuvassa 2 on esitetty voimalaitospolttoaineiden hinnankehitys viime vuosikymmeninä. Kuvasta voidaan todeta voimalaitospolttoaineiden hintojen yli kaksinkertaistuneen viimeisten 15 vuoden aikana. Viime vuosina uusiutuvien polttoaineiden käytöllä on saatu aikaan merkittäviä säästöjä tehtaiden energiantuotantokuluissa. Suomalaisilla sellu- ja paperitehtailla noin 80 % lämmöstä ja sähköstä tuotetaan puuperäisillä polttoaineilla, ja tehtaat pystyvät tuottamaan noin 40 % tarvitsemastaan sähköstä itse. (Tilastot 2011) Suomen on edelleen vähennettävä aiheuttamia CO₂-päästöjä EU:n velvoitteiden mukaisesti. Suomalaisilla sellutehtailla fossiilisia polttoaineita käytetään vain meesauunin polttoaineena ja kattiloiden tuki- ja kuormapolttimissa. Prosessien tehostumisen ja tekniikan kehittymisen myötä selluntuotannon ominaisenergiankulutus on vähentynyt viime vuosikymmeninä. Vajaassa 40 vuodessa sellutehtaiden lämmönkulutus on pienentynyt noin 15 % ja sähkönkulutus noin 5 % tuotettua ilmakeivää sellutonnin (ADt) kohden. Energian kulutuksen vähenemiseen ovat vaikuttaneet muun muassa sellun keittovaiheen energiankulutuksen pieneneminen, kuivauksen tehostuminen, lipeähaihduttamon vaihdeluvun lisääntyminen sekä jätelämmön talteenoton kehittyminen. (Kivistö 2010, 1–3)



Kuva 2. Voimalaitospolttoaineiden hinnat sähköntuotannossa. (Energian hinnat 2011A)

Tuotantoprosessien optimoinnilla ja sähköntuotannon maksimoinnilla pyritään saamaan aikaan säästöjä tehtaiden energiankulutuksessa ja lisäämään tehtaan tuloja. Suurista tuotantomääristä ja sähkön korkeasta hinnasta johtuen sähkön ja lämmön tuotannon lisäämiseksi tehdyt investoinnit ovat kannattavia. Kuvassa 3 on esitetty Nord Pool Spot –sähköpörssin kuukausikeskiarvot sähkön hinnalle. Kuvasta voidaan havaita sähkön hinnan yli nelinkertaistuneen viimeisen 10 vuoden aikana. Vuonna 2010 Suomessa myytävän sähkön hinta oli Euroopan korkein. (Metsäteollisuus 2010) Aiemmin mainittujen seikkojen vuoksi prosessien energiatehokkuuden ja tehtaiden energiaomavaraisuuden parantaminen on tärkeää sellu- ja paperiteollisuuden kannattavuuden lisäämiseksi. Tämän vuoksi suomalaisilla paperi- ja sellutehtailla tehdään runsaasti tutkimustyötä ja investoidaan paljon uusiin tehokkaampiin energiaratkaisuihin.



Kuva 3. Nord Pool Spot-sähköpörssin kuukausikeskiarvot. (Energian hinnat 2011 B)

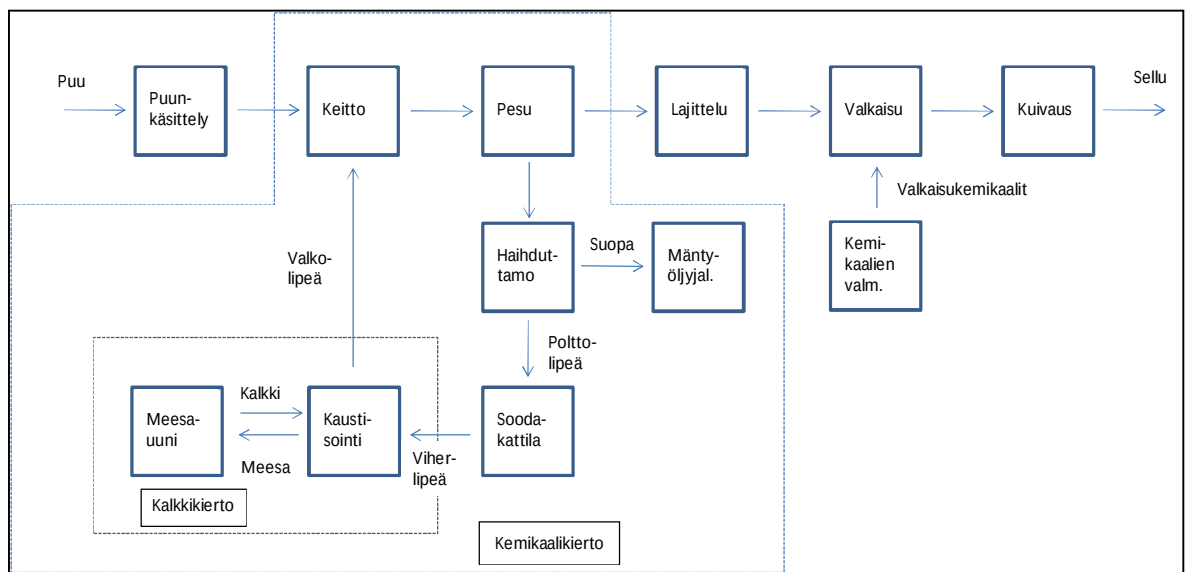
Edellä mainituista syistä johtuen sellu- ja paperitehtailla pyritään löytämään keinoja lämmönkulutuksen vähentämiseksi ja sähköntuotannon lisäämiseksi. Useilla tehtailla käytettävät höyryn painetasot on määritetty vanhojen laitteistojen mukaan, eikä niitä ole optimoitu uusista laitteistoinvestoinneista huolimatta. Alan kirjallisuudessa ja tutkimisissa ei ole yleisohjetta painetasojen vaikutuksesta tehtaan sähkön tuotantoon ja kulutukseen. Sähköntuotantoa voitaisiin lisätä alentamalla tehtaan höyryn painetasoja ja paisuttamalla höyry turbiinissa matalampaan vastapaineeseen. Matalampien höyrynpaineiden käyttö merkitsee kuitenkin myös suurempia investointikustannuksia höyrylinjojen ja laitteiden lämmönsiirtopintojen kokojen kasvaessa.

Tämän työn tavoitteena on selvittää suomalaisten sellutehdastyypien optimaaliset matalapainehöyrytasojen paineet sekä tarkastella höyrytasojen paineiden muuttumisen vaikutusta tehtaan sähkön kulutukseen ja tuotantoon. Erilaisille tehdastyypeille on muodostettu vuosikeskiarvotaseet sekä investointiarviot käytettävien höyryn painetasojen mukaan. Paineen muuttumisesta aiheutuvia investointeja on arvioitu putkiston, haihduttamon ja kuivurin osalta. Investointiarvioissa ei ole huomioitu painetasojen muuttumisesta aiheutuvia kustannuksia tehtaan muissa prosesseissa ja laitteissa. Vuosikeskiarvotaseiden ja investointiarvioiden avulla on määritetty taloudellisesti

optimaaliset paineet tehdastyypin matalapainehöyrylle. Työssä tarkastellaan myös välipainehöyryn sekä nuohoushöyryn paineiden alentamisen vaikutuksia tehtaassa sähköntuotantoon. Lisäksi työssä tarkastellaan nykyisten matala- ja välipainetasojen rinnalle rakennettavien alempien painetasojen vaikutuksia tehtaassa vuosikeskiarvotaseeseen sekä muodostetaan tapauksille investointiarviot.

2 SELLUTEHTAAN TOIMINTA

Suomessa kemiallisen sellun valmistus tapahtuu sulfaattisellumenetelmällä. Sulfaattisellumenetelmässä puukuitujen erottaminen toisistaan tapahtuu keittokemikaalien ja lämmön avulla. Tehdas koostuu kuitulinjasta, jossa massanvalmistus tapahtuu, sekä kemikaalikierrosta, jossa tuotetaan kemikaaleja keittoon, sekä lämpöä tehtaan prosesseihin. Kemikaalikierto on jaettu lipeäkiertoon ja kalkkikiertoon. Mahdollisimman suuri osa keitossa tarvittavista kemikaaleista pyritään palauttamaan uudelleen käytettävään muotoon. Kuvassa 4 on kuvattu sulfaattisellutehtaan periaatteellinen prosessijako, sekä edellä kuvattua kemikaalien kiertoa. Seuraavissa kappaleissa on kuvattu pääpiirteittäin tyypillisen suomalaisen sulfaattisellutehtaan toiminta.



Kuva 4. Sulfaattisellutehtaan periaate toimintakaavio.

2.1 Puun käsittely

Suomessa sellun raaka-aineena käytetään pääasiassa mänty- ja koivutukkeja sekä jonkin verran haapaa. Tukit ovat noin 2–6 metriä pitkiä ja halkaisijaltaan noin 7–15 cm. Ne tuodaan auto-, laiva- tai junakuljetuksena tehtaan puukentälle, josta ne siirretään kuorintaan. Kuorinnan ensimmäisessä vaiheessa puut pestään irtoliasta lämpimällä vedellä,

joka myös sulattaa jäiset puut. Varsinainen kuorinta tapahtuu kuorintarummussa, jossa puut hankautuvat toisiaan vasten ja kuori jauhautuu irti. Kun irronneesta kuoresta on poistettu kivet ja muut epäpuhtaudet, se revitään ja puristetaan, jonka jälkeen kuori kuljetetaan hakekentälle varastoitavaksi. Kuori voidaan polttaa tehtaan kuorikattilassa.

Kuorimisen jälkeen rangat syötetään hakkurille, jossa niistä hakataan tasakokoisia ellipsimäisiä paloja. Yleisimmin hakettaminen tapahtuu kiekkohakkurilla, jossa puun leikkaaminen tapahtuu pyörivällä teräkiekolla. Hakettamisen jälkeen hakkeesta seulotaan sellun raaka-aineeksi sopiva tasalaatuinen ja oikean kokoinen hake. Sopimaton hake, oksat ja kepit murskataan ja poltetaan kuoren joukossa. Sellun keittoon menevä hake kuljetetaan hakekentälle varastoitavaksi avovarastoihin tai hake siiloihin. (Kivistö 2008, 1-3)

2.2 Sulfaattisellun keitto

Sellun keitossa puukuidut erotetaan toisistaan liuottamalla kuitujen sidosaine, ligniini puusta lämmön ja kemikaalien avulla. Keittokemikaaleina käytetään natriumhydroksidia (NaOH) ja natriumsulfidia (Na_2S). Lisäksi keittokemikaalit sisältävässä valkolipeässä on muun muassa natriumkarbonaattia (Na_2CO_3) ja natriumsulfaattia (Na_2SO_4). Sellun keittotekniikoina käytetään joko vuokeittoa tai eräkeittoa. Eräkeitto oli ainoa keittotapa aina 1950-luvulle saakka. 1960-luvun alussa energiatehokkaampi vuokeitin alkoi kilpailla eräkeittimen kanssa. Eräkeitteletekniikassa tapahtui merkittäviä parannuksia vasta 1980-luvulla, kun keittimen energiatehokkuus ja kemikaalien käyttötehokkuus parantuivat merkittävästi SuperBatch- keittimen myötä. (Gullichsen, Fogelholm1999, A493)

2.2.1 Eräkeitto

Eräkeitossa keittimessä valmistetaan yksi hake-erä kerrallaan ennen sen tyhjentämistä ja uuden erän keittämistä. Käytössä on useita keittimiä, jotka toimivat kukin eri vaiheessa keittoa. Käytetyt keittoliemet kierrätetään, jotta niiden sisältämä lämpöenergia ja keittokemikaalit saataisiin talteen ja voitaisiin hyödyntää seuraavassa keittoerässä.

Keittimen haketäyttö tehdään matalapainehöyryn kanssa, jolloin hakkeesta saadaan poistettua reaktiota haittaavaa ilmaa. Täytön jälkeen keittimeen pumpataan edellisestä keittoerästä talteen otettua mustalipeää. Lipeä poistaa hakkeesta lopun ilman ja esilämmittää sen 80–90 °C:een. Lämminlipeätäytön loppuvaiheessa keittimen yläosassa oleva venttiili suljetaan ja keittimen paine nousee. Tämän jälkeen alkaa kuumalipeätäyttö, jossa keittimeen pumpataan 160–170 °C lämpöistä mustalipeää ja poistetaan lämminlipeää. Talteen otettava lämminlipeä pumpataan lämminmustalipeäakkuun. Kun keitin on 140 °C lämpötilassa, aloitetaan myös kuuman valkolipeän pumppaus. Tämän jälkeen keitin lämmitetään keittolämpötilaansa noin 165–170 °C. Yleensä tässä vaiheessa tarvitaan vain 10–15 °C:n lämmönnosto. Lämmitys tapahtuu höyryllä joko kierrättämällä lipeää lämmönsiirtimissä tai suoralla höyrylämmityksellä, jolloin höyryn lauhteita ei saada talteen. Varsinainen keittoaika on noin 35–60 minuuttia. Keitto keskeytetään pumppaamalla keittimiin 60–80 °C lämpötilassa olevaa pesulipeää. Keitossa käytetty kuumamustalipeä poistuu paineistettuihin kuumamustalipeäakkuihin. Syrjäytyksen jälkeen keitin tyhjennetään ja massa pumpataan puskusäiliöön. Puskuvaiheessa keittimen lämpötila on alle 100 °C. (Kivistö 2008, 5–7)

Eräkeiton etuja ovat muun muassa pieni höyryn tarve, joustavuus ja kemikaalien tehokas hyödyntäminen. Nykyaikaisia eräkeitto menetelmiä ovat Cold Blow-, SuperBatch- ja Enerbatch-menetelmät. (Gullichsen, Fogelholm 1999, A494–497) Suomessa eräkeitton menetelmää käytetään muun muassa UPM Kymmenen Kaukaan tehtailla. (Vakkilainen, keskustelu 19.08.2010)

2.2.2 Vuokeitto

Vuokeitossa käytetään vain yhtä jatkuvatoimista keitinastiaa. Keittäminen tapahtuu vuokeittimessä hydraulisena tai höyry-nestefaasikeittona. Hydraulisessa keitossa lipeän lämmitys tapahtuu epäsuorasti lämmönsiirtimissä kun taas höyry-nestefaasikeitintä lämmitetään suoralla höyrylämmityksellä. Keittimen yläosaan syötetään koko ajan haketta ja keitettyä sellumassaa poistetaan sen alaosaan. Kuvassa 5 on esitetty yleiskuva vuokeittolaitteistosta ja keittimen ainevirroista.

Keitin on jaettu vyöhykkeisiin, joissa keiton eri vaiheet tapahtuvat. Ensimmäisessä vaiheessa hake syötetään hakesiilosta matalapainesulkusyöttimellä pasutusastiaan. Pasutusastiassa hakkeesta poistetaan höyryn avulla ilmaa. Höyrynä voidaan käyttää keittimen jälkeisen mustalipeän paisumisesta saatavaa höyryä tai matalapainehöyryä. Kuvassa 5 höyrylinjat näkyvät sinisellä. Kaikissa keittimissä pasutusastiassa tapahtuvaa esihöyrytystä ei kuitenkaan tehdä. Pasutusastiasta hake tippuu romuloukkuun, jossa hake upotetaan lipeään. (Virkola 1983, 367–369) Korkeapainepurkain siirtää hakkeen romuloukusta 100–150 kPa:n matalapaineesta yli 1 MPa:n prosessipaineeseen. Hake pumpataan lipeävirran mukana syöttökiertopumpulla keittimen yläruuville. Kuvassa 5 hakkeen kulku pasutusastialta keittimeen on kuvattu punaisella nuolella. Tyypillisesti hydraulisen keittimen paine on noin 10–15 bar ja lämpötila noin 100–135 °C. Keittimessä hake valuu ylhäältä alaspäin kaikkien keittovaiheiden läpin. (Gullichsen, Fogelholm 1999, A513–519)

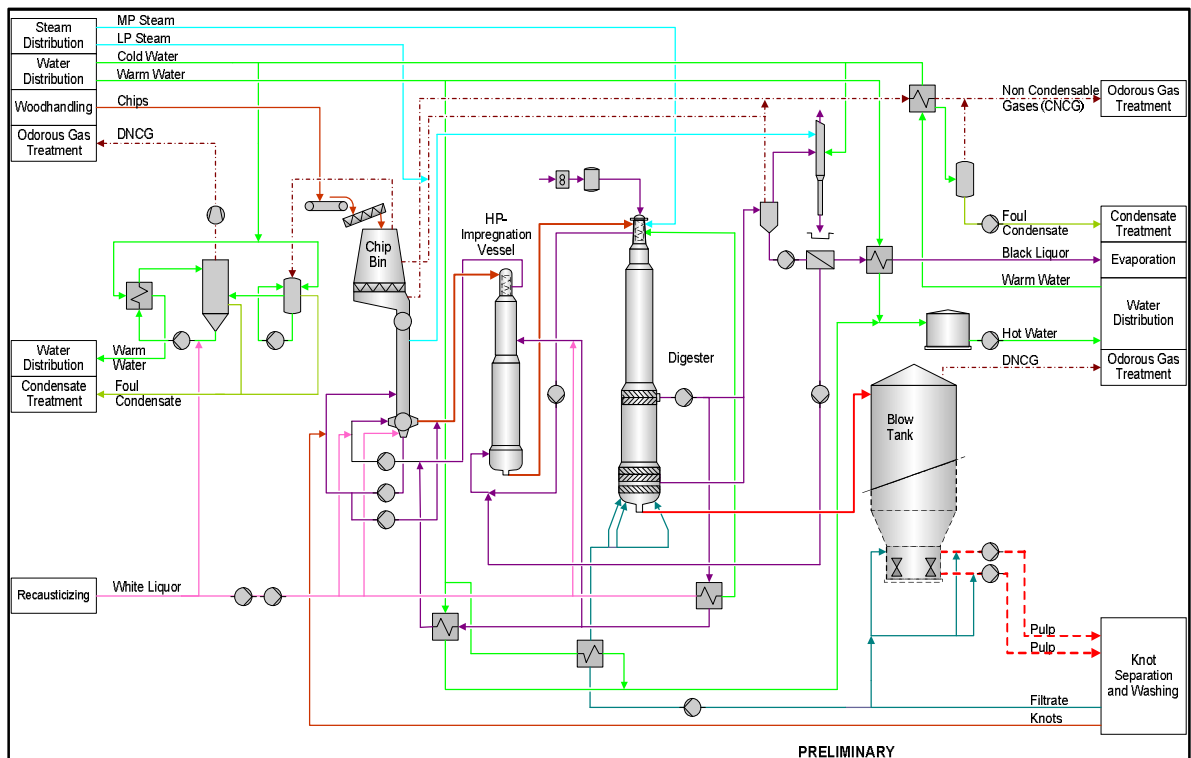
Keittimen yläosassa sijaitsee imeytysvyöhyke, jossa valkolipeä imeytyy hakkeeseen. Vaiheen lämpötila on noin 115–125 °C ja imeytysaika 45–60 minuuttia. Lipeä poistetaan imeytysvyöhykkeen alaosaan ja lämmitetään noin 150 °C:een. Tämän jälkeen se palautetaan keittimeen keskusputkesta suunnilleen samalle tasolle.

Toisen vaiheen jälkeen lipeä lämmitetään 150–170 °C keittolämpötilaan. Hake viipyy keittovaiheessa 1.5–2.5 tuntia. Keittovaihetta seuraa lipeän poistovaihe, jossa hakkeeseen sitoutumaton lipeä poistetaan keittimestä. Poistettu lipeä paisutetaan ilmakehän paineeseen, jolloin se kiehuu. Syntynyt höyry käytetään hakkeen esihöyrytykseen pasutusastiassa ja höyrytimessä.

Keitto pysäytetään keittimen alaosaan sijaitsevassa pesuvaiheessa. Pesu voidaan suorittaa esimerkiksi Hi-Heat menetelmällä, jossa massaa pestään vastavirtaan kulkevalla pesusuodoksella. Pesuvaiheessa kiertävän suodoksen lämpötila on noin 130 °C ja pesuaika 1–4 tuntia. Lisäksi keittimen pohjalle pumpataan alle 80 °C:n lämpötilassa olevaa pesulipeää. Suurin osa pesulipeästä pumpataan valmiin massan mukana puskusäiliöön. Massan poistolämpötila on noin 85–90 °C. Kuvassa 5 keitetyn sellumassan pumpppausta keittimen pohjalta puskusäiliöön kuvataan punaisella nuolella. Keittolipeä ja osa

pesulipeästä pumpataan paisuntavaiheiden kautta haihduttamolle. Mustalipeälinja näkyy kuvassa 5 violetina viivana.

Vuokeyton etuina eräkeittoon verrattuna ovat muun muassa energiatehokkuus, tilatehokkuus, pienempi tehontarve sekä pienemmät ainevirrat. (Gullichsen, Fogelholm1999, A513–519)

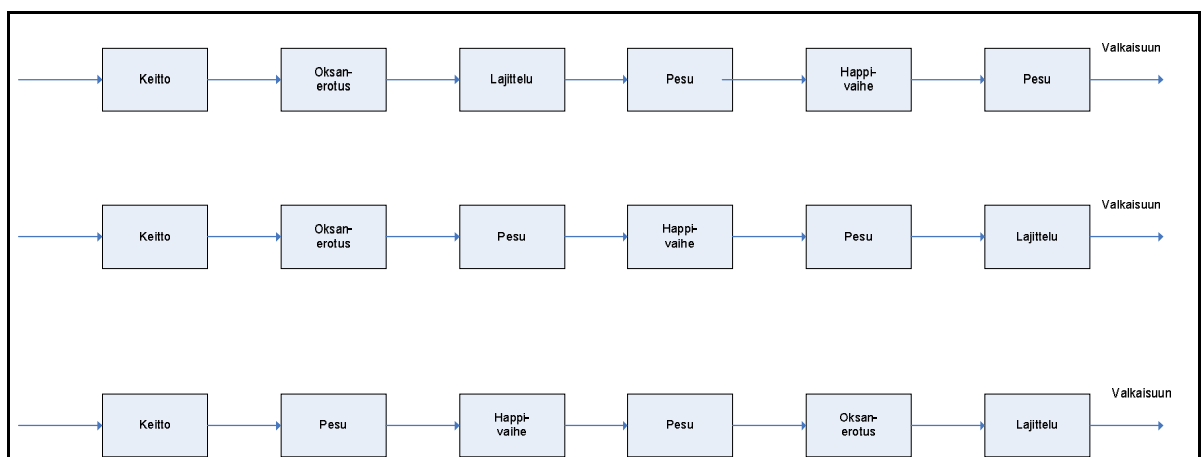


Kuva 5. Vuokeyttolaitteisto (Pöyry Oy 2006)

2.3 Massan pesu ja lajittelu

Keiton jälkeen massa pestään ja lajitellaan. Pesu tehdään usein vaiheittain vastavirtapesuna. Vastavirtapesussa vaiheen pesunesteenä käytetään aina edellisestä vaiheesta saatavaa pesulientä. Tällöin vain viimeisen vaiheen pesu tapahtuu puhtaalla vedellä. Tällöin valtaosa massan sisältämistä jäänöskemikaaleista saadaan talteen ja jäteveden puhdistustarve pienenee. (Virkola 1983, 683)

Lajittelun tarkoituksena on poistaa pestystä massasta kiinteät epäpuhtaudet mahdollisimman pienin primäärikuituhäviöin. Massan epäpuhtauksia ovat muun muassa hajoamaton puu, oksat ja hiekka. Epäpuhtauksia erotetaan massan joukosta kokoeroon perustuen seulalla tai tiheyseroon perustuen syklonissa. (Gullichsen, Fogelholm 1999, A15, A122) Massaa pestään myös valkaisu vaiheiden välissä. Pesu-, valkaisu- ja lajitteluvaiheiden järjestys voi vaihdella. Kuvassa 6 on esitetty vaihtoehtoisia järjestyksiä massan pesulle ja lajittelulle.



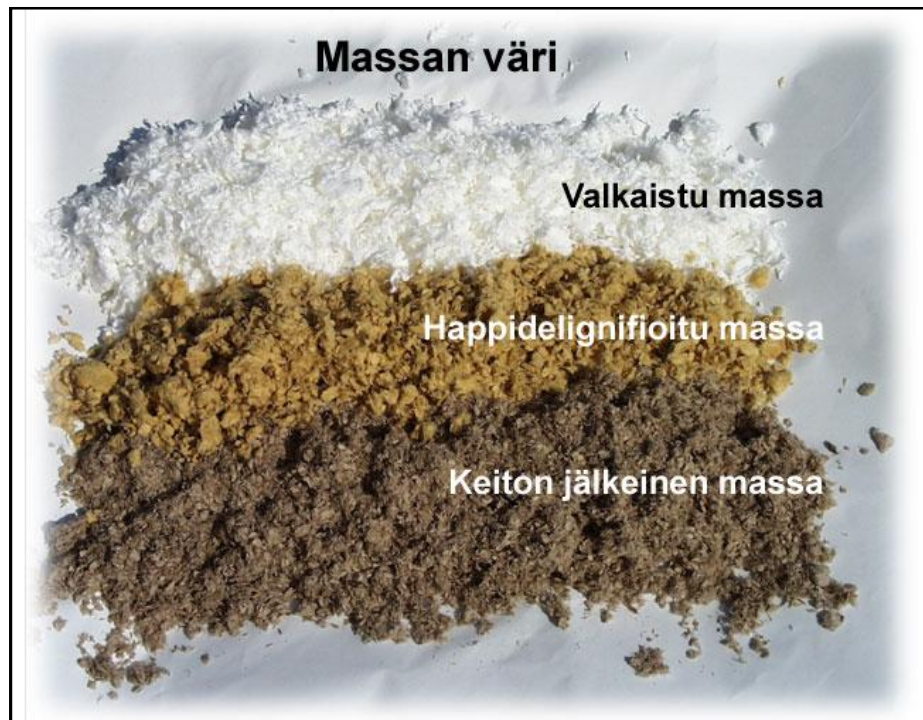
Kuva 6. Pesu-, lajittelu- ja happivaiheen sijoitus mahdollisuuksia.

2.4 Happidelignifiointi

Sellu ja useimmat puun polysakkarideista ovat luonnostaan kirkkaan värisiä, mutta ligniini antaa niille tummemman värin. Korkeasta ligniinin erotusasteesta huolimatta kemiallinen sellu on vielä tummaa pesuvaiheen jälkeen. (Gullichsen, Fogelholm 1999, A15) Ligniininipitoisuuden alentaminen ennen valkaisua on tärkeää myös tehtaan ympäristön suojelun kannalta. Happidelignifioinnissa sellu pumpataan sekoittimeen alkaalin, kuten oksidoidun valkolipeän, sekä hapen ja höyryn kanssa. Tämän jälkeen kaasut erotetaan sellusta ja sellu pestään ennen valkaisua. Happidelignifiointi on korkeista pääomakustannuksista huolimatta kannattava, koska sillä voidaan alentaa valkaisun kemikaalitarvetta ja pienentää merkittävästi tehtaan jätevesi kuormitusta. (Gullichsen, Fogelholm 1999, A137–139)

2.5 Valkaisu

Happidelignifioinnin lisäksi massaa valkaistaan myös kemiallisesti. Massan vaaleuden lisäksi valkaisulla voidaan vaikuttaa epäpuhtauksien määrään, massan viskositeettiin ja lisätä massan alfaselluloosapitoisuutta. (Virkola 1983, 811) Valkaisu voidaan tehdä poistamalla massasta värin aiheuttavaa ligniiniä tai värjäämällä sitä. Valkaistu ligniini kellertyy ajan myötä ja aiheuttaa myös paperin kellertymisen. Kuvassa 7 on esitetty sellumassan väri eri valkaisuvaiheiden jälkeen. Kuvasta näkyy selvästi sellun luonnostaan kellertävä väri. Valkaisu voidaan tehdä ECF (Elemental Chlorine Free) tai TCF (Total Chlorine Free) -menetelmällä. ECF-valkaisu tapahtuu klooridioksidilla (ClO_2), kun taas TCF-valkaisussa käytetään kloorikemikaalien sijasta happikemikaaleja kuten happea, vetyperoksidia ja otsonia. (Kivistö 2008, 11)



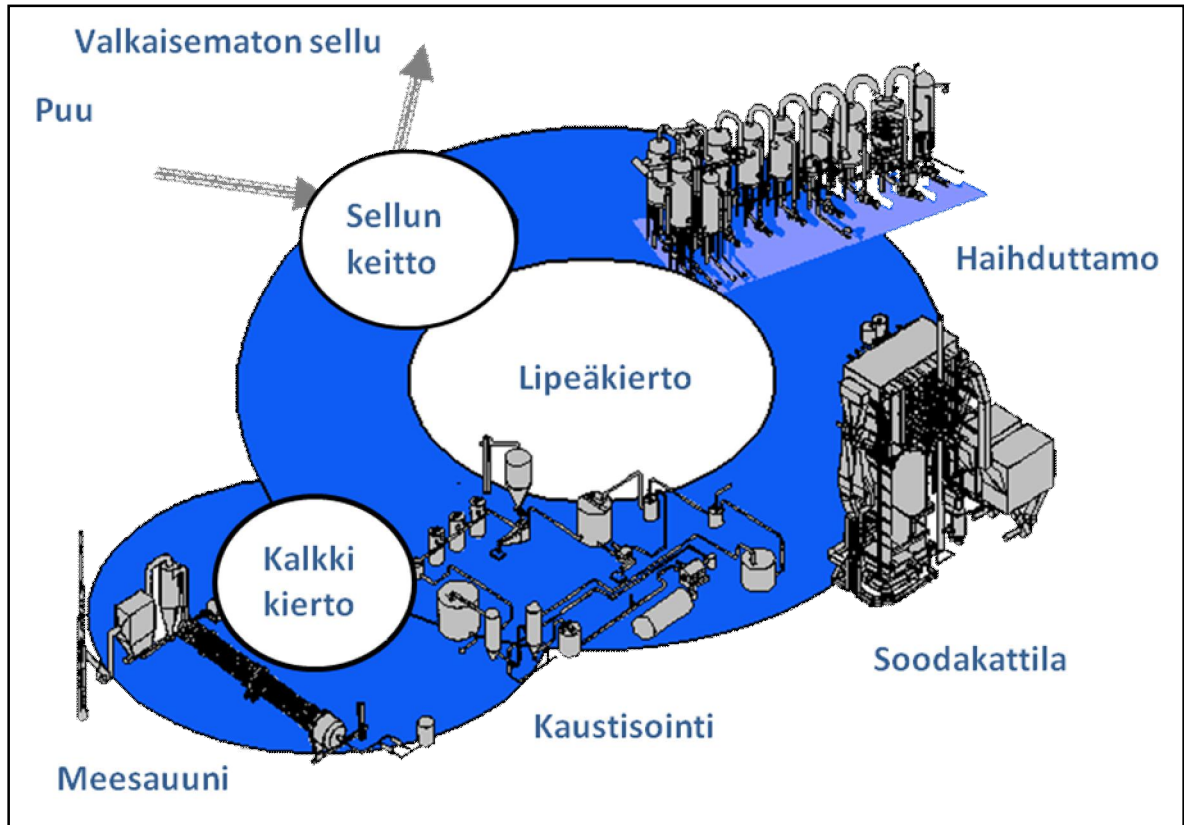
Kuva 7. Sellumassan väri. (KnowPulp 6.0)

2.6 Kuivaus

Valmis sellu kuivataan noin 90 % kuiva-ainepitoisuuteen. Integroidussa sellu- ja paperitehtaassa sellua ei aina kuivata, vaan se siirretään pumppumassana suoraan paperitehtaalalle. Sellua kuivataan ensin puristamalla, jolloin päästään noin 35–50 % kuiva-ainepitoisuuteen. Tämän jälkeen kuivaus tapahtuu konvektio- tai kontaktikuivauksena. Säteilyskuivausta ei käytetä sellun kuivaamiseen. Kontaktikuivaus tapahtuu sylinterikuivaimessa, joka koostuu joukosta höyryllä lämmitettäviä valurautasyntereitä. Massaraina kulkee kuivaimen läpi sylinterien pinnalla, jolloin sen sisältämä kosteus haihtuu ilmaan. Useimmiten mekaanisen massan kuivaus tapahtuu kuitenkin puhallinkuivaimella. Puhallinkuivauksessa kuivaimen yli kulkevaa massarainaa leijutetaan höyryllä lämmitetyllä kuivausilmalla niin ettei se pääse kosketuksiin kuivaimen kanssa. (Virkola 1983, 969–984) Kuivauksessa voidaan hyödyntää myös öljyn tai maakaasun palamisessa syntyviä kuumia savukaasuja. (Gullichsen, Fogelholm 1999, A225)

2.7 Kemikaalikierto

Kemikaalikierron tarkoituksena on keitossa käytettyjen kemikaalien talteenotto ja regenerointi uudelleen käytettävään muotoon sekä mustalipeän sisältämän puuaineksen hyödyntäminen energian tuotannossa. Kemikaalikierto koostuu lipeä- ja kalkkikierrosta. Lipeäkierron tehtäviin kuuluvat pesulipeän haihdutus lipeän kuiva-ainepitoisuuden nostamiseksi ja mustalipeän polttaminen sekä keittokemikaalien talteenotto ja regenerointi uudelleen käytettävään muotoon. Kalkkikierrossa natriumkarbonaatista kaustisoidaan natriumhydroksidia ja meesa regeneroidaan kalkiksi meesauunissa. Kuvassa 8 on esitetty sellutehtaan kemikaalikierto. Kuten kuvasta voidaan havaita, toimivat lipeä- ja kalkkikierto osittain päällekkäin.

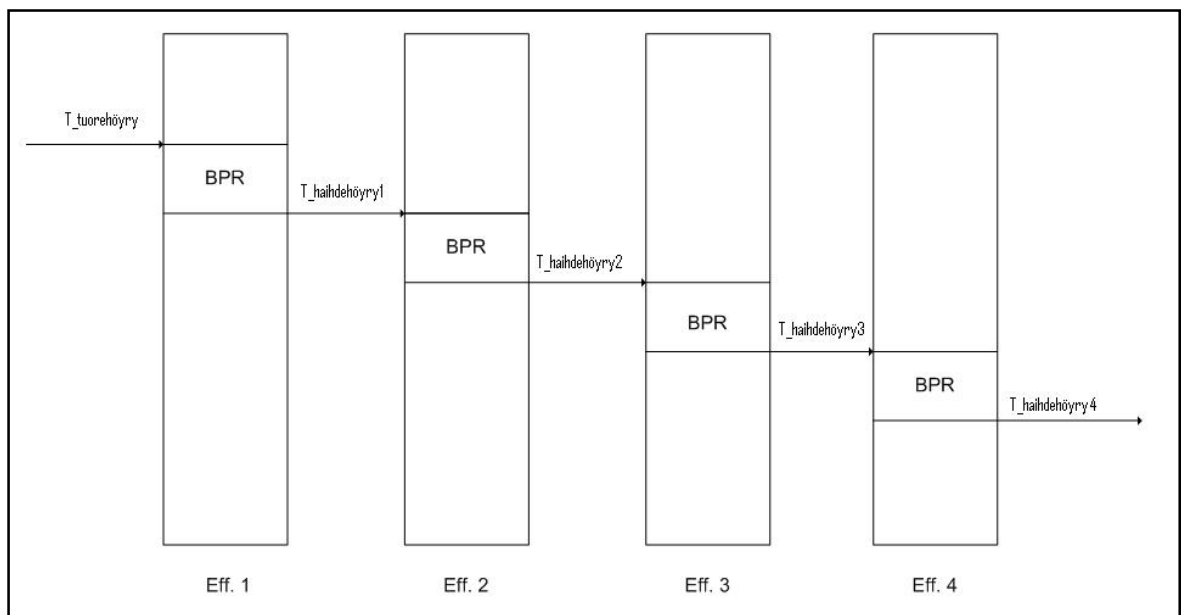


Kuva 8. Sulfaattisellutehtaan kemikaalikierto (Lähdettä mukaillen: Vakkilainen 2007, 5)

2.7.1 Haihduttamo

Keitosta saatavan lipeän kuiva-ainepitoisuus on noin 17 %. Mustalipeän kuiva-ainepitoisuus on nostettava yli 65 prosenttiin, jotta sen polttaminen soodakattilassa olisi mahdollista. Jotta lipeän poltosta ei syntyisi rikkipäästöjä, on mustalipeän kuiva-ainepitoisuus kuitenkin nostettava haihduttamolla yli 70 %:iin. Suomalaisilla sellutehtailla mustalipeän kuiva-ainepitoisuus nostetaan haihduttamolla keskimäärin 77–78 % :iin. (Vakkilainen, keskustelu 19.08.2010) Pesusta haihduttamolle tulevaa syöttölipeää vahvistetaan 20 % kuiva-ainepitoisuuteen haihduttimen jälkeisellä vahvistuslipeällä. Haihduttaminen tapahtuu 5–7 sarjaan kytketyssä haihdutinyksikössä. Jotta höyrynkulutus olisi taloudellista, tuorehöyryä käytetään vain viimeisessä vaiheessa vahvamustalipeän haihduttamiseen. Seuraavissa vaiheissa lipeän lämmittämiseen käytetään edellisten vaiheiden lipeän haihdehöyryä. Tällöin lipeä ja höyry virtaavat haihdutinyksiköstä toiseen vastakkaisiin suuntiin. Nestemäisillä seoksilla, jotka sisältävät hajoamattomia orgaanisia

aineita, epäorgaanisia aineita tai molempia, on korkeampi kiehumispiste kuin vedellä. Tätä lipeän ja veden kiehumispisteiden eroa sanotaan kiehumispisteen nousuksi. (Boiling Point Rise; BPR). (Gullichsen, Fogelholm 1999, B38) Kuvassa 9 on esitetty periaattekuva, josta voidaan nähdä lipeän kiehumapisteen nousu, sekä haihdehöyryn lämpötilan muutos haihdutinyksiköistä toiseen mentäessä. Jotta haihtuminen olisi mahdollista, yksikössä vallitseva paine ja lämpötila laskevat aina seuraavaan mentäessä. Paineen laskun aikaansaamiseksi viimeistä haihdutinvaihetta seuraa tyhjäpumppu tai höyryejektori. (Kivistö 2008, 16–20)

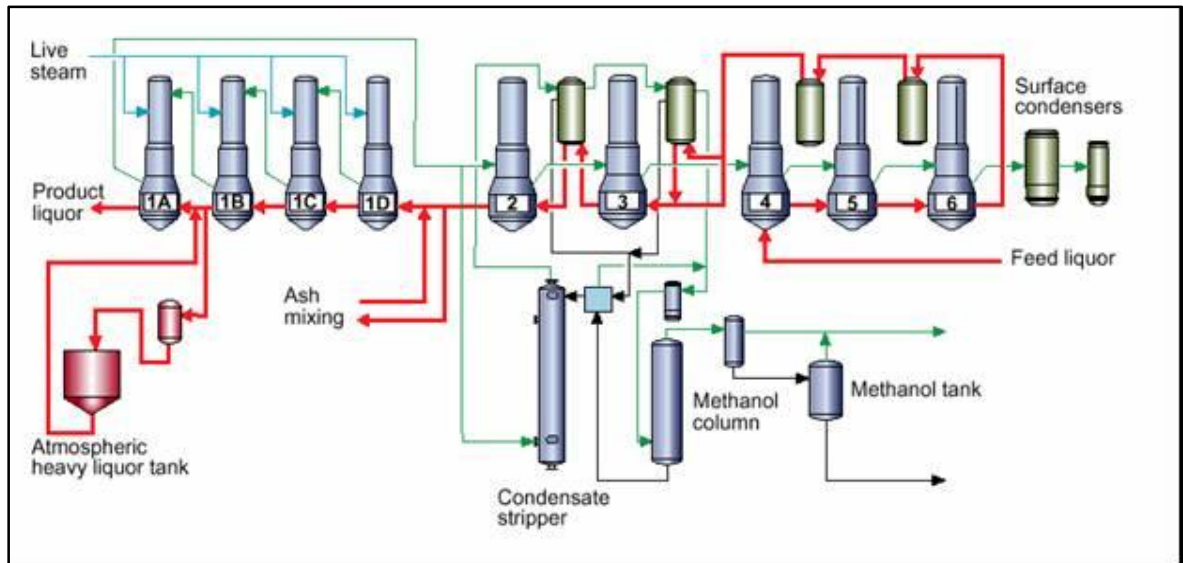


Kuva 9. Höyryjen lämpötilat haihdutinyksiköissä.

Haihdutin yksiköiden lisääminen on mahdollistanut mustalipeän haihduttamisen yli 80 % kuiva-ainepitoisuuteen. Kuiva-ainepitoisuuden noustessa lipeän viskositeetti kuitenkin nousee ja se on varastoitava paineistettuna ja aiempaa korkeammassa lämpötiloissa. Korkeammat lämpötilat voidaan välttää lämpökäsittelyllä, jolloin lipeän viskositeettiä saadaan laskettua. (Kivistö 2008, 16)

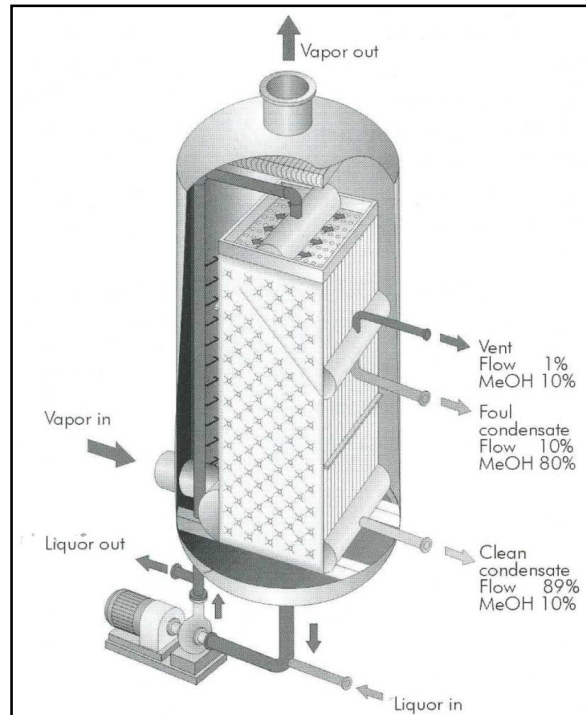
Kuvassa 10 on esitetty monivaihehaihduttamon toimintaperiaate. Lipeää seisotetaan välilipeäsäiliöissä haihdutinvaiheiden välissä, jotta mustalipeän sisältämä suopa ehtisi nousta sen pinnalle. Suopa kaadetaan lipeän pinnalta suopasäiliöön ja jatkojalostetaan esimerkiksi mäntyöljyksi. (Gullichsen, Fogelholm 1999, A83–91) Kuten kuvasta 10 nähdään, syötetään lipeä keskimmäisiin haihdutinyksiköihin, joista se kulkee alkuun höyryn kanssa saman suuntaisesti haihduttamon viimeisiin yksiköihin. Ensimmäinen

haihdutinvaihe on jaettu useampaan haihdutinyksikköön. Niiden järjestystä voidaan vaihdella, jolloin ne eivät tukkeudu.



Kuva 10. Monivaihehaihduttamon toimintaperiaate. (Vakkilainen 2007, 25)

1980-luvun puoliväliin saakka nousevakalvohaihdutin (Rising film) oli laajamittaisessa käytössä. Nousevakalvohaihduttimessa lipeä pumpataan haihdutinyksikön pohjalle, josta se alkaa nousta haihduttimen putkia pitkin ensin lämmiten ja lopulta kiehuun. Haihduttamiseen käytetty höyry syötetään putkinipun ulkopuolelle. (Gullichsen, Fogelholm 1999, B46) Myöhemmin on otettu käyttöön, kuvassa 11 esitetyn mukaisia, laskevakalvohaihduttimia (falling-film). Laskevakalvohaihduttimessa lipeä pumpataan haihduttimen yläosaan, josta se valuu lamellien tai putkien pintaa pitkin haihduttimen pohjalle. Lauhtuva höyry virtaa lamellin sisällä, lipeän kiehuessa sen pinnalla. Haihdutinyksiköissä puhtaat ja likaiset lauhdet sekä haihduttamisessa syntyvät metanoli ja haisevat rikkiyhdisteet saadaan erikseen talteen. Edellisten lisäksi käytössä on ollut myös muun muassa pakkokierto-lauhduksia. (Kivistö 2008, 16–20)



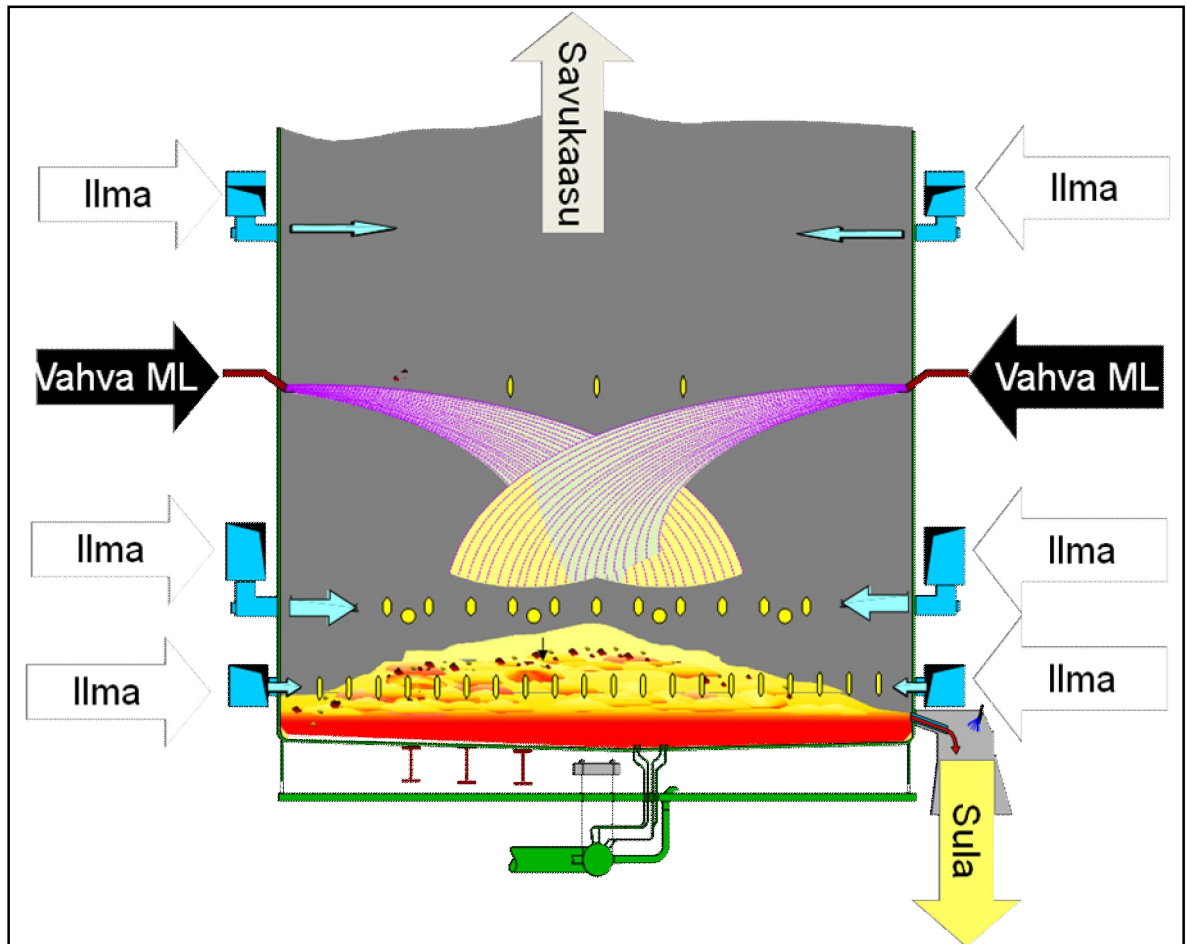
Kuva 11. Lamelli tyyppinen laskevakalvohaihdutin. (Gullichsen, Fogelholm 1999, B47)

2.7.2 Soodakattila

Soodakattilan tarkoitus on talteenottaa mustalipeän sisältämät keittokemikaalit ja regeneroida ne uudelleen käytettävään muotoon sekä minimoida tehtaan jätevirtoja ympäristöystävällisellä tavalla. (Gullichsen, Fogelholm 1999, B109–113)

Polttolipeä ruiskutetaan pieninä pisaroina kattilan tulipesään lusikkasuuttimilla. Tulipesässä pisara kuivuu ja haihtuvat aineet palavat. Jäännöshiili ja suurin osa epäorgaanisista aineista putoavat tulipesän pohjalle kekoon, jossa jäännöshiili palaa. Kemikaalit sulavat lämmön vaikutuksesta ja natriumsulfaatti redusoituu natriumsulfidiksi. Parhaissa soodakattiloissa kemikaalien reduktioaste on jopa 99 %. Tulipesän pohjalle syötetään primääri-ilmaa vain sen verran, että keon lämpötila pysyy 1000–1100 °C:ssa. Sekundääri-ilmalla varmistetaan keossa kaasuuntuneiden aineiden palaminen. Kuvassa 12 esitetyssä periaatekuvassa näkyy hyvin tulipesään syötettävän ilman monivaiheisuus. Pääasiassa natriumsulfidista (Na_2S) ja natriumkarbonaatista (Na_2CO_3) koostuva

kemikaalisula johdetaan sularännejä pitkin liuotinsäliöön, jossa siihen sekoitetaan valkolipeää. Tällöin siitä muodostuu viherlipeää. (Huhtinen et al. 2000, 164–166)



Kuva 12. Lipeän polttaminen soodakattilan tulipesässä. (Lähdettä mukaillen: Vakkilainen 2007, 41)

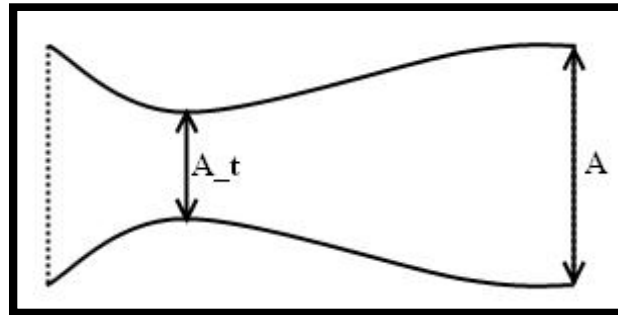
Palamisen ja reduktioreaktion aikana osa lipeän kemikaaleista höyrystyy. (Gullichsen, Fogelholm 1999, B122) Höyrystyneet kemikaalit ja lentotuhka, josta yli 90 % on natriumsulfaattia, poistuvat tulipesästä savukaasuvirran mukana. Kiinteässä muodossa oleva lentotuhka poistetaan savukaasuista kattilan jälkeisellä sähkösuotimella. Sula tuhka jähmettyy kattilan lämmönsiirtopinnoille muodostaen vaikeasti poistettavia kerrostumia. (Huhtinen et al. 2000, 166) Kerrostumat heikentävät lämmönsiirtimien lämpövirtaa ja aiheuttavat, savukaasujen virtausnopeuden noususta johtuvaa, painehäiviötä savukaasuvirrassa. (Gullichsen, Fogelholm 1999, B124) Kerrostumien muodostumista

voidaan vähentää alentamalla savukaasujen happipitoisuutta, nostamalla polttolipeän kuiva-ainepitoisuutta sekä mitoittamalla tulipesä riittävän suureksi, jolloin savukaasujen lämpötila tulistin alueella on riittävän alhainen. (Huhtinen et al. 2000, 166)

2.7.3 Nuohoimet

Savukaasukanavia ja putkipintoja on nuohottava jatkuvasti niille kertyvän lian vuoksi. Soodakattilan tulistinpintojen nuohoukseen käytetään korkeapainehöyryllä toimivia ulos vedettäviä höyrynuohoimia. Koska nuohoinputket työnnetään kattilaan vain nuohouksen ajaksi, ja niiden valmistamiseen käytetään kuumankestäviä materiaaleja, voidaan niitä käyttää jopa 1500 °C lämpötilassa tulistimien nuohoukseen. (Huhtinen 2000, 214) Nuohoinputket ovat 4–6 metriä pitkiä ja halkaisijaltaan 7.15–15 cm. Ne liikkuvat tulistin putkiston välissä 1–3 m/min nopeudella. Jotta nuohoaminen tapahtuisi koko lämmönsiirtimen leveydellä, on nuohoimet sijoitettu kattilan vastakkaisille puolille. Nuohoushöyryä ruiskutetaan soonisella nopeudella pyörivien nuohoinputkien päässä olevista suuttimista. Yleensä nuohoinputkessa käytetään kahta 2.5–3.8 cm kokoista suutinreikää. (Teir 2003, 97) Nuohoimessa käytettävä höyry otetaan yleensä reduktioventtiilillä tulistin vaiheiden välisestä putkesta. Jotta höyryn kulutus pysyisi mahdollisimman tasaisena, käytössä on yleensä kokoajan yksi nuohoin. (Gullichsen, Fogelholm 1999, B124)

Nuohoimen päässä olevat suuttimet ovat suppeneva-laajeneva tyyppisiä Laval-suuttimia. Suuttimen avulla höyry saadaan purkautumaan suuttimesta ylöään nopeudella. Alisoonisella nopeudella virtaava höyry saadaan kiihtymään äänen nopeuteen paisuttamalla sitä suppenevassa suuttimessa. Kun painesuhde suuttimen yli on riittävän suuri, alkaa kaasu kiihtyä ylisooniseen nopeuteen suuttimen kurkun jälkeen. Kuvassa 13 on esitetty Laval -suuttimen perusmuoto. Suuttimen muodon kannalta ratkaisevimmat mitat ovat suuttimen kurkun (A_t) ja suun (A) pinta-ala.



Kuva 13. Laval -suuttimen perusmuoto.

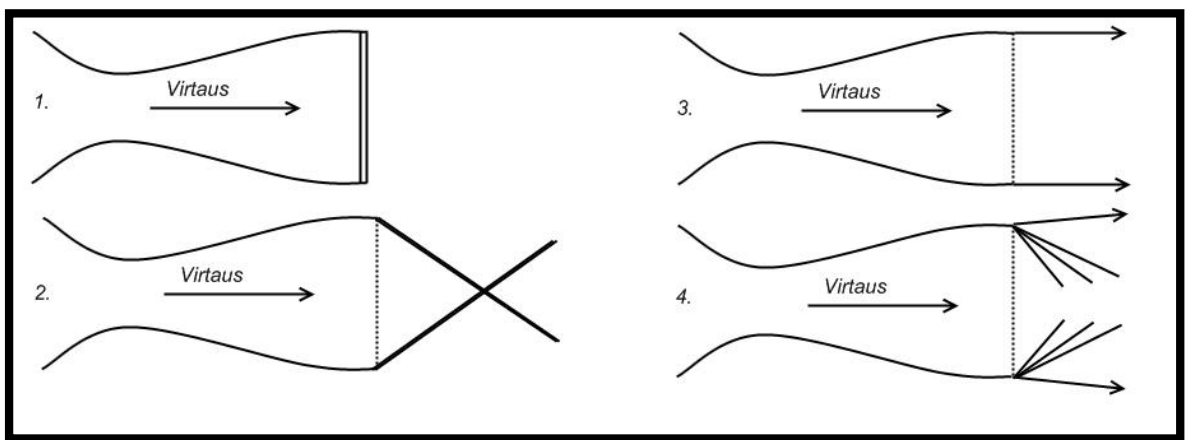
Höyryn nopeuden kannalta ratkaisevaa on suuttimen kurkun ja suun pinta-alojen sekä paineiden suhde. Määritetyn virtausnopeuden (Machin luvun) saavuttamiseksi tarvittava paine-ero voidaan ratkaista seuraavalla yhtälöllä.

$$\frac{p}{p_t} = \left(1 + \frac{\gamma-1}{2} * M^2\right)^{\frac{-\gamma}{\gamma-1}} \quad (1)$$

missä	p	paine suuttimen jälkeen [Pa]
	p_t	paine suuttimen kurkussa [Pa]
	γ	[-]
	M	Machin luku [-]

Höyry saavuttaa äänen nopeuden suuttimen kurkussa mikäli painesuhde suuttimen kurkun ja suuttimen jälkeisen tilan välillä on vähintään $\frac{p}{p_t} = 0,546$. Tällöin virtauksella on sooninen nopeus suuttimen kurkussa. Painesuhde ei kuitenkaan ole riittävän suuri, jotta virtaus kehittyisi ylisooniseksi suuttimen laajenevassa osassa. Suuttimen laajenevaan osaan muodostuu kohtisuora tiivistysisku, jossa kaasun paine kasvaa äkillisesti ja virtausnopeus tippuu jälleen alisooniseksi. Kun painesuhdetta edelleen kasvatetaan siirtyy tiivistysaalto lähemmäksi suuttimen päätä ja lopulta sen ”yli”. Kuvassa 14 on esitetty tiivistys- ja paisunta-aaltojen muodostuminen suuttimessa. Ensimmäisessä kohdassa on kuvattu tapaus, jossa kohtisuora tiivistysaalto muodostuu aivan suuttimen päähän. Kun painesuhdetta kasvatetaan edelleen, syntyy suuttimen päässä vinoja tiivistysaaltoja (kuvan 14 kohta 2).

Painesuhdetta edelleen kasvatettaessa löydetään kuvan kolmannen kohdan mukainen tila, jossa kaasu virtaa suuttimesta puhtaasti ilman tiivistysaaltoja. Mikäli painesuhdetta edelleen kasvatetaan, muodostuu suuttimen päähän vinoja paisunta-aaltoja. Tapauksen mukainen ”alipaisuminen” on kuvattu kuvan neljännessä kohdassa. Kaasu voi saavuttaa suuttimen kurkussa maksimissaan äänennopeuden. Tämän vuoksi suutin ”tukkeutuu” painesuhteen ylittäessä kriittisen arvon, eikä virtauksen massavirta enää kasva. (Backman et al. 2006, 38–43)

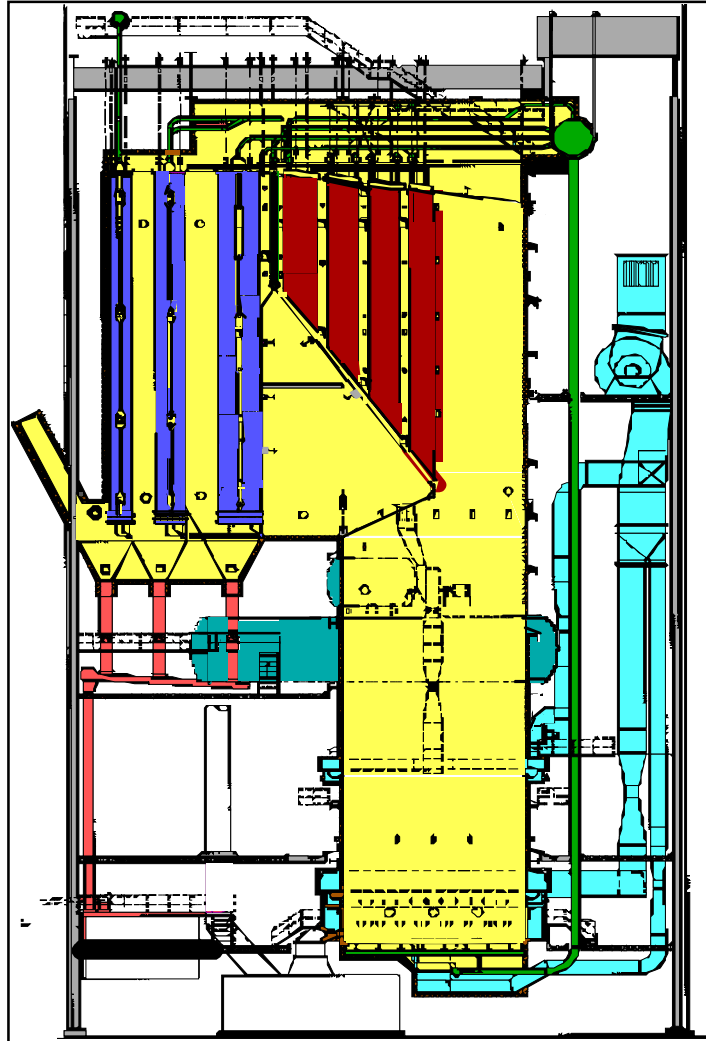


Kuva 14. Tiivistys- ja paisunta-aaltojen muodostuminen Laval-suuttimessa.

2.7.4 Kattilan vesi-höyrykierto

Monissa teollisuuden höyrykattiloissa käytetään jokseenkin samanlaista vesi-höyrykiertoa polttoaineesta riippumatta. Kattilan syöttövesisäiliöstä pumpattavaa vettä esilämmitetään savukaasuilla ekonomaiserissa. Ekonomaiserista vesi pumpataan lieriöön, josta se virtaa kattilan alaosaan tulipesän seinät muodostaviin höyrystin putkiin. Kuvassa 15 esitetyssä soodakattilan periaatepiirroksessa lieriö ja laskuputki on kuvattu vihreällä. Luonnonkiertokattiloissa vesi virtaa lieriöstä höyrystinputkiin höyryn ja veden tiheyseron vuoksi. Kun kattilan paine ylittää kriittisen pisteen (221 bar) luonnonkierto ei ole enää mahdollinen, koska lieriön laskuputken ja höyrystinputkien välinen tiheysero on liian pieni. Tällöin joudutaan käyttämään pakkokiertokattilaa, jossa vesi pumpataan lieriöstä höyrystinputkiin pakkokiertopumpun avulla. Putkissa muodostunut höyry virtaa takaisin

lieriöön, jossa höyry ja vesi erotetaan toisistaan. Lieriöstä erotettu höyry tulistetaan kattilan tulistimissa ja johdetaan turbiinille. Kuvassa 15 tulistimia on kuvattu punaisella. (Gullichsen, Fogelholm 1999, B255–264)



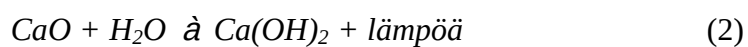
Kuva 15. Soodakattilan periaatepiirros. (Vakkilainen 2007, 53)

2.7.5 Kaustisointi

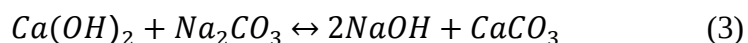
Kaustisointilaitos mahdollistaa sellutehtaan jatkuvan toiminnan ilman suurta kemikaalien korvaustarvetta. Kaustisoinnin päätehtävä on tuottaa riittävästi valkolipeää keiton

tarpeisiin. Kaustisoinnin yhteydessä toimivalla meesauunilla meesasta voidaan valmistaa kaustisoinnissa tarvittavaa poltettua kalkkia.

Kaustisoinnin ensimmäisessä vaiheessa soodakattilalta tulevaa viherlipeä selkeytetään ja siitä poistetaan sakkaa. Meesauunilta saatava poltetu kalkki sammutetaan viherlipeään sammuttimessa. Tällöin viherlipeän vesi reagoi kalkin kanssa. Reaktiossa syntyy kalsiumhydroksidia (Ca(OH)_2) sekä lämpöä. Viherlipeän lämpötila nousee reaktion vaikutuksesta 14–17 °C. Sammutusreaktio on esitetty seuraavassa yhtälössä.



Syntynyt kalsiumhydroksidi reagoi edelleen viherlipeän natriumkarbonaatin (Na_2CO_3) kanssa muodostaen natriumhydroksidia (NaOH) sekä kalsiumkarbonaattia (CaCO_3). Reaktio päättyy tasapainotilaan. Reaktio tapahtuu kiinteiden ja liuenneiden aineiden välillä, jonka vuoksi se on hidas. Kalkkimaitoa pidetään sekoitussäiliössä 2–2.5 tuntia, jotta reaktio ehtii päätyä tasapainotilaan. Seuraavassa yhtälössä on esitetty kaustisointireaktio.



Kaustisoinnista tuleva valkolipeä sisältää kaikki keitossa tarvittavat kemikaalit. Reaktiossa syntynyt meesa (CaCO_3) erotetaan valkolipeästä. Meesaa pestään toisiolauhteilla tai vedellä. Pesusta saatavaa suodosta (heikkovalkolipeää) sekoitetaan soodakattilalta saatavaan sulaan viherlipeän muodostamiseksi. (Gullichsen, Fogelholm 1999, B135–142)

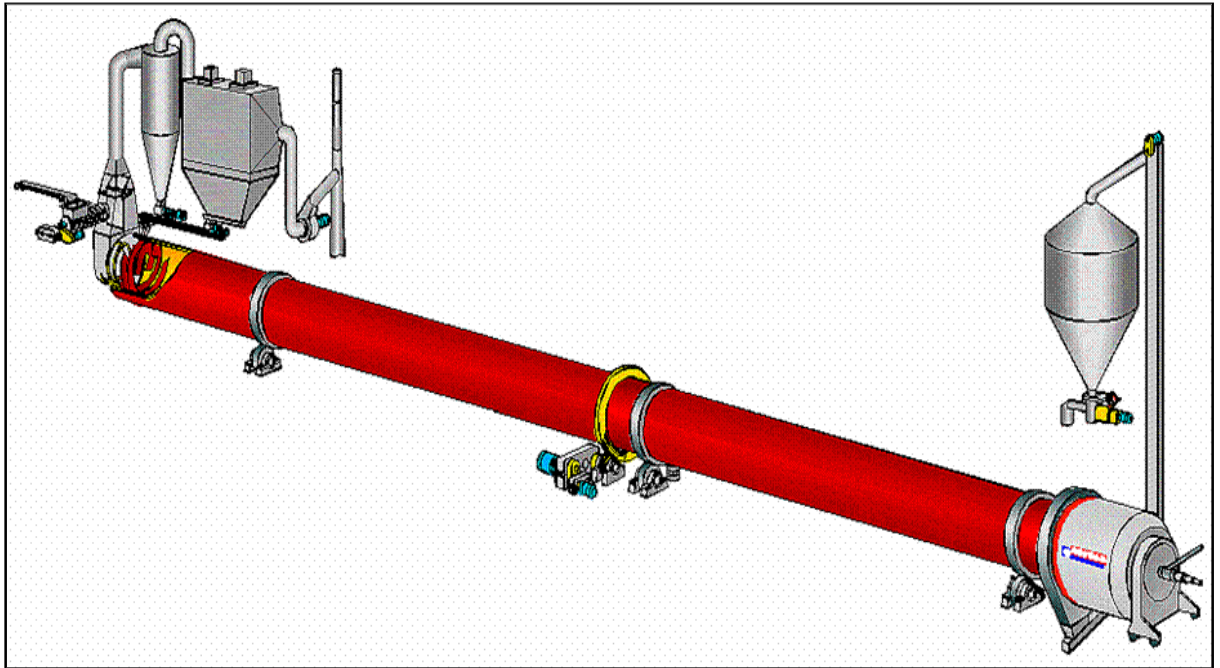
2.7.6 Meesauuni

Pesty meesa kuivataan ja siitä valmistetaan kalkkia meesauunissa. Meesaa kuivataan meesasuoitimella ja mahdollisella syklonilla, jonka jälkeen se syötetään uuniin noin 80 % kuiva-ainepitoisuudessa. (Kiiskilä, Mattelmäki 1992, 16) Uunissa meesa kuivuu, lämpenee, kalsinoituu ja lopuksi siitä sintrautuu palloja. Kalkin lisäksi reaktiossa syntyy hiilidioksidia (CO₂). Tämän vuoksi meesauunin CO₂-päästöt voivat olla jopa 80 % modernin sellutehtaan CO₂-kokonaispäästöistä. (Vakkilainen 2008, 7) Kalsiumkarbonaatista eli meesasta muodostuu lämmön vaikutuksesta kalkkia seuraavan reaktion mukaisesti:



Kalkkia poistetaan jonkin verran kierrosta ja korvataan ostokalkilla, jotta prosessiin kuulumattomat NPE (Non Process Elements) -aineet, kuten pii (Si) ja magnesium (Mg) saataisiin poistettua. Kalkkia on myös vaihdettava, jotta sen reaktioteho ei laske. Kalkkia voidaan polttaa noin 300–600 kertaa ennen kuin sen reaktiivisuus alkaa heiketä. (Vakkilainen, keskustelu 19.08.2010)

Meesauunina käytetään pyörivää kiertouunia. Meesa syötetään pulverimaissa muodossa pyörivään rumpuun. Rummun materiaalina käytetään keraamista tiiltä, sekä metallivaippaa. Jotta meesa saadaan valumaan uunin päässä olevaa poltinta kohti, on rummun oltava hieman kallellaan. Valmis kalkki valuu uunin poltinpäässä olevan hartian yli kalkin jäähdystimeen, jossa sen sisältämää lämpöä siirretään palamisilmaan. Meesauunin polttoaineena käytetään yleensä maakaasua tai polttoöljyä. Kuvassa 16 on esitetty yleiskuvaus meesauunista.



Kuva 16. Meesauunin yleiskuva. (Vakkilainen 2007, 90)

2.8 Kuorikattila

Puunkäsittelyssä syntyvä puun kuorijäte voidaan hyödyntää tehtaan höyryntuotannossa. 1970-luvulle asti kuori poltettiin arinakattiloissa, mutta myöhemmin leijupetikattilat ovat korvanneet ne. Huonon ja epätasalaatuisen polttoaineen polttaminen on mahdollistunut tehokkaasti leijupetikattiloiden kehittymisen myötä.

Kuori kuljetetaan mekaanisesti polttoainesiilosta pudotusputkille, joista ne putoavat tasaisesti pedin päälle. Kattilan tulipesässä olevaa hiekkapetiä leijutetaan primääri-ilmalla. Kuplapetikattilassa hiekan leijutusnopeus on niin alhainen, että perimateriaali pysyy tulipesässä muodostaen veden kiehumista muistuttavan kuplivan pedin. Kiertoleijupetikattilassa leijutusnopeus on niin nopea, että petimateriaalia tempautuu ilman mukana tulipesästä. Petimateriaali erotetaan kaasuista syklonissa ja palautetaan tulipesään. Polttoaineen ja petimateriaalin kiertoa tulipesässä ja syklonissa on kuvattu kuvassa 17 esitetyssä kiertoleijupetikattilan poikkileikkauskuvassa. Polttoaine voidaan syöttää kattilaan myös tulipesään palaavan hiekan mukana. (Kivistö 2010, 8) Polttoaineen palaminen tapahtuu tulipesässä petimateriaalin joukkossa. Pedin suuren lämpökapasiteetin

2.9 Höryturbiini

Höryturbiinissa höyryn lämpö- ja paine-energia muutetaan turbiinin akselilla pyöriväksi mekaaniseksi energiaksi. Höryturbiinityypit jaetaan aksiaali- ja radiaaliturbiineihin. Nimensä mukaisesti höyry virtaa aksiaaliturbiinissa akselin suuntaisesti ja radiaaliturbiinissa akselin säteen suuntainen. (Huhtinen et al. 2008, 109) Turbiini koostuu akselin mukana pyörivästä roottoriosasta ja kiinteästä staattoriosasta. Turbiinin pyörivä mekaaninen energia muutetaan sähköenergiaksi samalle akselille kytketyn generaattorin avulla. Valmistettavien turbiinien tehot vaihtelevat 0,5–600 000 kW. (Huhtinen et al. 2008, 109)

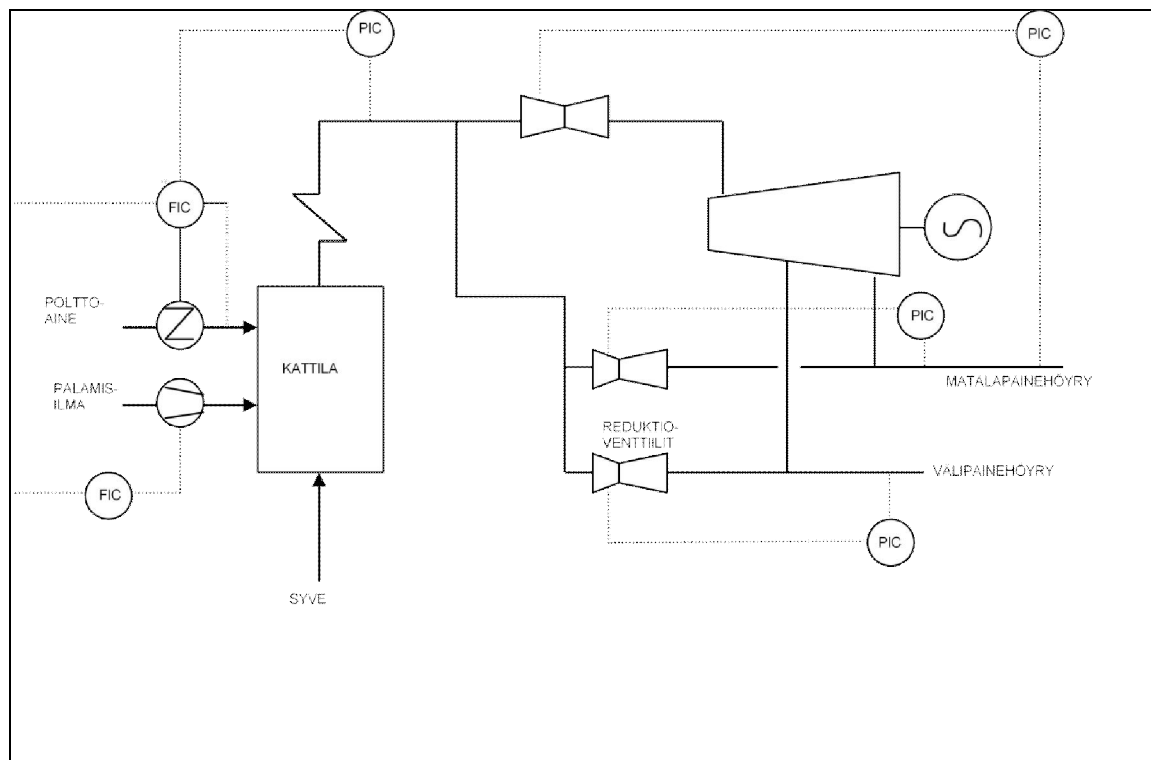
Sellutehtaiden tarvitsema energia tuotetaan vastapainevoimalaitoksissa lämmön ja sähkön yhteistuotantona. Tehtaalla käytetään yleensä vastapaineturbiinia, jossa kattilan tuorehöyry paisutetaan tehtaan matalapainetasoon. Tehtaalla tarvittavat väli- ja korkeapainehöyry saadaan turbiinin välitoista. (Huhtinen et al. 2008, 63–75) Tehtaan prosesseilta yli jäävä höyry voidaan paisuttaa loppuun turbiinin jälkeisessä lauhdeperässä tai hyödyntää lämmöntuotantoon kaukolämpöperässä.

Laitoksen rakennusaste kuvaa sähkön tuotannon suhdetta prosessilämmön kulutukseen. Metsäteollisuudessa käytettävien vastapainevoimalaitosten rakennusasteet ovat verrattain alhaisia 0,15–0,5. (Kivistö 2010, 9)

2.10 Höyryn paineen säätö

Sellutehtailla käytettävissä vastapainehöyryä tuottavissa CHP -laitoksissa (Combined Heat and Power) höyryn paineen ja sähkötehon säätöön käytetään kiinteää paineen säätöä. Kiinteässä paineen säädössä tuorehöyryn paine pyritään pitämään vakiona säätämällä kattilan polttoaine- ja palamisilmavirtaa. Sellutehtaalla höyrynpaineiden on pysyttävä vakioina, kulutuskohteiden määräämällä tasolla, jolloin sähkötehoa ei säädetä lainkaan. Vastapaineen säätö tapahtuu ensisijaisesti turbiinin säätöventtiilin avulla matala- ja välipainehöyrylinjojen paineiden perusteella. Säätötapa reagoi nopeasti höyryn paineen muutoksiin. Tuorehöyrynpaineen säätäminen polttoainevirtaa säätämällä on huomattavasti

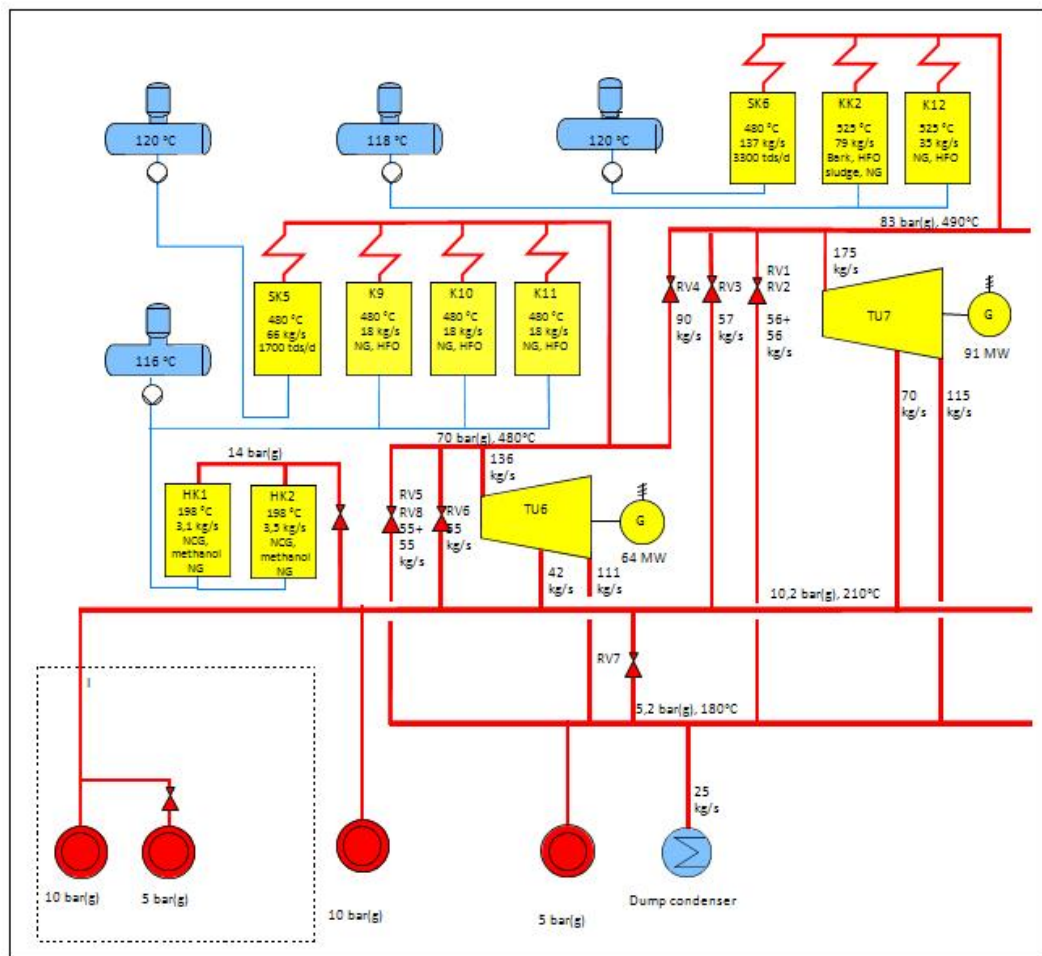
hitaampaa. Polttoainevirran säätäminen vaikuttaa myös syötettävän palamisilman määrään. Mikäli turbiinia ei käytetä, voidaan matala- ja välipainehöyry ottaa reduktioventtiilin kautta suoraan tuorehöyryputkesta. Kuvassa 18 on esitetty höyrynpaineen säätöön käytettävien höyrynpaineen, sekä palamisilman ja polttoaineen virtausmittareiden käyttöperiaate. Kuvan periaatekytkennän mukaan prosessihöyryn painetta säädetään turbiinin säätöventtiilillä. Lisäksi palamisilma- ja polttoainesäätimet seuraavat tuorehöyryn painemittaria. Käytännön toteutus voi kuitenkin olla huomattavasti monimutkaisempi. (Huhtinen et al. 2008, 154–158)



Kuva 18. CHP-laitoksen höyrynpaineen säätö.

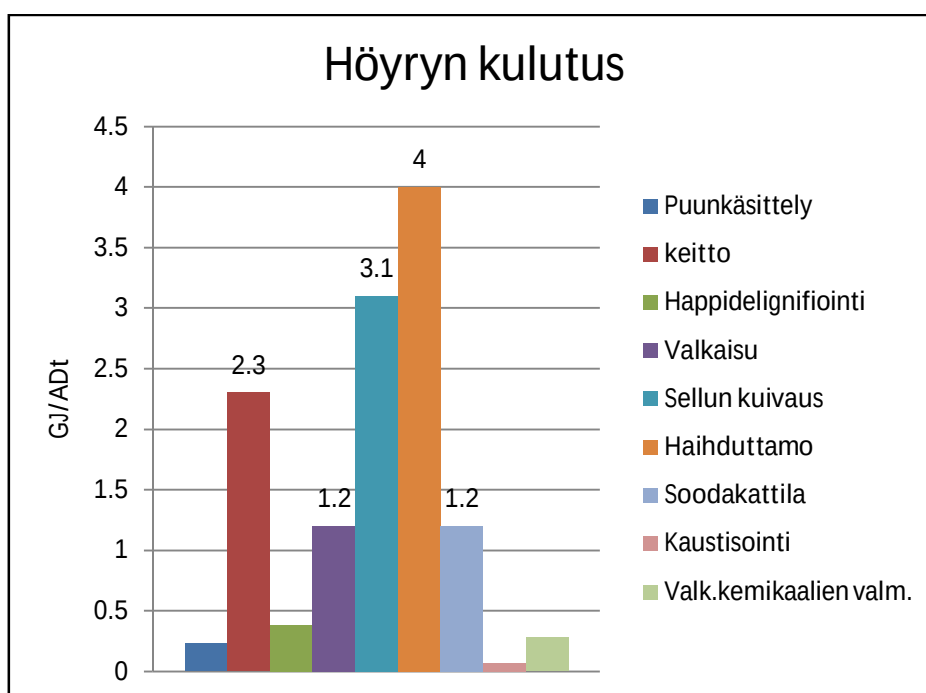
3 HÖYRYN KULUTTAJAT

Sellutehtaat kuluttavat lämpöenergiaa pääasiassa korkea-, väli-, ja matalapainehöyryä sekä lämpimänä vetenä. Höyryä käytetään prosessien lämmittämiseen ja paineistamiseen. Nykyaikaisen sellutehtaan lämmönkulutus on noin 12–15 GJ/ADt. (Kivistö 2010, 1–3) Joissakin tapauksissa höyryn tuotantoon osallistuu useampi kattila ja höyryturbiini, jolloin käytössä voi olla useampia tuorehöyryn painetasoja. Kuvassa 19 on esitetty yleiskuva sellutehtaan höyryverkosta. Sooda- ja kuorikattilan lisäksi höyryntuotantoon voi osallistua esimerkiksi maakaasu- tai raskas polttoöljykäyttöisiä apukattiloita ja hajukaasukattila. Kuvasta voidaan todeta sellutehtaan monipuoliset höyryntuottomahdollisuudet sekä kyky reagoida höyryverkon kuormituksen vaihteluihin ja laitteiden vikaantumisiin tehokkaasti.



Kuva 19. Sellutehtaan höyryverkko.

Tehtaat kuluttavat korkeapainehöyryä vain kattilan nuohoimilla ja turbiinilla. Kuvassa 20 on esitetty Markus Niemisen diplomityössä (2007, 86) esitettyjen sellutehtaiden höyryn kulutusten keskiarvot. Sellutehtaan suurimpia höyryn kuluttajia ovat haihduttamo, sellun kuivaus, keitto, valkaisu, sekä soodakattila. Integroidulla sellu- ja paperitehtaalla paperikone on tehtaan merkittävin höyrynkuluttaja. Lämmönkulutuksesta 75–80 % tapahtuu matalapainehöyrynä ja noin 20–25 % välipainehöyrynä. (Kivistö 2010, 2) Seuraavissa kappaleissa on esitelty sellutehtaan suurimpien lämmönkuluttajien höyrynkulutuksia.



Kuva 20. Sellutehtaan höyrynkulutuksen keskiarvot.

3.1 Haihduttamo

Sellutehtaan suurin höyryn kuluttaja on haihduttamo. Haihduttamo käyttää pääasiassa matalapainehöyryä, sekä jonkin verran välipainehöyryä. Haihduttamo on usein suurin este matalapainetason paineen alentamiselle. Painetason laskeminen pienentäisi haihduttamon kapasiteettia ja siten kattilan höyryn tuotantoa. Tämän vuoksi haihduttamon kapasiteetilla määrittää osaltaan myös uusien tehtaiden vastapainetason. Haihduttamon höyryn kulutukseen vaikuttavat tulevan pesulipeän kuiva-ainepitoisuus ja lämpötila, haihduttamon

vaiheiden lukumäärä sekä erityisesti lähtevän polttolipeän kuiva-ainepitoisuus. Lämmön tarvetta voidaan pienentää lisäämällä haihdutinvaiheiden lukumäärää. (Nieminen 2007, 56) Keskimäärin 7 -vaiheisen haihduttamon lämmön ominaiskulutus on 380–570 MJ/t_{H₂O}. Lämmön kulutuksesta noin 75 % on matalapainehöyryä ja 25 % välipainehöyryä. (Kivistö 2008, 20) Uusissa haihduttamoissa mustalipeä haihdutetaan yli 80 % kuiva-ainepitoisuuteen. Kuiva-ainepitoisuuden nosto yli 80 % vaatii välipainehöyryn käyttöä. (Gullichsen, Fogelholm 1999, B308)

3.2 Sellun kuivuri

Sellun kuivuri on sellutehtaan toiseksi suurin höyryn kuluttaja. Kuivauksen lämmönkulutus on noin 2,0–2,7 GJ/ADt matalapaineista höyryä. (Kivistö 2008, 15) Kuivauksen puristinvaiheen tehokkuudella on merkittävä vaikutus kuivauksen lämmön kulutukseen. Viira- ja puristinosan kehittyminen ovat pienentäneet kuivurin lämmöntarvetta. Nykyaikaisissa kuivureissa puristinsosan jälkeinen sellun kuiva-ainepitoisuus voi olla jopa 52 %. Myös lämmöntalteenoton ja huuvan jälkeisellä kuivausilman lämpötilalla on merkittävä vaikutus kuivurin lämmön kulutukseen. Puristusvaiheen tehostamisen lisäksi höyrynkulutusta voidaan pienentää tehostamalla lämmöntalteenottoa ja toisiolauhteen hyödyntämistä. Kuivurilta poistuvaa kosteaa ilmaa voidaan käyttää myös kuivausilman lämmittämiseen. (Nieminen 2007, 54, 76)

3.3 Keitin

Sellutehtaan suurin välipainehöyryn kuluttaja on sellunkeitin. Tämän vuoksi sen lämmönkulutuksella on suuri vaikutus tehtaan sähköntuotantoon. Keittimen höyryn tarve on 1,7–2,4 GJ/ADt riippuen käytettävästä puulajikkeesta. Keittimen lämmönkulutus riippuu paljon valko- ja mustalipeälämmönsiirtimien kapasiteetista. Keittovaiheen lämmönkulutukseen vaikuttavat muun muassa keitossa käytettävän lipeän ominaisuudet sekä keitto-olosuhteet. Keiton lämpötila ja keittoaika valitaan sellun raaka-aineena käytettävän puulajin mukaan ja siksi sillä on myös merkittävä vaikutus vaiheen höyryn

kulutukseen. Myös puun kosteus, lämpötila ja laatu vaikuttavat keitto-ominaisuuksiin. Keittoon vaikuttavien ominaisuuksien vaihtelu lisää höyrynkulutusta. Lämmönsiirtimien tyypillä ei ole niinkään suurta vaikutusta höyrynkulutuksen määrään. (Nieminen 2007, 45–47) Modifioidun eräkeiton kehittyminen on mahdollistanut sellun keittämisen eräkeittoprosessilla vuokeittoa alhaisemmassa lämpötilassa. Vuokeittimen keittolämpötila on noin 150–170 °C. Keittolämpötila ei kuitenkaan saisi nousta pysyvästi yli 165 °C:n. Korkeampi keittolämpötila johtaa epäyhdenmukaisemman sellun valmistukseen. Keittolämpötila riippuu puulajikkeesta, keittoajasta ja keittimen tyypistä. Eukalyptuksen keittolämpötila on noin 140–150 °C ja kovien sekä pehmeiden puulajikkeiden korkeampi, noin 150–170 °C. Taulukossa 1 on esitetty syrjäytys- ja eräkeittimien lämmöntarve koivu- ja mäntysellulle.

Taulukko 1. Keiton lämmön kulutus mänty- ja koivusellulle. (Gullichsen, Fogelholm 1999, B306)

		Syrjäytysräkeitto	Vuokeitto
Mäntysellu	Välipainehöyry	1,6-1,9 GJ/ADt	1,7- 2,0 GJ/ADt
	Matalapainehöyry	0,3-0,5 GJ/ADt	0,2-0,4 GJ/ADt
Koivusellu	Välipainehöyry	1,4-1,6 GJ/ADt	1,5-1,7 GJ/ADt
	Matalapainehöyry	0,3-0,4 GJ/ADt	0,2-0,4 GJ/ADt

Moderneissa keittimissä keittoajat ovat pidempiä ja siksi myös keittolämpötilat ovat alhaisempia. (Nieminen 2007, 68) Lipeän lämmitys keittolämpötilaan tapahtuu eräkeitossa suoralla höyrylämmityksellä ja vuokeitossa epäsuorasti. Käytettäessä suoraa höyrylämmitystä höyryn lauhteita ei saada talteen. Keitossa kiertävää mustalipeää lämmitetään välipainehöyryllä. Höyryn kulutus on kuitenkin minimaalista, koska tarvittava lämpötilan nousu keittolämpötilaan on yleensä vain 10–15 °C. Vuokeitto on eräkeittoa energiatehokkaampi prosessi. (Gullichsen, Fogelholm 1999, A493–541) Keittimen pesuvaihe kuluttaa pääasiassa sähköä. Pesuvaiheen sähkönkulutus on noin 20–30 kWh/ADt.

3.4 Valkaisu

Keiton jälkeinen sellun valkaisu kuluttaa sekä matala- että välipainehöyryä. Höyryä käytetään sellun lämmitykseen valkaisuvaiheissa. ECF-valkaisun lämmönkulutus on noin 0,4–0,6 GJ/ADt matalapainehöyryä, sekä noin 0–0,1 GJ/ADt välipainehöyryä. (Nieminen 2007, 51) Kulutukseen vaikuttavat valkaisuvaiheiden lukumäärä, lämpötila sekä vaiheiden väliset lämpötilaerot. Lämpötilojen nousu sekä vaiheiden välisten lämpötilaerojen kasvu valkaisuprosessissa on lisännyt valkaisuvaiheen energian kulutusta. (Kivistö 2008, 11) Lisäksi muun muassa happivalkaisu ja peroksidivaiheen käyttö lisäävät höyrynkulutusta. Mikäli valkaisussa on paineellisia vaiheita, siinä käytetään välipainehöyryä. Höyrynkulutusta voidaan vähentää muun muassa sekundäärilämpöjen hyödyntämisellä. (Nieminen 2007, 51) Happidelignifioinnin lämmönkulutus on noin 0,3–0,5 GJ/ADt matalapainehöyryä ja 0,1–0,2 GJ/ADt välipainehöyryä. (Nieminen 2007, 49)

3.5 Soodakattila

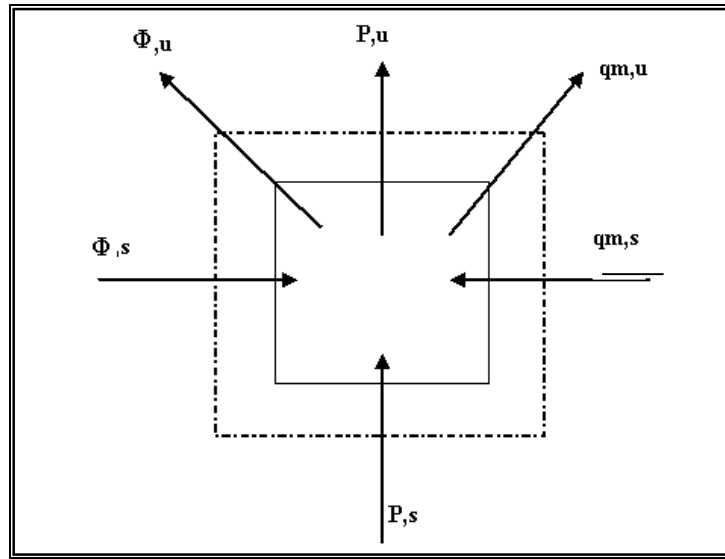
Soodakattila kuluttaa höyryä nuohoimissa, palamisilman ja syöttöveden höyryesilämmittimissä sekä lipeän esilämmitykseen. (Kivistö 2008, 24) Pieni määrä höyryä käytetään myös sulan hajottamiseen. Palamisilma lämmitetään ensin matalapainehöyryllä 110–120 °C:een ja välipainehöyryllä lopulliseen 150 °C:een. Kattilan nuohoimet käyttävät noin 2,5–4 % kattilan tuottamasta tuorehöyrystä. (Nieminen 2007, 58) Nykyaikaisissa soodakattiloissa palamisilman esilämmitykseen voidaan käyttää jopa 4 eri höyrynpainetasoa. (Vakkilainen, keskustelu 19.08.2010) Kattilan nuohoushöyry otetaan vanhemmissa kattiloissa korkeapainehöyrynä tulistinvaiheiden välisestä putkesta reduktioventtiilin kautta, mutta uudemmissa kattiloissa käytetään turbiinin väliotosta saatavaa matalampi paineista höyryä. (Vakkilainen, keskustelu 14.07.2010) Soodakattilan lämmönkulutus riippuu sen koosta ja tyypistä. Modernin soodakattilan lämmönkulutus on noin 0,9–1,6 GJ/ADt. (Nieminen 2007, 59)

4 LASKENTA

Seuraavissa kappaleissa on esitetty työssä tehtyjen laskentojen teoria. Kappaleessa on pyritty kuvaamaan työssä käytetyt laskentatavat ja menetelmät. Työn energiataselaskelmat toteutettiin Lappeenrannan teknillisen yliopiston tekemällä Millflow v. 1.15-laskentasovelluksella. Taseiden laskentaan ei ollut käytettävissä mittaustuloksia, joten laskennan lähtöarvoiksi valittiin kokemusperäiset tyypilliseen suomalaiseen sellutehtaaseen sopivat arvot. Mittaustulosten puuttuminen vaikuttaa merkittävästi muun muassa häviöenergiavirtojen arvioimiseen. Muodostetut energiataseet ovat yleislaskelmia, joiden soveltaminen käytäntöön vaatii mittausten ja tarkempien laskelmien tekemistä. Taseiden avulla määritettiin tehdastyyppien höyryn painetasojen mukaiset vuotuiset energiankulutukset, energiantuotto ja painetasojen muutosten investointiarviot. Investointiarviot muodostettiin putkiston, haihduttamon ja kuivauskoneen osalta. Vuotuisten sähkön myyntitulojen ja investointiarvioiden avulla tehdastyypeille määritettiin optimaaliset matalapainehöyryn painetasot.

4.1 Taselaskenta

Taselaskennalla pyritään selvittämään energiavirtojen suuruudet tarkasteltavien rajapintojen yli. Taselaskelmien avulla voidaan selvittää tunnuslukuja prosessin hyötysuhteeseen ja kulutukseen liittyen. Prosessien energiatehokkuutta ja energian kulutusta voidaan tehostaa vertailemalla taselaskennasta saatuja tunnuslukuja aiemmin saatuihin tuloksiin sekä muiden yksiköiden vastaaviin lukuihin. (Auvinen 2004, 10) Taseesta pyritään muodostamaan mahdollisimman täydellinen tarkan kokonaiskuvan saamiseksi. Koska kaikkia vuotoja, häviöitä ja energiavirtojen määriä ei voida koskaan määrittää täydellisesti, muodostettu energiatase ei vastaa täysin todellisuutta. Tämän vuoksi taselaskennan arvoina käytetään usein arvioita ja tyypillisiä kokemusperäisiä arvoja. Taseiden laskennassa tulee huomioida kaikki taserajan ylittävät massa- ja energiavirrat. Kuvassa 21 on esitetty peruskuvaa taseelle, jossa taserajan ylittää lämpö- ja sähkötehoa sekä ainemassavirta.



Kuva 21. Energia- ja massatase

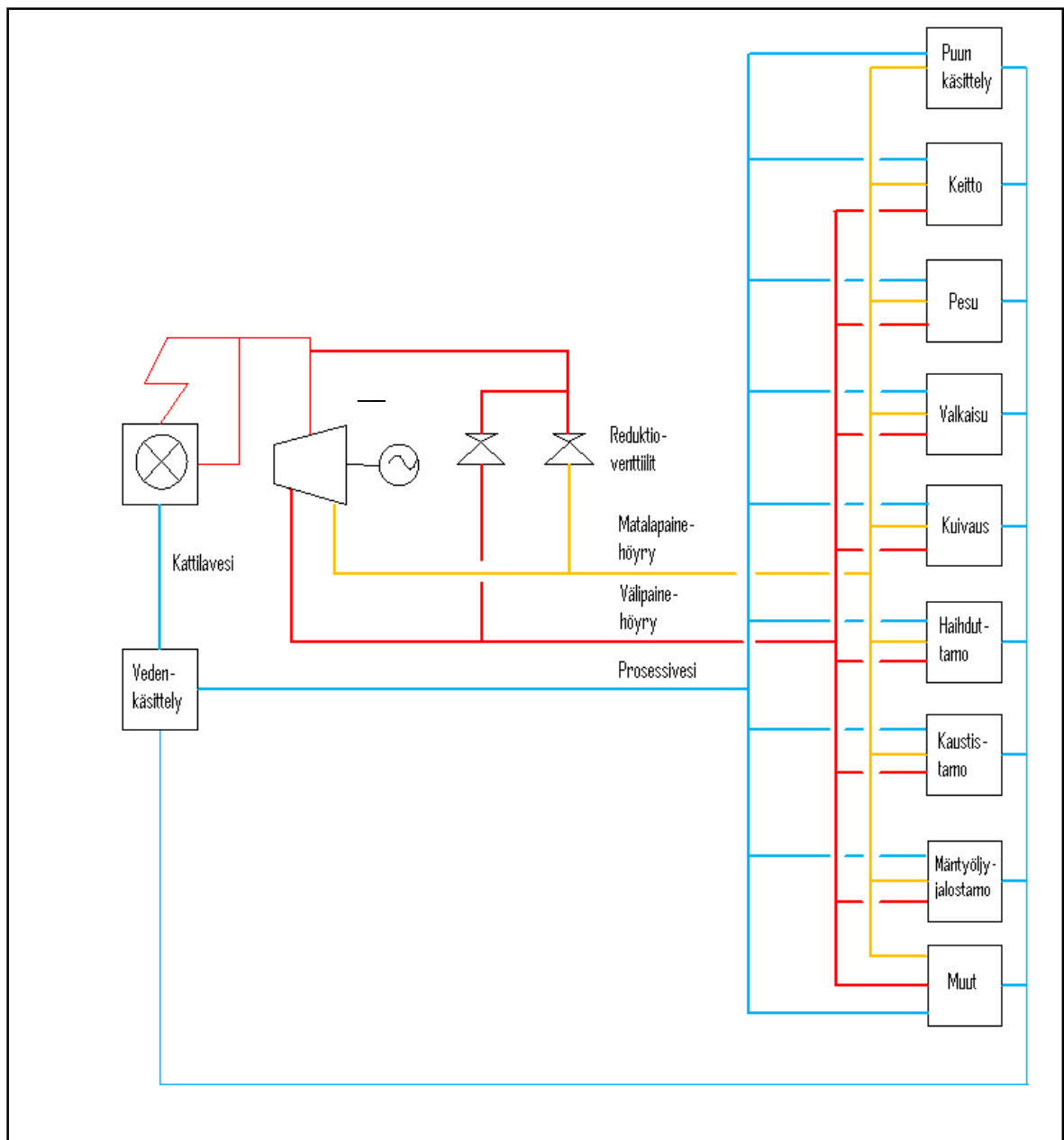
Koska taseeseen ei varastoidu energiaa eikä massaa, tulevien ja lähtevien virtojen summat ovat yhtä suuret. Tällöin taseen energiayhtälöksi voidaan kirjoittaa:

$$\sum_{i=1}^n \Phi + \sum_{i=1}^n P + \sum_{i=1}^n q_{m,i} * (h_{t,i}(T) + h_{m,i}) = 0 \quad (5)$$

missä	Φ	taserajan ylittävä lämpövirta [W]
	P	taserajan ylittävä sähköteho [W]
	q_m	taserajan ylittävä massavirta [kg/s]
	h_t	tuntuva entalpia [kJ/kg]
	h_m	muodostumisentalpia [kJ/kg]

Taserajan ylittävä lämpöenergia on sellun tuotantoprosesseissa pääasiassa höyryä ja lämmintä vettä. Näiden lisäksi prosesseissa tarvitaan sähköenergiaa. Kuvassa 22 on esitetty periaatteellinen kuva höyryn ja veden kierrosta tuotantoprosesseissa. Sellutehtaalla taseiden rajoina voidaan käyttää kutakin valmistusvaihetta tai prosessia. Lisäksi tehdas jaetaan alueisiin ainevirtojen mukaan. Prosessien ainevirrat koostuvat muun muassa höyry-, vesi-, lauhde-, kuitu- ja kemikaalivirroista. Kuitulinja koostuu valmistusvaiheista,

joissa raakapuusta saatavasta kuidusta valmistetaan sellua. Kemikaalikierto koostuu keittokemikaalien regenerointiin ja valmistukseen tarvittavista prosesseista. Kemikaalikierron osana toimiva kalkkikierto mahdollistaa valkolipeän jatkuvan valmistuksen. Sulfaattisellutehtaan prosesseista ja ainevirroista on esitetty peruskuvaus aiemmin kuvassa 4.



Kuva 22. Höyryn ja veden kierto sellutehtaalla.

4.2 Putkiston halkaisijan määrittäminen

Höyryn paineen valinnalla on merkittävä vaikutus sellutehtaan investointeihin. Varsinkin matalapainetasoa alennettaessa höyryn massavirta lisääntyy merkittävästi höyryn ominaistilavuuden kasvaessa ja energiasisällön pienentyessä. Tämä lisää tehtaan investointikustannuksia putkikokojen ja lämmönsiirtopinta-alojen kasvaessa. Välipainetason muuttumisesta johtuvat muutokset putkistoinvestoinneissa ovat tehdasmittakaavassa suhteellisen pieniä, koska putkikoot ovat pieniä ja muuttuvat vain vähän. Välipaineen muuttaminen vaikuttaa kuitenkin jonkin verran valkaisun, haihduttamon ja kuivauskoneen laitteistoinvestointeihin. Tässä työssä ei ole tarkasteltu välipaineen muutosten vaikutusta tehtaan investointikustannuksiin. Investointikustannuksia arvioitaessa materiaalikustannukset valittiin niin suuriksi, että niiden oletettiin kattavan myös putkiston rakentamisen työn osuus.

Sellutehtaalla käytetään jokseenkin saman kokoista välipainehöyryverkkoa koko tehtaan alueella. Matalapainehöyryputkiston koko puolestaan vaihtelee osastoittain. (Esa Vakkilainen, keskustelu 26.05.2010) Turbiinilta lähtevä siirtoputkiston riittävän tarkka mitoitus on laitoksen käytön ja talouden kannalta merkittävä. Liian suuri putkisto lisää erityisesti rakennusvaiheen kustannuksia muun muassa putkiston ja putkisiltojen materiaalikustannusten kasvaessa. Liian pieneksi mitoitettu siirtoputkisto lisää virtaushäviöitä ja kulutuskohteella käytettävän höyryn teho pienenee. Putkisto ei myöskään tällöin pysty vastaamaan laitoksen kapasiteetin vaihteluihin. (Pipe and pipe sizing 2010) Putkiston investointikustannuksia arvioitiin tässä työssä siirtoputkistojen osalta.

Höyryputkisto voidaan mitoittaa höyryn virtausnopeuteen tai putkiston painehäviöön perustuen. Mitoituksen apuna voidaan käyttää virtausnopeuteen tai painehäviöön perustuvia putkiston mitoitusaulukoita ja kuvaajia, joiden avulla putkikoko voidaan valita standardikokoisista putkista. Liian suuren painehäviön ja kulumisen välttämiseksi höyryn virtausnopeudet tulisi olla:

- Kylläiselle höyrylle 25–30 m/s
- Tulistetulle höyrylle:
 - o 30–40 m/s höyryn paineella 40 bar
 - o 17–22 m/s höyryn paineella 80 bar

- o 15–20 m/s höyryn paineella 125 bar

Turbiinilta lähtevän prosessihöyryn paine valitaan tehtaan prosessien tarpeiden mukaisesti. Putkistoa suunniteltaessa tiedetään yleensä kulutuskohteilla tarvittavan höyryn massavirta, paine ja lämpötila. (Huhtinen 2008, 86) Myös höyryn lämpötila on otettava huomioon valittaessa putkiston materiaalia. Suomalaisilla sellutehtailla välipainehöyryn lämpötila vaihtelee 194–295 °C välillä. Taulukossa 2 on esitetty höyryn massavirran ja paineen mukaisia putkistolle sopivia halkaisijoita.

Taulukko 2. Putkikoon valintataulukko höyrylle. (Lähdettä mukaillen: Huhtinen et al. 2008, 86)

Höyrymäärä	kg/h	15	30	60	120	250	500	1000	2000	4000
	kg/s	0,004	0,008	0,017	0,033	0,069	0,14	0,28	0,56	1,11
Paine	Putkikoko DN									
0-0,05	MPa	20	25	40	65	100	125	200	250	350
0,05- 0,15		15	20	32	40	65	80	125	150	250
0,15- 0,35		15	15	25	32	50	65	100	125	200
0,35- 0,65		15	15	20	25	40	50	65	100	150
0,65- 1,3		15	15	15	20	32	40	65	80	125

Kun höyryn tiheys ja massavirta tiedetään, voidaan putken halkaisija myös laskea. Näin ollen virtauksen tarvitsema putken vähimmäishalkaisija voidaan laskea seuraavalla yhtälöllä.

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot q_m}{\rho \cdot \pi \cdot w}} \quad (6)$$

missä	d	putken halkaisija [m]
	q_m	höyryn massavirta [kg/s]
	ρ	höyryn tiheys [kg/m ³]
	w	höyryn virtausnopeus [m/s].

Putkistoa suunniteltaessa putkiston painehäviö pyritään pitämään mahdollisimman vähäisenä. Tällöin höyryä ei tarvitse ottaa turbiinilta tarpeettoman korkeassa paineessa.

Painehäviötä lisäävät muun muassa putkiston mutkat, supistajat ja venttiilit. Putken kokonaispainehäviö voidaan laskea seuraavasti.

$$\Delta p = \left(\Sigma k + \frac{f \cdot l}{d} \right) * \frac{\rho \cdot w^2}{2} \quad (7)$$

missä	Δp	höyryn painehäviö [Pa]
	Σk	kertavastusten summa [-]
	f	kitkakerroin [-]
	l	Putken pituus [m]
	d	putken sisähalkaisija [m]

Putkiston kertavastukset koostuvat venttiilien, mutkien, laippojen ja muiden putkiston osien kertavastuksista. Kertavastuksien arvot saadaan taulukoista. Putken kitkakerroin saadaan esimerkiksi Moodyn- käyrästä pinnankarheuden ja putken halkaisijan suhteen sekä Reynoldsin -luvun funktiona.

4.3 Putken seinämävahvuuden laskeminen

Putken seinämävahvuus on standardikokoisissa putkissa yleensä riittävän suuri. Putket ja putkisillat tulee kuitenkin mitoittaa siten, että putkisto voidaan tarvittaessa täyttää kokonaan vedellä. (Esa Vakkilainen, keskustelu 28.07.2010) Koska putkiston materiaalikustannuksilla on suuri vaikutus putkikoon valintaan, tarpeettoman paksu seinämäisten putkien käyttöä vältetään. Välipaineputkiston käyttöpaine ei yleensä vaikuta putkiston seinämän vahvuuteen vaan putki valitaan standardikokoisista putkista, kuten esimerkiksi NP10 tai NP16. Putken minimi seinämänpaksuus (s_o) voidaan laskea seuraavalla yhtälöllä.

$$s_o = \frac{p \cdot d_u}{2 \cdot \sigma_{sall} + p} = \frac{p \cdot d_{sis}}{2 \cdot \sigma_{sall} - p} \quad (8)$$

missä	s_o	teoreettinen seinämänvahvuus [mm]
	p	höyrynpaine [MPa]
	d_u	putken ulkohalkaisija [mm]
	d_{sis}	putken sisähalkaisija [mm]
	σ_{sall}	laskenta- eli sallittujännitys [N/mm ²]

Yhtälössä 8 esiintyvä laskentajännitys voidaan laskea seuraavasti.

$$\sigma_{sall} = \frac{\sigma_l}{n} \quad (9)$$

missä	σ_l	materiaalin lujuusarvo [N/mm ²]
	n	varmuuskerroin [-]

4.4 Putkiston investointikustannukset

Höyryn massavirran ja höyryn tilanarvojen avulla voidaan ratkaista putkiston koko aiemmin esitetyllä tavalla. Putkiston investointikustannus lasketaan putkiston painon ja materiaalin kilohinnan mukaan. Putkiston massa voidaan laskea halkaisijan ja seinämän vahvuuden, sekä putkimateriaalin tiheyden avulla seuraavasti:

$$m = \pi \cdot d_s \cdot s \cdot l \cdot \rho \quad (10)$$

missä	m	putkiston massa [kg]
	s	putken seinämänvahvuus [m]
	ρ	materiaalin tiheys [kg/m ³]

4.5 Haihduttamon investointikustannukset

Tässä työssä haihduttamon investointeja arvioidaan haihdutuspinta-alaan perustuen. Tämän vuoksi investointien laskemiseksi on määritettävä haihdutinyksikköjen lämmönsiirtopintojen alat. Pinta-alan avulla voidaan haihduttamoinvestoinnin suuruutta aiemmin rakennettujen haihduttamojen investointikustannusten perusteella. Kustannusarviosta saadaan luotettavampi käyttämällä tietoa jo rakennettujen haihduttamojen kustannuksista.

Lämmönsiirtopinta-alojen määrittämiseen käytetään haihduttamon tehollista lämpötilaeroa haihdutinyksikköä kohden ja rakennetun haihduttamon tunnettua lämmönsiirtopinta-alaa. Haihduttamon tehollinen lämpötilaero voidaan laskea seuraavasti:

$$\Delta T_{teh} = (T_h - T_l) - \sum \Delta T_{kp} - \sum \Delta T_p \quad (11)$$

missä	ΔT_{teh}	tehollinen lämpötilaero [°C]
	T_h	1. yksikköön tulevan höyryn lämpötila [°C]
	T_l	viimeisestä yksiköstä poistuvan höyryn lauhtumislämpötila [°C]
	ΔT_{kp}	kiehumapisteen nousu (BPR) [°C]
	ΔT_p	painehäviöstä johtuva lämpötilaerohäviö [°C]

Yhtälössä 11 oleva kiehumapisteen nousu voidaan laskea seuraavalla Gullichsenin ja Fogelholmin (1999, B20) esittämällä yhtälöllä.

$$\Delta T_{kp} = 6.173X - 7.48X(X)^{0.5} + 32.747X^2 \quad (12)$$

missä	X	kuiva-aine pitoisuus [kg _{kuiva-ainetta} / kg _{vettä}]
-------	-----	---

Tässä työssä painetason mukainen haihduttamon tarvitsema lämmönsiirtopinta-ala (A_h) määritetään rakennetun haihduttamon tehollisen lämpötilaeron ($\Delta T_{teh,tun}$) ja määritettävän haihduttamon tehollisen lämpötilaeron ($\Delta T_{teh,h}$) suhteen sekä käytössä olevan haihduttamon lämmönsiirtopinta-alan avulla. Lämmönsiirtopinta-alan ja haihdutinyksikön tehollisen lämpötilaeron oletetaan muuttuvan samassa suhteessa. Lämmönsiirtopinta-ala saadaan ratkaistua annetuin ehdoin seuraavasta yhtälöstä.

$$\frac{A_h}{A_{tun}} = \frac{\Delta T_{teh,tun}}{\Delta T_{teh,h}} \quad (13)$$

missä	A_h	haihduttamon lämmönsiirtopinta-ala [m ²]
	A_{tun}	tunnettu haihduttamon lämmönsiirtopinta-ala [m ²]
	$\Delta T_{teh,tun}$	tunnettu haihduttamon tehollinen lämpötilaero yksikköä kohti [°C]
	$\Delta T_{teh,h}$	tehollinen lämpötilaero yksikköä kohden [°C]

Haihduttamon investoinnin määrittämiseen käytetään kokemusperäistä haihdutuspinta-alan perustuvaa neliöhintaa. Haihduttamon hinta ei kuitenkaan muutu täysin samassa suhteessa pinta-alan muutoksen kanssa, joten investointia on korjattava kertoimella. Korjauskerroin voidaan määrittää seuraavan yhtälön avulla. Yhtälössä käytettävä potenssi on tapauskohtainen ja voidaan valita kirjallisuuden perusteella.

$$K_k = \left(\frac{A_h}{A_{tun}} \right)^{0.7} \quad (14)$$

missä	K_k	Investoinnin korjauskerroin [-]
-------	-------	---------------------------------

Kun tiedetään kokemusperäinen haihduttamon investointikustannus tietyllä haihdutuspinta-alalla, uuden haihduttamon kustannusarvio voidaan laskea, edellä laskettujen arvojen avulla, seuraavan yhtälön mukaisesti.

$$I_h = K_k * mk_h * A_h \quad (15)$$

missä	I_h	haihduttamon investointikustannus [€]
	mk_h	tunnettu materiaalikustannus [€/m ²]

4.6 Kuivauskoneen investointikustannukset

Haihduttamon tapaan myös kuivauskoneen investoinnin arvioimiseen käytettiin kokemusperäistä kuivauskoneen neliöhintaa. Kuivauskoneen investoinnin suuruus määritettiin viimeaikaisten uusimisprojektien mukaan ja arvioidaan telaston osuus koko kuivauskoneen investoinnista. Telaston pinta-alan oletettiin muuttuvan samassa suhteessa haihdutuskapasiteetin kanssa. Näin ollen höyryn paineen mukaisen haihdutuskapasiteetin muutoksen avulla määritettiin telaston pinta-alan muutos. Koska telaston pinta-ala ja investointikustannus eivät muutu täysin samassa suhteessa, investointia korjataan kertoimella. Kerroin laskettiin kuivauskoneen arvojen mukaisesti aiemmin esitetyllä yhtälöllä 14. Kuivauskoneen investointi lasketaan kuivauskoneen arvojen mukaisesti yhtälöllä 15.

4.7 Vuosittaisten kokonaisinvestointien laskeminen

Aiemmin esitettyjen yhtälöiden avulla voidaan määrittää laitoksen kokonaisinvestoinnit kullekin painetasolle. Tehtaan tuottojen ja kulujen oletetaan pysyvän saman suuruusina jokaisena tarkasteluvuotena. Tämän vuoksi investointien vuosittainen takaisinmaksuerä lasketaan annuiteettimenetelmällä. Investointien vuosittainen maksuerä voidaan laskea seuraavalla yhtälöllä.

$$A_0 = \frac{I_a}{c_{a,i}} \quad (16)$$

missä	A_0	vuosittainen maksuerä [€]
	I_a	investointi [€]
	$c_{n,i}$	annuiteetti tekijä [-]

Yhtälössä 16 oleva annuiteettitekijä määrittää vuosittaisen lyhennyksen nykyarvon ennalta määritettynä pitoaikana. Annuiteettitekijä voidaan laskea seuraavalla yhtälöllä.

$$c_{n,i} = \frac{i \cdot (1+i)^a}{(1+i)^a - 1} \quad (17)$$

missä	i	investoinnin/lainan korko [%]
	a	lainan maksuaika, investoinnin pitoaika [a]

4.8 Turbiinin tehon laskeminen

Höyryn sisältämä energia muutetaan liike-energiaksi turbiinin staattorin ja roottorin siipisysteemien avulla, höyryn paisuessa korkeammasta paineesta matalampaan. (Larjola 2002, 9) Turbiinin tehoa määritettäessä pyritään selvittämään höyryn paisuessaan luovuttaman energian määrä. Turbiiniin teho voidaan laskea vaihe kerrallaan, etenemällä väliliottojen väli kerrallaan. Vaiheen tuottama mekaaninen teho voidaan laskea seuraavasti.

$$P = \eta * q_m * (h_1 - h_2) \quad (18)$$

missä	P	turbiinin mekaaninen teho [kW]
	η	turbiinin mekaaninen hyötysuhde
	q_m	höyryn massavirta [kg/s]
	h_1	entalpia ennen turbiini vaihetta [kJ/kg]
	h_2	entalpia turbiinin jälkeen [kJ/kg]

Höyryn entalpiat turbiinivaiheissa voidaan määrittää höyryn paineen ja lämpötilan funktiona taulukoista. Turbiiniväliliottojen paineet valitaan prosessin höyryntarpeen mukaan. Höyryn lämpötila vaiheen lopussa voidaan laskea seuraavan yhtälön avulla.

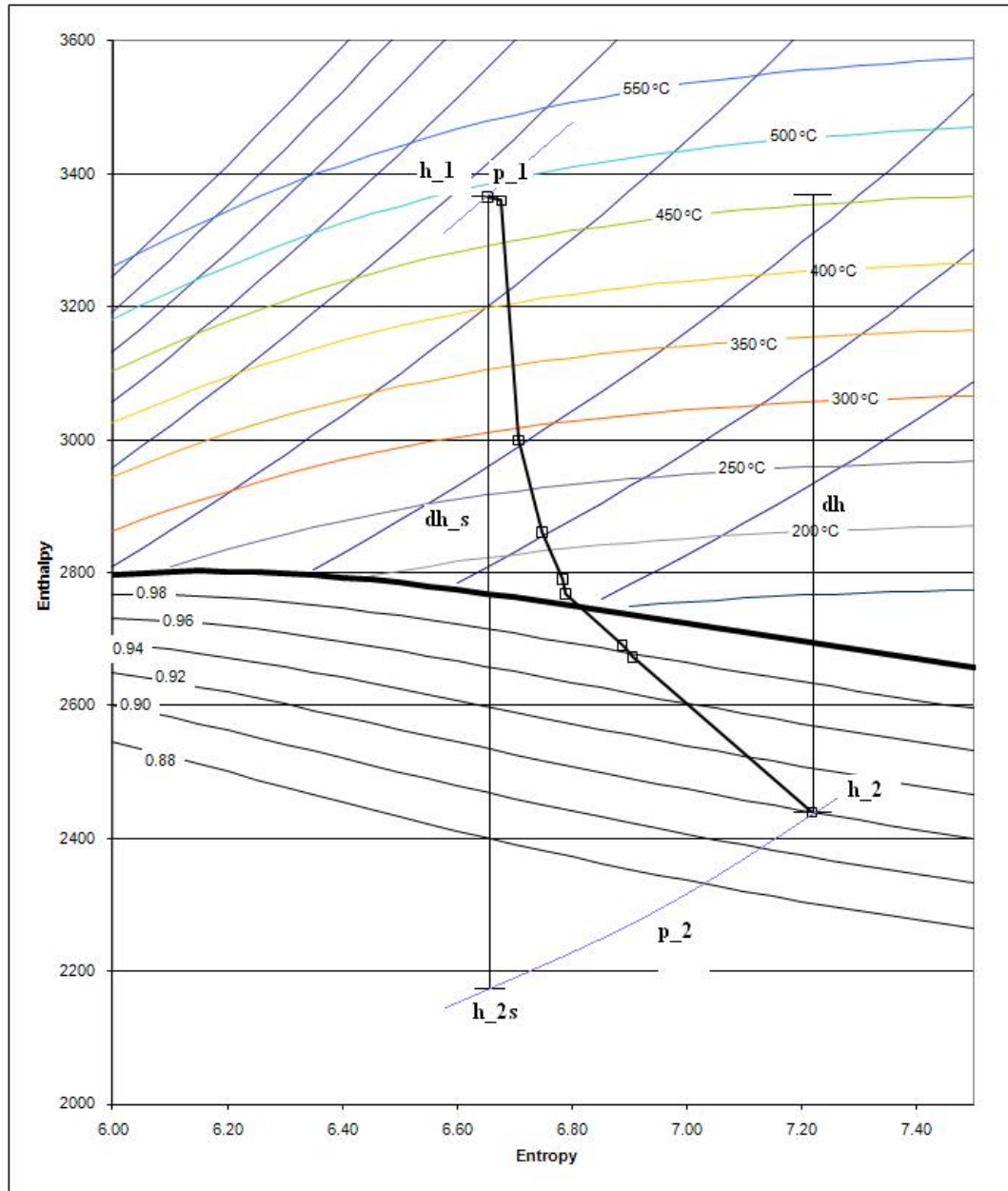
$$\frac{T_2}{T_1} = \frac{p_2}{p_1}^{\frac{R' \cdot \eta_{pt}}{c_p}} \quad (19)$$

missä	T_2	höyryn lämpötila vaiheessa [°C]
	T_1	höyryn lämpötila edellisessä vaiheessa [°C]
	p_1	höyryn paine edellisessä vaiheessa [kPa]
	p_2	höyryn paine vaiheessa [kPa]
	R'	höyryn reali kaasuvakio [kJ/kgK]
	η_{pt}	turbiinin polytrooppinen hyötysuhde [-]
	c_p	höyryn ominaislämpökapasiteetti [kJ/kgK]

Turbiinin hyötysuhde (η) voidaan laskea turbiinin todellisen ja isentrooppisen paisunnan entalpiamuutosten avulla. Turbiinin isentrooppinen ja todellinen paisunta on esitetty h,s-tasossa kuvassa 23. Kuvan väli dh_s kuvaa höyryn entalpian muutosta sen paisuessa isentrooppisesti paineesta 1 paineeseen 2. Turbiinin hyötysuhde (η) voidaan laskea todellisen ja isentrooppisen paisunnan entalpian muutosten avulla seuraavalla yhtälöllä.

$$\eta = \frac{h_1 - h_2}{h_1 - h_{2s}} \quad (20)$$

missä	h_{2s}	entalpia isentrooppisen paisunnan jälkeen [kJ/kg]
-------	----------	---



Kuva 23. Turbiinin paisuntakäyrä.

Turbiinivaiheiden lämpötilojen ratkaisussa käytetään kokemusperäisiä turbiinin isentrooppisia hyötysuhteita. Tyypillisiä höyryturbiinin isentrooppisia hyötysuhteita on esitetty taulukossa 3. Turbiinin isentrooppinen hyötysuhde on kuitenkin tapauskohtainen ja vaihtelee jonkin verran turbiinityyppien ja valmistajien kesken.

Taulukko 3. Höyryturbiinin kokemusperäisiä isentrooppi hyötysuhteita.
(Lähdettä mukaillen: Voimalaitosopin perusteet 2007)

	η_s	Turbiinivaihe
Turbiinissa yksi välitulistus	86,5- 88,2	Väli- ja matalapainepesä
	75,0- 84,5	Korkeapainepesä
Turbiinissa ei välitulistusta	81,5- 87,0	Koko turbiini

Sellutehtaan energiantuotanto tapahtuu pääasiassa sähkön ja lämmön yhteistuotantona. Vastapainevoimalaitoksen sähköntuotanto riippuu sellutehtaan prosessilämmön kulutuksesta. Laitoksen rakennusaste kuvaa sähköntuotannon suhdetta laitoksen prosessilämmönkulutukseen. (Kivistö 2010, 9) Laitoksen rakennusaste (α) voidaan laskea seuraavasti.

$$\alpha = \frac{P_e}{Q_{pr}} \quad (21)$$

missä	α	rakennusaste [-]
	P_e	sähköteho [MW]
	Q_{pr}	prosessilämpöteho [MW]

5 TAPAUSTEN LASKENTA-ARVOT

Höyryn painetasojen muuttumisen vaikutusta sellutehtaiden energiankulutukseen ja -tuotantoon tarkasteltiin muodostamalla esimerkkitapaukset Suomeen sopivista sellutehdastyypeistä. Esimerkkitapauksille laskettiin energiataseet, joiden avulla määritettiin painetasojen muutosten vaikutus vuotuisiin sähkön myyntituloihin ja menoihin. Energiataseissa laskettiin 600 000 tonnia sellua vuodessa tuottavien sellutehtaiden sähkön- ja lämmöntuotanto ja -kulutus eri prosesseissa. Taselaskenta suoritettiin Lappeenrannan teknillisen yliopiston Millflow-laskentasovelluksella. Lisäksi tehdastyypeille laskettiin matalapainetasojen mukaiset investointiarviot. Taseet laskettiin seuraaville tehdastyypeille.

- Case A: Perinteinen sellutehdas
- Case B: Perinteinen sellutehdas + kuorikattila
- Case C: Perinteinen sellutehdas +hienopaperikone
- Case D: Perinteinen sellutehdas +hienopaperikone + kuorikattila
- Case E: Moderni sellutehdas
- Case F: Moderni sellutehdas + kuorikattila
- Case G: Moderni sellutehdas + hienopaperikone
- Case H: Moderni sellutehdas + hienopaperikone + kuorikattila

Taselaskennan ja investointiarvioiden avulla määritettiin tehdastyypin taloudellisesti optimaaliset matalapainehöyryn paineet. Lisäksi laskennalla tarkasteltiin välipaine- ja nuohoushöyryn paineiden alentamisen vaikutuksia laskentatapausten energian tuotantoon ja vuotuisiin sähkön myyntituloihin. Taselaskennalla tutkittiin myös tapauksia, joissa osa prosessien tarvitsemasta matala- tai välipainehöyrystä korvataan matalampi paineisella höyryllä. Laskennalla pyrittiin selvittämään onko rinnakkaisen matala- tai välipaineputkiston rakentaminen ja käyttö taloudellisesti kannattavaa.

Modernien sekä perinteisten sellutehtaiden taselaskenta suoritettiin samalla tavalla. Modernin sellutehtaan lämmönkulutuksen arvioitiin olevan 1 GJ/ADt pienempi ja sähkönkulutuksen 60 kWh/ADt pienempi kuin perinteisellä sellutehtaalla.

Laskettaessa hienopaperikone-sellutehdasintegraatin energiataseita oletettiin ettei sellua kuivata ennen sen siirtämistä hienopaperikoneelle. Tämän vuoksi sellun kuivaimen sähkön- ja lämmönkulutus jätettiin huomioimatta tasetta laskettaessa. Tehdasintegraatin oletettiin tuottavan 650 000 tonnia paperia 600 000 tonnia sellua kohden. Hienopaperikoneen oletettiin aiheuttavan sellutehtaalla $5400 \text{ MJ/t}_{\text{pap}}$ lisälämmön kulutuksen ja $650 \text{ kWh/t}_{\text{pap}}$ lisäsähkön kulutuksen. Hienopaperikoneen aiheuttama lisälämmön ja -sähkön kulutus sisältää myös paperimassan kuivaukseen tarvittavan energian. Lisäksi hienopaperikoneen arvioitiin aiheuttavan 20% lisäyksen jätevedenpuhdistamon sähkönkulutuksessa.

Seuraavissa kappaleissa on esitetty laskennassa käytetyt lähtöarvot ja laskentaperiaatteet.

5.1 Höyryn painearvot energiataseiden laskennassa

Jokaiselle tehdastyypille muodostettiin perustase, ja tutkittiin höyrynpaineen muutosten vaikutusta tehtaan energiataseeseen. Laskenta suoritettiin muuttamalla tarkasteltavan höyrytason painetta turbiinin väliotossa ja höyryn kuluttajilla muiden väliottohöyryjen arvojen pysyessä vakioina. Näin pyrittiin selvittämään käytettävien höyryn painetasojen vaikutus tehtaan energiataseeseen ja sähkön tuotantoon. Jokaisen tehdastyypin taseita tarkasteltiin 4 eri matala- ja välipainetasolla. Höyryn paineet pyrittiin valitsemaan niin, että ne soveltuvat suomalaiselle sellutehtaalle. Prosessihöyryn lämpötilat valittiin laskennassa käytettävän turbiinin väliottohöyryjen lämpötilojen mukaisesti. Laskennassa käytetyt höyryn arvot on esitetty taulukossa 4. Laskentatapauksissa 1–4 muutettiin matalapainetason (LP) painetta ja tapauksissa 5–7 välipainetason (MP) painetta.

Taulukko 4. Taselaskennassa käytetyt höyryn arvot.

Laskenta- tapaus:	LP		MP		MP3	
	[bar](abs)	[°C]	[bar](abs)	[°C]	[bar](abs)	[°C]
1.	3	134	11	226	25	317
2.	4	144	11	226	25	317
3.	5	152	11	226	25	317
4.	6	165	11	226	25	317
5.	4	144	13	243	25	317
6.	4	144	15	258	25	317
7.	4	144	17	273	25	317

Välipainehöyrytaso MP3 valittiin turbiinin toiminnan kannalta sopivaksi siten, että sitä voidaan käyttää kattiloiden nuohoushöyrynä. Kaikissa laskentatapauksissa tuorehöyryn paine oli 96 bar (abs) ja lämpötila 495 °C ja turbiinin sisääntulopaine 93 bar (abs) ja lämpötila 493 °C.

Työn taselaskennassa ei huomioitu höyryn painetason nostamisesta mahdollisesti aiheutuvaa palaavan lauhteen lämpötilan nousua. Kun höyryn kuluttajille syötettävä prosessihöyryn paine nousee riittävästi on mahdollista, että laitteilta palaavan lauhteen joukossa on myös höyryä. Lauhteen on kuitenkin oletettu palaavan vetenä aina samassa lämpötilassa höyryn paineen nostosta huolimatta. Laskennassa ei myöskään otettu huomioon laitteiston mahdollisia vaatimuksia höyryn paineelle eikä talvi- ja kesäkausien välisiä eroja taselaskennassa.

5.2 Tehdastyypin prosessilämmön kulutus laskennassa

Prosessilämmön kulutus ja höyryn massavirrat riippuvat tehtaalla käytettävistä prosesseista ja höyryn painetasoista. Painetasoa nostettaessa höyrymassavirta kulutuskohteille pienenee. Taulukossa 5 on esitetty laskennassa käytetyt turbiinin väliottohöyryjen massavirrat laskennan lähtötasolla. Tällöin tehtaan matalapainetaso on 3 bar (abs) ja välipainetaso 11 bar (abs). Tehtaaseen lisätyt prosessit lisäävät sen lämmön ja sähkön tarvetta. Merkittävin matalapainehöyryn sekä sähkön kulutusta lisäävä tekijä on hienopaperikone. Taulukossa on esitetty myös tapausten ominaislämmönkulutus sekä

ominaissähkönkulutus tuotettua sellutonna kohden laskennan lähtötasolla. Modernin sellutehtaan ominaislämmönkulutus on noin 1 GJ/ADt pienempi kuin perinteisen sellutehtaalla.

Taulukko 5. Prosessilämmön kulutus laskennassa.

	LP (3bar)	MP (11bar)	Lämmön kulutus	Ominais- lämmön- kulutus	Ominais- sähkön- kulutus
	[kg/s]	[kg/s]	[MW]	[GJ/ADt]	[kWh/ADt]
Case A: Perinteinen sellutehdas	57.4	22.8	188	17.5	733
Case B: Perinteinen sellutehdas + kuorikattila	59.1	23.5	194	17.7	761
Case C: Perinteinen sellutehdas + hienopaperikone	78.4	22.8	240	20.1	1221
Case D: Perinteinen sellutehdas + hienopaperikone + kuorikattila	80.1	23.5	246	20.4	1249
Case E: Moderni sellutehdas	54.4	21.5	178	16.5	674
Case F: Moderni sellutehdas + kuorikattila	56.1	22.2	183	16.7	700
Case G: Moderni sellutehdas + hienopaperikone	76.5	21.5	232	19.2	1174
Case H: Moderni sellutehdas + hienopaperikone + kuorikattila	78.1	22.2	237	19.5	1200

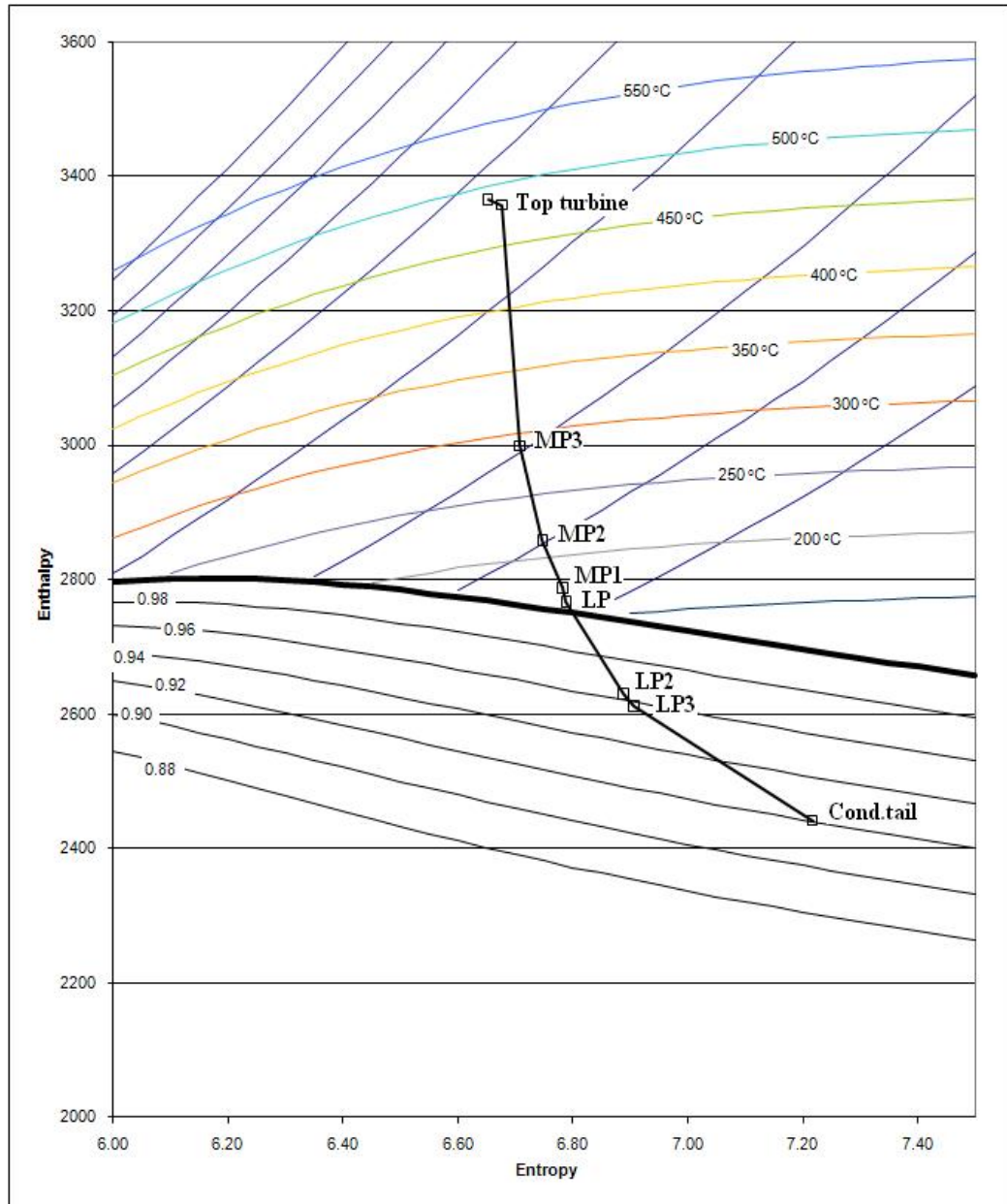
Sellutehtaan prosessit kuluttavat matalapainehöyryä merkittävästi enemmän kuin välipainehöyryä. Matalapainetason nostamisella on huomattavasti suurempi vaikutus sähköntuotantoon kuin välipainetason nostamisella. Painetason nosto vähentää prosessihöyryn tarvetta höyryn energiasisällön kasvaessa. Taselaskennassa huomattiin tuotantoprosessien tarvitseman matalapainehöyryn tarpeen vähenevän 0,3 kg/s mikäli se otetaan turbiinilta 1 bar korkeammassa paineessa. Vastaavasti välipainehöyryn massavirta pienenee 0,12 kg/s mikäli väliottopainetta nostetaan 1 bar.

5.3 Turbiinin toiminta-arvot

Turbiinin toiminta-arvot valittiin suunnittelupisteessä (design point) siten, että turbiinin väliottopaineet sen toimintapisteessä ovat prosessin kannalta sopivat. Laskennalla haettiin tila, jossa turbiini tuottaa maksimaalisen tehon juuri ennen tukkeutumistaan.

Myös tapauksissa, joissa höyryn tuotantoon osallistui soodakattilan lisäksi kuorikattila, sähköön tuotanto tapahtui yhdellä turbogeneraattorilla. Näin muuttujien määrä turbiiniprosessissa saatiin pysymään pienempänä ja muutosten vaikutuksista saatiin luotettavampi kuva. Prosesseissa tarvittavat korkea- ja välipainehöyryt otettiin myös turbiinin väliotoista. Höyry paisutettiin turbiinissa tehtaan matalapainetasoon ja prosessista yli jäänyt matalapainehöyry paisutettiin loppuun lauhdeperässä. Turbiinin lämpötila- ja painejakauma sekä väliottohöyryjen lämpötilat perustuvat teoreettiseen laskentaan. Siksi taselaskennassa käytettävät höyrynarvot eivät aina vastaa täysin käytännön arvoja.

Joissakin laskentavaiheissa turbiinin paisunta päättyi lauhdeperässä kosteaksi höyryksi. Uusissa teollisuusturbiineissa höyryn kostealle alueelle paisutus on ollut käytäntönä, koska käytön aikaisesta kulumisesta johtuen turbiinin häviöt lisääntyvät ja hyötysuhde heikkenee. Tällöin paisuntakäyrän loppupiste nousee h,s - tasossa ylöspäin ja höyry on tulistettua myös turbiinin loppu päässä. (Vakkilainen, keskustelu 28.06.2010) Kuvassa 24 on esitetty eräs laskennassa käytetty turbiinin paisuntakäyrä h,s - tasossa. Kuvasta nähdään matalapainetason (LP) olevan vielä tulistettua höyryä.



Kuva 24. Turbiinin paisuntakäyrä.

5.4 Nuohoushöyryn paineen alentaminen

Kattiloiden nuohoushöyryn paineen valinta ei yleensä perustu suutinvirtaukseen. Nuohouslaitteet kestävät yleensä tarvittavaa suuremman paineen ja nuohoushöyryn paineeksi valitaan korkeapainehöyry, koska nuohoustehon uskotaan olevan parempi korkeammalla paineella. Käytännössä nuohoushöyry voi saavuttaa suuttimessa äänen

nopeuden jo noin 16 bar paineessa. Höyryn äänen nopeus on noin 600 m/s. Tätä suuremmilla paineilla suutin tukkeutuu eikä massavirta enää kasva. Höyryvirtaus romahtaa suuttimen jälkeisissä tiivistysaalloissa, jolloin sen virtausnopeus tippuu alle äänen nopeuden. Alentamalla nuohoushöyryn painetta voitaisiin kuitenkin lisätä turbiinin sähköntuotantoa, vaikka nuohoushöyryn massavirta pysyykin samana. Nuohoushöyryn paineen alentaminen ei merkittävästi vaikuta laitoksen investointikustannuksiin, sillä nuohouksessa käytettävät suuttimet ja putkisto pysyvät samanlaisina. Nuohoushöyrylle voidaan käyttää saman kokoista siirtoputkistoa paineen ollessa 25–40 bar. Mikäli nuohoushöyryn painetta lasketaan alle 25 bar on luultavammin siirryttävä 100 mm putkistosta 125 mm putkikokoon. Tämän vuoksi nuohoushöyryn paineen valinta ei juurikaan vaikuta laitoksen investointikustannuksiin. (Vakkilainen, keskustelu 14.07.2010)

Työssä tarkasteltiin nuohoushöyryn paineen alentamisen vaikutuksia tehtaan sähköntuotantoon. Tasetarkastelussa soodakattilan nuohoushöyry otettiin turbiinin väliotosta 40, 32, 22 ja 20 bar (abs) paineessa, nuohoushöyryvirran ollessa 4.5 kg/s. Laskenta suoritettiin myös siinä tapauksessa, että 0.5 kg/s tai 1.0 kg/s korkeapaineisesta nuohoushöyryvirrasta korvattiin 11 bar (abs) välipainehöyryllä. Nuohoushöyryn kokonaismassavirta pysyi samana kaikissa laskennan vaiheissa. Tarkastelu ei huomioi nuohoushöyryn paineen alentamisen vaikutusta nuohoustehokkuuteen.

5.5 Toisen matalapainetason rakentaminen

Taselaskennalla tarkasteltiin myös tapausta, jossa 5 bar (abs) matalapainehöyry korvattiin joissakin tehtaan prosesseissa matalampi paineisellä höyryllä. Laskennalla selvitettiin rinnakkaisen matalapainelinjan rakentamisen kannattavuutta ja vaikutuksia tehtaan sähkön tuotantoon. Taselaskenta suoritettiin tapaukselle, jossa 5 bar matalapainehöyrylinjan rinnalle rakennettiin 3.5 bar matalapainelinja. Matalalampi paineisellä höyryllä korvattiin osittain tai kokonaan haihduttamon, kuivauskoneen ja syöttöveden esilämmittimen matalapainehöyryn tarve, tehtaan muiden prosessien käyttäessä 5 bar (abs) matalapainehöyryä. Tarkastelu suoritettiin kyseisille prosesseille, koska ne ovat tehtaan suurimpia matalapainehöyryn kuluttajia. Laskennalla pyrittiin selvittämään kuinka suuri höyryvirran tulee olla, jotta linjaston rakentaminen on kannattavaa. Linjaston

investointikustannuksia arvioitiin putkiston osalta. Koska haihduttamo sijaitsee voimalaitoksen läheisyydessä, sen investointikustannukset olisivat pienimmät ja siksi uudella höyrylinjalla pyritään korvaamaan ensisijaisesti haihduttamon matalapainehöyryn tarve. Taulukossa 6 on esitetty tarkastelussa käytettyjen matalapainehöyryjen massavirrat ja lämmön kulutukset. Taulukosta nähdään, että höyryn paineen muutos on niin pieni ettei tarvittavan höyryn massavirta merkittävästi lisäänty. Paineen muutos vaikuttaa kuitenkin hiukan kattilan syöttöveden esilämmitys tarpeeseen.

Taselaskenta suoritettiin perinteiselle sellutehtaalle, jossa on kuorikattila. Tarkastelussa tehtaan välipainetaso oli 11 bar (abs). Toisen matalapainetason höyry otettiin turbiinin lauhdeperän välitosta 3.5 bar (abs) paineessa. Rinnakkaisen matalapainetason rakentamisen investointikustannukset on laskettu aiemmin esitetyn putkiston investointikustannusten laskennan mukaisesti. Investointiarviot on laskettu vain uuden putkiston osalta eikä niissä ole otettu huomioon mahdollista lisäinvestointia kuivauskoneessa, haihduttamossa tai turbiinissa. Painetason muuttamisesta syöttöveden esilämmittimellä arvioitiin aiheutuvan 2.5 miljoonan euron investointikustannukset esilämmittimessä.

Taulukko 6. Laskenta-arvot rinnakkaisille matalpainelinjastoille.

Tapaus:	Höyryn kuluttaja:	LP 3.5 bar		LP 5 bar	
		[kg/s]	[MW]	[kg/s]	[MW]
1.	Haihduuttamo	10	24	7	17
	Kuivauskone	0	0	18	47
	SYVE- esilämmitin	0	0	16	36
	YHTEENSÄ	10	24	41	100
2.	Haihduuttamo	17	41	0	0
	Kuivauskone	0	0	18	47
	SYVE- esilämmitin	0	0	16	36
	YHTEENSÄ	17	41	34	83
3.	Haihduuttamo	17	41	0	0
	Kuivauskone	10	24	9	24
	SYVE- esilämmitin	0	0	15	33
	YHTEENSÄ	27	65	24	57
4.	Haihduuttamo	17	41	0	0
	Kuivauskone	20	47	0	0
	SYVE- esilämmitin	0	0	13	30
	YHTEENSÄ	37	88	13	30
5.	Haihduuttamo	17	41	0	0
	Kuivauskone	20	47	0	0
	SYVE- esilämmitin	13	30	0	0
	YHTEENSÄ	50	118	0	0

5.6 Toisen välipainetason rakentaminen

Työssä tarkasteltiin myös toisen välipainehöyrylinjaston rakentamismahdollisuuksia keittimelle. Tarkastelulla pyrittiin selvittämään kuinka suuri välipainehöyryvirran on oltava, jotta oman linjaston rakentaminen tulee kannattavaksi. Tarkastelu tehtiin perinteiselle sellutehtaalle, jossa käytetään kuorikattilaa. Laskennassa keittimen 13 bar (abs) välipainevirta korvattiin osittain tai kokonaan 9 bar (abs) välipainehöyryllä. Taulukossa 7 on esitetty välipainehöyryn massavirrat, joilla tarkastelu on tehty. Tasetarkastelussa prosesseissa käytettävä matalapainehöyryn paine oli 4 bar (abs) ja lämpötila 144 °C. Liitteessä III on esitetty toisen välipaineputkiston kannattavuuslaskelmien arvoja ja tulokset.

Taulukko 7. Toisen välipainelinjaston laskemisessa käytetyt höyryn massavirrat.

	MP	MP2
Paine [bar] (abs)	13	9
Lämpötila [°C]	243	203
Massavirta [kg/s]	10.4	0
	9.4	1
	8.4	2
	6.4	4
	4.4	6
	2.4	8
	0.4	10
	0	10.4

Toisen välipainelinjaston investointi kustannukset on laskettu putkiston osalta aiemmin kuvatulla tavalla. Lisäksi uuden välioton rakentamisesta turbiinille arvioitiin aiheutuvan 200 000 € lisäinvestointi. Taulukossa 8 on esitetty putkiston mitoituksessa käytetyt muut laskenta-arvot. Siirtoputkiston on arvioitu olevan 25 % koko putkiston pituudesta.

Taulukko 8. Putkiston laskenta-arvot.

Laskentajännitys	350	[N/mm ²]
Varmuuskerroin	1.3	[-]
Siirtoputkiston pituus	200	[m]
Putkiston kokonaispituus	800	[m]
Materiaalin tiheys	7800	[kg/m ³]

6 SUOMESSA KÄYTETTÄVÄT HÖYRYN PAINETASOT

Projektia varten kerättiin tietoa suomalaisilla sellutehtailla käytettävistä höyryn painetasoista. Suomen Soodakattilayhdistyksen tekemässä kyselyssä pyrittiin selvittämään erityisesti käytettävät höyrytasot ja niiden paineet sekä paineiden valintaan vaikuttaneet syyt. Kyselyyn vastanneiden 12 suomalaisen sellutehtaan käyttämät höyryn painearvot on koottu taulukkoon 9. Liitteeseen IV on koottu tehtaiden vastaukset Suomen Soodakattilayhdistyksen painetasokyselyyn.

Taulukko 9. Suomen sellutehtailla käytettävät höyrynpainetasot.

Tehdas:	Tuore- höyry	Tuore höyry2	Nuohous höyry	Väli- paine	Väli- paine2	Matala paine	Matala paine2	Muu höyry
				[bar](g)				
1. Enocell	81	-	25	12	-	5	-	0,0059
2. Joutseno	93	-	24	10,5	6,8	3,5	-	-
3. Kemi	84	-	28	12,5	9	3,5	-	-0,6
4. Kymi	100	114	24	13,7	-	4,6	3,9	-0,64
5. Oulu	84	100	24	10,8	-	2,8	-	-
6. Pietar- saari	102	-	27	17	11,5	5,5	3,5	-
	-	-	16	-	-	-	-	-
7. Rauma	92	-	28	11	-	3,5	-	-
8. Sunila	63	-	35	10	-	2,5	-	-
9. Varkaus	64	110	30	17	8	2	-	4
10. Ääne- koski	83,2	-	33	12,3	11,8	4,4	4,2	-
11. Imatra	83	67	-	10,1	-	5,1	-	-
12. Kotka	80	-	-	13	-	6	4	-

Yleisesti höyryn painetasojen valintaan ovat vaikuttaneet laitoksen käyttöönottovuosi, käytettävä laitteisto sekä tehdastyyppi. Myös sähkön hinnan kehityksellä on ollut vaikutusta höyryn paineiden valintaan.

Kattilan rakennusvuosi määrää käytettävän tuorehöyryn paineen. Tuorehöyryn painetta on pyritty nostamaan uusissa laitoksissa lisäämällä näin laitoksen sähkön tuotantoa. Kattiloiden kehitys näkyy selkeästi tuorehöyryn paineiden merkittävänä nousuna viime vuosikymmeninä. Kyselyyn vastanneilla tehtailla 80-luvulla rakennettujen kattiloiden

tuorehöyrynpaineet ovat 64–83 bar. Kattiloiden tuorehöyryn paineita ei kuitenkaan näyttäisi olevan nostettu myöhemmistä höyryverkon ja tulistinputkistojen uusimisesta huolimatta. 90-luvulla käyttöön otettujen kattiloiden tuorehöyryn paineet ovat 81–92 bar. Kattilatekniikan ja materiaalien kehityksen myötä tuorehöyrynpaineet ovat nouseet 2000-luvulla jo yli 100 bariin. Myös tuorehöyryn lämpötila on voitu nostaa yli 500 °C. Korkeimmat höyrynpaineet ovat käytössä laitoksissa, joissa on käytössä kaksi tuorehöyryn painetasoa. Syynä korkeisiin tuorehöyrynpaineisiin voitaneen kuitenkin pitää merkittäviä päivityksiä kattilan tulistimissa tai uuden tyyppisiä kattiloita. Kyselyn mukaan kattilan lisäksi tuorehöyrytason valintaa on vaikuttanut myös sähkön hinnan kehitys.

Kyselyyn vastanneilla tehtailla kattiloiden nuohoushöyryn paineet ovat 16–35 bar. Nuohoushöyryn painetta voitaisiin alentaa, mutta se vaatisi, esimerkiksi Metsä-Botnian Rauman tehtailla, vanhojen diamond-nuohoimien korvaamista uudemmilla gemini-nuohoimilla.

Välipainehöyrytasojen valintaan ovat vaikuttaneet merkittävimmin keittimen sekä happivaiheen höyryn paineelle ja lämpötilalle asettamat vaatimukset. Myös mäntyöljyn jalostamon vaatimukset ovat joissakin tapauksissa vaikuttaneet käytettävään höyryn painetasoon. Soodakattilayhdistyksen kyselyn mukaan sellutehtaiden välipainetasot ovat 10–17 bar. Yleisimmin välipainehöyryn paine on kuitenkin noin 12 barin luokkaa.

Tehtaiden matalapainetasot on valittu yleisesti haihduttamon, sellun kuivurin sekä paperi- tai kartonkikoneiden vaatimusten mukaisesti. Myös käytettävä säätötapa vaikuttaa matalapainehöyryn painetasoon. Esimerkiksi Metsä-Botnian Rauman tehtaalla käytetään samaa matalapaineverkkoa viereisen paperitehtaan kanssa. Matalapaineverkon paine on alhaisempi (3,45 bar) kun paperitehtaalte menevä väliventtiili säätää sitä kuin apulauhduttimen säätäessä (3,6 bar) painetta.

Yleisimmin matalapainetason laskemista rajoittaa haihduttamon kapasiteetti. Tämän vuoksi haihduttamalla käytettävä tekniikka ja haihduttamolle valittu painetaso ovat merkittävimpiä perusteita välipainetason valinnalle. Kyselyn perusteella suomalaisten sellutehtaiden matalapaineverkon paineet ovat 2–6 bar. Laitoksen käyttöönottovuosi voi myös vaikuttaa matalapainetasojen valintaan. 80-luvulla käyttöönotetuissa laitoksissa matalapaine- ja vastapainetasot ovat 2–3 baria kun taas 90-luvulla käyttöönotetuissa laitoksissa vastaavat paineet ovat yleisimmin 3,5 baria. 2000-luvulla käyttöönotettujen

laitosten matala- ja vastapainehöyryjen paineet vaihtelevat 4,4–5,5 bar:n välillä. Matalapainehöyryn paineen nousu johtuneen luultavimmin haihduttamon kapasiteetin noususta 70-luvulta lähtien. Haihduttamolta lähtevän polttolipeän kuiva-ainepitoisuus on nykypäivänä noin 80–85 %. Kuiva-ainepitoisuuden nousun myötä myös haihdutinyksiköiden lämpötilaerot ovat kasvaneet. Tämän vuoksi haihduttamiseen tarvitaan korkeampi paineista höyryä ja lipeä on säilytettävä paineistettuna. (Nieminen 2007, 28) Korkeamman kuiva-ainepitoisuuden ansiosta myös soodakattilan höyryn tuotanto on kasvanut. Myös uusimpien valkaisuprosessien käyttö lisää välipainehöyryn käyttöä. Valkaisussa on käytettävä välipainehöyryä mikäli siinä on paineellisia vaiheita. (Kivistö 2008, 11) Uusimpien valkaisuprosessien lämpötilat ovat myös korkeampia ja vaiheiden väliset lämpötilaerot suurempia. (Kivistö 2010, 1) Myös nämä syyt voivat vaikuttaa korkeampaan välipainehöyryn tarpeeseen.

Yleisesti ottaen suomalaisilla sellutehtailla käytetään samankaltaisia höyrytasoja. Suurimmat erot tehtaiden välillä löytyvät tuorehöyryjen paineissa. Suomalaisilla tehtailla painetasoja on tarkastettu laitteiston ja linjastojen uusinnan yhteydessä. Kyselyn perusteella painetasoa ei kuitenkaan ole lähdetty muuttamaan vaan on nähty järkevämmäksi rakentaa uusittavat koneet aiemmalle painetasolle. Näin vältetään mittavilta laitteistoinvestoinneilta. Valitut höyryn painetasot eivät kuitenkaan välttämättä ole tehtaan energiatehokkuuden ja sähköntuotannon maksimoinnin kannalta parhaat mahdolliset. Tekniikan kehittyminen näkyy selvästi painetasojen alentumisena.

7 VÄLIPAINETASON LASKEMISTA RAJOITTAVAT TEKIJÄT

Sellutetehtaan suurimmat välipainehöyryn kuluttajat ovat keittovaihe sekä haihduttamo. Ne rajoittavat usein välipainetason paineen alentamista. Haihduttamon ensimmäisessä vaiheessa käytettävän välipainehöyryn painetta on jo onnistuneesti laskettu suomalaisilla sellutehtailla. (Vakkilainen, keskustelu 09.06.2011) Työtä varten kysyttiin Andritz Oy:n sekä Pöyry Oy:n mielipiteitä keittämön tarvitsemasta välipainetasosta. Sähköpostikeskustelut laitteiston höyryn paineen tarpeesta on esitetty liitteessä I. Kyselyn mukaan keitin tarvitsee lehtipuun keitossa vähintään 7 bar (g) ja havupuun keitossa 9 bar (g) välipainehöyryä. Happivaihe tarvitsee kuitulinjan korkeimman höyryn paineen. Happivaiheen tarvitsema höyrynpaine on 10–11 bar ylipainetta. Mikäli tehtaan muut osat tulevat toimeen tätä alhaisemmilla höyryn paineilla, voidaan välipainetasoa nostaa happivaiheelle höyryejektorilla eli termokompressorilla. Ejektorin investointi kustannukset ovat varsin pienet, joten välipainetason laskemisesta saadaan merkittävä hyöty sähkön tuotannossa. Happivaiheessa voidaan myös käyttää boosteripumppua reaktoreiden välissä, jolloin sen tarvitsema höyryn paine on 7 bar ylipainetta.

Välipainetason alentaminen voidaan myös mahdollistaa rakentamalla joillekin tehtaan prosesseille oma välipainehöyrylinja. Prosessissa tarvittavan välipainehöyryvirran on oltava riittävän suuri, jotta linjaston rakentaminen ja uuden turbiinivälioton rakentaminen on kannattavaa. Työssä tehtyjen laskelmien mukaan 9 bar (abs) välipainelinjan rakentaminen keittimelle tulee kannattavaksi kun höyryvirta on vähintään 4 kg/s. Rinnakkaisten höyrytasojen rakentamista kannattanee harkita ainakin haihduttamon, keittimen, sellun kuivurin tai turbiinin uusinnan yhteydessä.

8 HÖYRYN PAINETASON VAIKUTUS SÄHKÖN TUOTANTOON

Höyryn painetasojen muuttumisen vaikutusta sellutehtaan sähköntuotantoon tarkasteltiin laskemalla taseet kappaleessa 5 esitetyille tapauksille. Muutoksia sähköntuotannossa tarkasteltiin taulukon 4 mukaisilla höyryn arvoilla. Taseiden avulla laskettiin kussakin tapauksessa myytäväksi jäävän sähkön määrä. Tehtaan oletettiin toimivan 350 vuorokautta eli 8400 tuntia vuodessa. Myyntisähkön tuotto laskettiin Nord Pool sähköpörssin määrittelemän sähkön spot area- hinnan mukaan. Tapausten myyntivoitot on laskettu 22.06.2010 määritetyn sähkön hinnan mukaan. Nord Poolin määrittelemä sähkön hinta oli tuolloin 45,17 €/MWh. Työssä ei ole otettu huomioon ennustetta sähkön hinnan muutoksesta.

Seuraavissa kappaleissa on esitetty aiemmin kuvattujen laskentojen tulokset höyryn painetasojen vaikutuksesta sellutehtaiden energian tuotantoon ja kulutukseen.

8.1 Höyryn painetasojen muutoksen vaikutus sähkön myyntituloihin

Taulukossa 10. on esitetty laskennan tulokset höyryn painetasojen muutoksien vaikutuksesta sähkön vuotuisiin myyntituloihin. Laskennassa huomattiin matalapainetason nostamisella olevan suurin vaikutus tapauksen D (Perinteinen sellutehdas + hienopaperikone + kuorikattila) mukaiseen tehtaaseen. Matalapainetason nostamisella aiheutuu 1 250 000 €/bar menetys kyseisen tehdastyypin sähkön vuotuisissa myyntituloissa. Pienimmät menetykset matalapainetason nostamisesta aiheutuvat tapauksen E (Moderni sellutehdas) mukaisen tehtaan sähkön myyntituloihin. Tällöin sähkön myyntivoiton menetys on 890 000 €/bar vuodessa. Taulukon tuloksista voidaan todeta matalapainehöyryn paineen valinnalla olevan suurin merkitys tehdastyypeissä, joissa höyryn kulutus on suuri.

Taulukon 10 tuloksista voidaan todeta välipainetason muuttamisella olevan saman suuruinen vaikutus kaikkien tehdastyypien sähkön myyntituloihin. Välipainehöyryn

kulutuksissa ei ole merkittäviä eroja tehdastyypien välillä, jonka vuoksi myös vaikutus sähkön myyntituloihin on saman suuruinen kaikissa tapauksissa.

Taulukko 10. Höyrytasojen paineen muutoksen vaikutus vuotuisiin sähkön myyntituloihin.

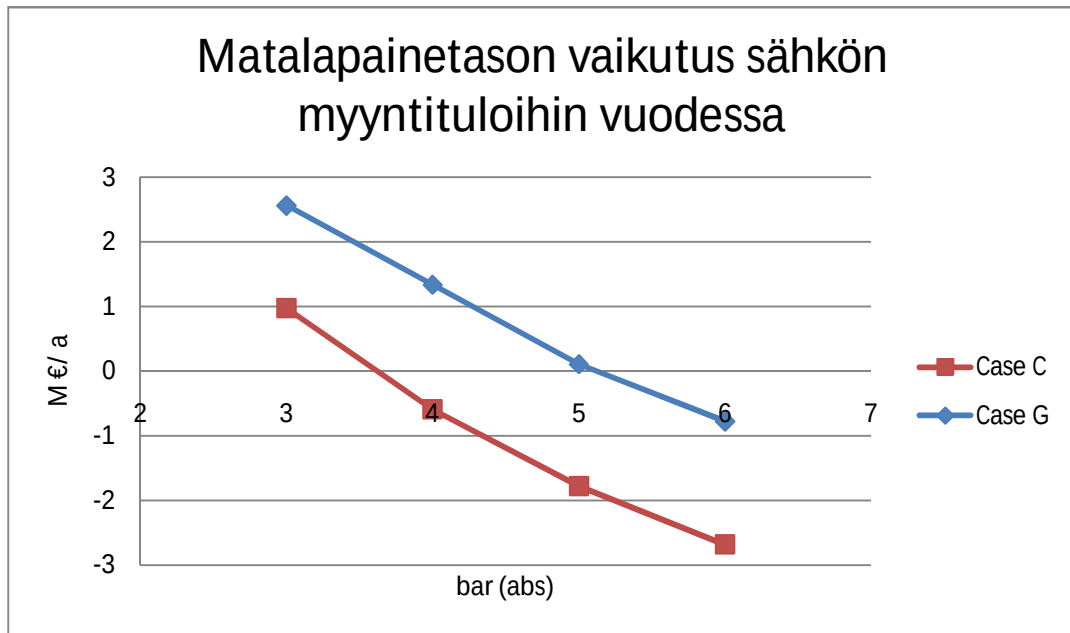
Höyryn painetason vaikutus sähkön myyntituloihin	LP:	MP:
	[1000 €/bar/a]	[1000 €/bar/a]
Case A: Perinteinen sellutehdas	1030	70
Case B: Perinteinen sellutehdas + kuorikattila	1000	70
Case C: Perinteinen sellutehdas + hienopaperikone	1190	70
Case D: Perinteinen sellutehdas + hienopaperikone + kuorikattila	1250	70
Case E: Moderni sellutehdas	890	70
Case F: Moderni sellutehdas + kuorikattila	960	70
Case G: Moderni sellutehdas + hienopaperikone	1110	70
Case H: Moderni sellutehdas + hienopaperikone + kuorikattila	1230	70

Taulukossa 11 on esitetty taselaskennan tulokset vuotuisista sähkön myyntituloista. Tulokset on esitetty vertailtavan matala- ja välipainehöyryn paineen mukaan. Muut höyryn paineet ovat aiemmin esitetyn taulukon 4 mukaisia. Taulukosta 11 nähdään, että tehdas saa pienimmät vuotuiset sähkön myyntitulot tapausten C ja G mukaisissa sellutehdas-hienopaperikone integraateissa, joissa syntyvää kuorijätettä ei polteta. Tehdastyypien höyryn kulutus on suurin ja höyryn tuotanto vähäistä.

Taulukko 11. Vuotuiset sähkön myyntitulot matala- ja välipainetason paineiden mukaan. [Milj.€/a]

Paine [bar](abs)	Sähkön myynti tulot vuodessa [Milj. €/a]							
	LP				MP			
	3	4	5	6	11	13	15	17
Case A	17.0	15.7	14.8	13.9	15.7	15.5	15.4	15.3
Case B	31.1	29.8	28.9	28.1	29.8	29.7	29.5	29.4
Case C	0.9	-0.6	-1.8	-2.7	-0.6	-0.7	-0.9	-1.0
Case D	15.1	13.5	12.3	11.3	13.5	13.4	13.2	13.1
Case E	19.4	18.0	17.2	16.5	18.0	17.9	17.8	17.6
Case F	33.4	32.3	31.3	30.6	32.3	32.1	32.0	31.9
Case G	2.6	1.3	0.1	-0.8	1.3	1.1	1.0	0.9
Case H	17.0	15.5	14.2	13.3	15.5	15.3	15.2	15.1

Kuvassa 25 on esitetty tapausten C (Perinteinen ST + HPK) ja G (Moderni ST + HPK) sähkön myyntitulojen muutos vuodessa. Kuvan 25 ja taulukon 11 tuloksista voidaan todeta perinteisen sellutehdas-hienopaperikone integraatin (ilman kuorikattilaa) kuluttavan enemmän sähköä mitä se pystyy tuottamaan mikäli matalapainetaso yli 4 bar (abs). Modernissa sellutehdas-hienopaperikone integraatissa (ilman kuorikattilaa) vastaava tapahtuu kun matalapainetaso on yli 5 bar (abs).



Kuva 25. Matalapainetason mukaiset vuotuiset sähkön myyntitulot tapauksissa C ja G [milj. €/a]

8.2 Turbiinin marginaalinen rakennusaste

Taulukossa 12 on esitetty laskennan mukaisen turbiinin marginaaliset rakennusasteet (α). Rakennusastetta laskettaessa prosessihöyryn on oletettu palaavan 90 °C lämpöisenä lauhteena. Koska painetasojen nostaminen vähentää turbiinin sähköntuottoa, se pienentää myös laitoksen rakennusastetta. Matalapainetason (LP) nostaminen alentaa turbiinin rakennusastetta noin 0.02 MW_e/MW_{th}. Välipaineen muuttamisella on huomattavasti pienempi vaikutus painetason marginaaliseen rakennusasteeseen.

Taulukko 12. Turbiinin marginaali rakennusaste.

Turbiinivaihe	α	
	[MW _e / MW _{th}]	[MWe/(kg/s)]
Reduktio	0	0
MP3 (25bar)	0.12	0.31
MP2 (11bar)	0.19	0.48
MP1 (7 bar)	0.23	0.67
LP (3 bar)	0.30	0.82

8.3 Nuohoushöyryn paineen vaikutus sähkön myyntituloihin

Soodakattilan nuohoushöyryn paineen valinnan vaikutusta tehtaan sähköntuotantoon tarkasteltiin alentamalla turbiinin väliotosta saatavan nuohoushöyryn painetta. Lisäksi tarkasteltiin tilannetta, jossa osa nuohoushöyrystä korvattiin matalampi paineisella höyryllä. Taulukossa 13 on esitetty laskennan tulokset nuohoushöyryn paineen vaikutuksesta tehtaan sähkön myyntituloihin. Vertailupisteenä käytetään tilannetta, jossa soodakattilan nuohoukseen käytetään 4.5 kg/s 40 bar (abs) höyryä. Taulukossa on myös esitetty tulokset tapauksille, joissa osa korkeapaineisesta (MP3) nuohoushöyrystä on korvattu 11 bar (abs) (MP2) välipaineihöyryllä. Alentamalla nuohoushöyryn paine 40 bar:sta 20 bar voidaan aikaansaada 260 000 € korkeammat sähkön myyntitulot vuodessa. Nuohoushöyryn korvaamisella matalampi paineisella höyryllä on merkittävä vaikutus sähkön tuotantoon tapauksissa, joissa käytetään korkeaa nuohoushöyryn painetta.

Taulukko 13. Nuohoushöyryn vaikutus sähkön myyntituloihin.

	MP3: 40 bar (abs)	MP3: 32 bar (abs)	MP3: 22 bar (abs)	MP3: 20 bar (abs)	Vaikutus myyntituloihin [1000€/bar/a]
MP3: 4.5 kg/s MP2: 0 kg/s	0	123	239	260	13.0
MP3: 4 kg/s MP2: 0.5 kg/s	52	155	271	289	12.0
MP3: 3.5 kg/s MP2: 1 kg/s	96	191	300	309	11.0

Koska nuohoukseen käytettävän höyryn massavirta on pieni, merkittävien säästöjen aikaan saaminen edellyttää suurta nuohoushöyryn paineen alentamista. Nuohoushöyryn paineen alentamisesta ei kuitenkaan synny merkittäviä investointikustannuksia.

9 HÖYRYN PAINETASON VAIKUTUS INVESTOINTEIHIN

Investointilaskelmissa hyödynnettiin tietoja viimeisimmistä tehdyistä talteenottolinjastojen ja kuivauskoneiden uusimisprojekteista. Liitteessä V on esitetty näihin tietoihin perustuva esimerkkilaskelma talteenottolinjaston ja kuivauskoneen uusimisen investointikustannuksista. Tämän työn investointilaskelmat ovat esimerkin kaltaisia. Investointiarviot ja haihduttamon sekä kuivauskoneen mitoituksessa tehdyt tekniset valinnat perustuvat suurelta osin aiemmin tehtyihin projekteihin. Seuraavissa kappaleissa on esitetty laskelmien tulokset höyryn painetasojen muuttamisen vaikutuksista tehtaan investointikustannuksiin. Painetason muuttamisesta aiheutuviissa investointikustannuksissa ei ole huomioitu tehtaan muita lämmönsiirtimiä. Lämmönsiirtimien investointikustannusten arvioidaan olevan noin 10–20 % lasketuista investointikustannuksista. Tämän vuoksi niiden oletetaan jäävän lasketatarkkuuden sisälle.

9.1 Putkiston investointikustannukset

Putkiston investointikustannuksia laskettaessa määritettiin sellutehtaalle rakennettavien höyryn siirtoputkistojen pituus sekä tehtaalla tarvittavien putkistojen kokoluokkien määrä ja materiaali viimeaikaisimpien talteenottolinjastojen uusimisprojektien kustannuslaskelmien avulla. Projektien putkikoot otettiin huomioon myös esimerkkitapausten putkistojen mitoituksessa. Siirtoputkiston oletettiin olevan 25 % rakennettavasta koko putkiston pituudesta. Investointikustannuksissa laskettavien tapausten höyryputkisto valmistetaan mustasta S2333-teräksestä, jonka tiheys on 7800 kg/m³. Putkistoinvestointien kustannukset laskettiin putkiston painon mukaan teräksen hinnan ollessa 6 €/kg. Putkiston materiaalihinta on niin korkea, jotta se kattaa myös muutoksen työ- ja muut kulut. Höyryn paineen muutos ei kasvata merkittävästi nuohous- ja välipainehöyryputkistojen investointeja. Tämän vuoksi investointiarvioita ei tehty välipainetasojen mukaan. Laskennan tulokseksi saadut putkiston koko ja paino on esitetty matalapainetason mukaan taulukossa 14. Putkiston kokonaispaino muuttuu noin 24 000 kg/bar höyryn matalapainetason muuttuessa.

Taulukko 14. Nuohoushöyry- (NH), välipaine- (MP) ja matalapaineputkiston (LP) koko ja paino.

	Paine	Pituus	Halkaisija	Seinämän paksuus	Siirtoputkiston paino (25 %)	Koko putkiston paino
	p [bar](abs)	l [m]	DN [mm]	s [mm]	m [kg]	m [kg]
NH	28	100	150	20	7351	-
MP	14	700	400	13	89196	-
LP	3	700	1300	13	289887	-
		700	150	9	23157	409591
	4	700	1200	13	267588	-
		700	150	9	23157	387292
	5	700	1100	13	245289	-
		700	150	9	23157	364993
	6	700	1000	13	222990	-
		700	150	9	23157	338835

Matalapainehöyryn paineiden mukaan lasketut putkistoinvestoinnit on esitetty taulukossa 15. Investointikustannukset pienenevät matalapainetason kohotessa noin 566 000 €/bar. Taulukossa on myös esitetty investoinnin muutos lähtötasoon (3 bar) verrattuna. Kuten taulukosta 15 nähdään, 6 bar matalapainetasolla putkiston investointikustannukset ovat noin 1.7 miljoonaa euroa pienemmät kuin 3 bar matalapainetasolla.

Taulukko 15. Putkiston investointikustannus

Paine	Kokonais-paino	Materiaali hinta	Kokonais-hinta	Investoinnin muutos (3 bar)
[bar] (abs)	[kg]	[€/kg]	[1000 €]	[1000 €]
3	409 591	6	9 830	-
4	387 292	6	9 295	- 540
5	364 993	6	8 760	-1 070
6	338 835	6	8 132	-1 700

9.2 Haihduttamon investointikustannukset

Haihduttamon investointikustannusten määrittämiseksi laskettiin haihduttamon tarvitsema lämmönsiirtopinta-ala kullakin matalapainetasolla. Aiemmin tehtyjen talteenottolinjastojen uusimisprojektien kustannuslaskelmien avulla määritettiin haihduttamon investointikustannus haihdutuspinta-alaa kohden. Liitteessä VI on esitetty haihduttamon investointikustannusten määrittämiseksi tehtyjä laskelmia. Taulukoon 16 on koottu kappaleen 4.5 *Haihduttamon investointikustannus* mukaisten laskelmien tulokset sekä matalapainetason mukaiset haihduttamon kokonaisinvestoinnit ja investoinnin muutos (3 bar) perustasoon verrattuna. Taulukossa 16 esitetty kiehumapisteennousu (BPR) on laskettu taulukkoarvoihin perustuen, haihdutinvaiheessa olevan lipeän kuiva-ainepitoisuuden mukaan. (Gullichsen, Fogelholm 1999, B21) Taulukon 16 tulosten perusteella voidaan todeta haihduttamon investointikustannusten muuttuvan noin 3 266 000 €/bar matalapainehöyryn paineen muuttuessa. Taulukon arvot 4 bar höyryn paineessa vastaavat käytössä olevan haihduttimen arvoja.

Taulukko 16. Höyrynpaineen mukaiset haihduttimen toiminta-arvot ja investoinnit.

Paine	[bar](abs)	3	4	5	6
BPR	[°C]	21			
Poistuvan höyryn lämpötila	[°C]	55			
Tehollinen lämpötilaero	[°C]	35.0	45.0	53.3	60.3
Vaiheen tehollinen lämpötilaero	[°C]	5.0	6.4	7.6	8.6
Pinta-ala	[m ²]	75 273	58 420	49 403	43 668
Neliöhinta	[€/m ²]	419	500	562	613
Kokonais-investointi	[1000 €]	31 500	29 200	27 800	26 800
Investoinnin muutos	[1000 €]	-	-2 300	-3 700	-4 700

9.3 Kuivauskoneen investointikustannukset

Kuivauskoneen investointikustannukset on laskettu telaston hintaan perustuen. Telaston hinta on arvioitu olevan 50 % koko kuivauskoneen hinnasta. Telaston hinta määritettiin viimeisimpien kuivauskoneen uusimisprojektien mukaan. Telaston investoinniksi arvioitiin 4 miljoonaa euroa höyryn paineen ollessa 4 bar (abs). Kuivauskoneen puristin osan investointien oletettiin pysyvän samana (4 milj. €) painetason muutoksesta huolimatta. Telaston pinta-ala on laskettu, viimeaikasimpien kuivauskoneiden uusimisprojektien tietojen avulla, höyrynpaineen mukaiseen haihdutuskapasiteetin muutokseen perustuen. Taulukossa 17 on esitetty kuivauskoneen investointikustannukset matalapainetason suhteen. Taulukossa esitetty pinta-ala -% kuvaa pinta-alan muutosta vertailutasoon (100%) nähden. Vertailutasona pidettiin käytössä olevan kuivauskoneen uusimisprojektin tietoja 4.7 bar paineessa. Pinta-alan ja haihdutuskapasiteetin oletettiin muuttuvan samassa suhteessa. Investoinnin muutosta verrataan 4 bar (abs) lähtötasoon, joka on määritelty tehtyjen talteenottolinjastojen ja kuivauskoneen uusimisprojektien tietojen perusteella. Tätä pidettiin investointien vertailutasona.

Taulukko 17. Kuivauskoneen investointikustannukset matalapainetason mukaan.

Paine	Pinta-alan muutos	Investoinnin muutos	Telaston investointi	Kuivurin Kokonais- investointi	Kokonais- investoinnin muutos
[bar] (abs)	[-%]	[-%]	[1000 €]	[1000 €]	[1000 €]
3	113	104	41 762	81 760	1 760
4	105	100	40 000	80 000	0
5	98	96	38 470	78 470	-1 530
6	92	93	37 110	77 110	-2 890

9.4 Kokonaisinvestoinnit

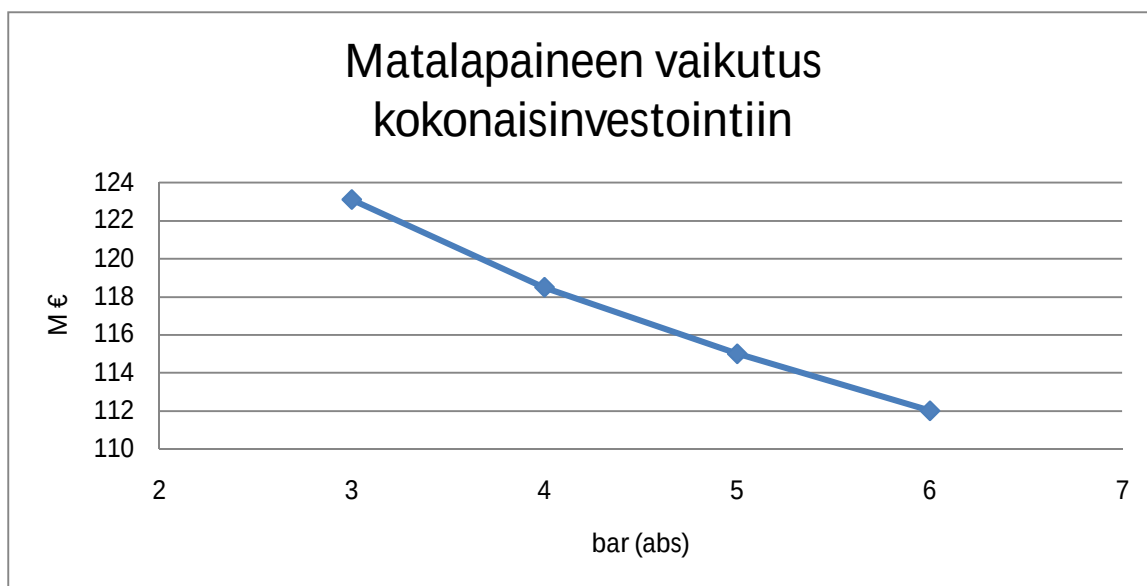
Edellä esitettyjen investointilaskelmien perusteella on laskettu laitoksen kokonaisinvestointiarvio matalapainehöyryn paineen suhteen. Investoinnin vuosittainen lyhennys on laskettu annuiteettimenetelmällä. Investoinnin takaisinmaksuaikana on käytetty 10 vuotta ja korkona 12 %, jotka ovat tyypillisiä arvoja laitteistoinvestoinneille.

Taulukossa 18 on esitetty edellä esitettyjen investointien perusteella lasketut kokonaisinvestointikustannukset sekä investoinnin vuosittainen lyhennys.

Taulukko 18. Painetasomuutoksen kokonaisinvestointikustannukset.

LP	[bar] (yp)	3	4	5	6
Putkisto	[1000 €]	9 830	9 300	8 760	8 130
Haihdutin	[1000 €]	31 520	29 210	27 780	26 770
Kuivauskone	[1000 €]	81 760	80 000	78 470	77 110
YHT.	[1000 €]	123 110	118 510	115 000	112 010
Korko	12 %				
Maksuaika [a]	10				
Lyhennys	[1000 €/a]	-21 790	-20 970	-20 350	-19 820

Kuvassa 26 on esitetty höyryn matalapainetason vaikutus laskettuihin kokonaisinvestointeihin.



Kuva 26. Matalapainetason vaikutus kokonaisinvestointeihin.

10 MATALAPAINETASON OPTIMAALINEN PAINE

Työssä laskettujen sähkön myyntitulojen ja investointien vuosilyhennysten avulla tapauksille laskettiin matalapainetason mukaiset nettotulot vuodessa. Matalapainetasojen mukaiset sähkön myyntitulot on esitetty aiemmin kappaleen 8.2 taulukossa 11 ja kokonaisinvestointikustannukset kappaleen 9.4 taulukossa 18. Taulukossa 19 on esitetty tapausten matalapainetason mukaiset investointien vuosilyhennykset sekä vuotuiset nettotulot. Liitteessä II esitettyyn taulukkoon on koottu laskentatapausten matalapainetason mukaiset investointikustannukset, vuotuiset sähkön myyntitulot, sekä vuotuiset nettotulot.

Taulukko 19. Matalapainehöyryn paineen mukaiset vuotuiset nettotulot.

Matalapainehöyryn paine [bar] (abs)	3	4	5	6
Investoinnin vuosilyhennys [1000 €/a]	-21 790	-20 970	-20 350	-19 820
	Nettotulot [1000 €/a]			
Perinteinen sellutehdas	-4 764	-5 286	-5 582	-5 890
Perinteinen sellutehdas + KK	9 291	8 874	8 501	8 265
Perinteinen sellutehdas +HPK	-20 898	-21 566	-22 133	-22 505
Perinteinen sellutehdas +HPK + KK	-6 733	-7 456	-8 086	-8 518
Moderni sellutehdas	-2 658	-2 934	-3 204	-3 358
Moderni sellutehdas + KK	11 642	11 283	10 951	10 727
Moderni sellutehdas + HPK	-19 225	-19 705	-20 247	-20 601
Moderni sellutehdas + HPK + KK	-4 805	-5 512	-6 125	-6 532

Taulukon tuloksien perusteella voidaan havaita painetason muutoksesta aiheutuvien investointien olevan niin suuria, että investointi on tappiollinen ensimmäisinä pitovuosina. Mikäli painetason muutoksen yhteydessä ei kuitenkaan uusita kuivurin puristin osaa, pienentyvät investointikustannukset 40 miljoonaa euroa. Tällöin tapausten vuotuiset nettotulot ovat taulukon 20 mukaiset. Tässä tapauksessa investointi on tappiollinen vain tehtaissa, joissa käytetään hienopaperikonetta, mutta ei kuorikattilaa. Tuloksista nähdään, että perinteisellä sellutehdas-hienopaperikoneintegraatissa, jossa on kuorikattila matalapainetason alentaminen on kannattavaa vain jos painetaso lasketaan alle 3 bar (abs).

Taulukko 20. Tehtaiden nettotulot ilman kuivurin puristin osan uusimista.

Matalapainehöyryn paine [bar] (abs)	3	4	5	6
Investointikustannukset	-14 710	-13 890	-13 280	-12 740
	Nettotulot [1000 €/a]			
Perinteinen sellutehdas	2 316	1 793	1 497	1 190
Perinteinen sellutehdas + KK	16 370	15 953	15 580	15 345
Perinteinen sellutehdas +HPK	-13 819	-14 487	-15 054	-15 425
Perinteinen sellutehdas +HPK + KK	346	-377	-1 007	-1 438
Moderni sellutehdas	4 421	4 146	3 876	3 721
Moderni sellutehdas + KK	18 722	18 362	18 030	17 806
Moderni sellutehdas + HPK	-12 146	-12 626	-13 168	-13 522
Moderni sellutehdas + HPK + KK	2 274	1 568	955	547

Saatujen nettotulojen perusteella voidaan todeta tapausten taloudellisesti optimaaliset matalapainehöyryn paineet. Optimaaliset matalapainehöyryn paineet on esitetty taulukossa 21. Taulukosta nähdään optimaalisten paineiden olevan tarkasteluvälin alhaisimmat (3 bar) kaikissa tapauksissa. Laskennassa huomattiin kuitenkin optimaalisen paineen olevan joissakin tapauksissa korkeampi mikäli painetason muutoksesta aiheutuva kuivauskoneen investointi pienentyy merkittävästi. Kuivauskoneen investointikustannus on tarkastelluista kohteissa suurin ja siksi merkittävä.

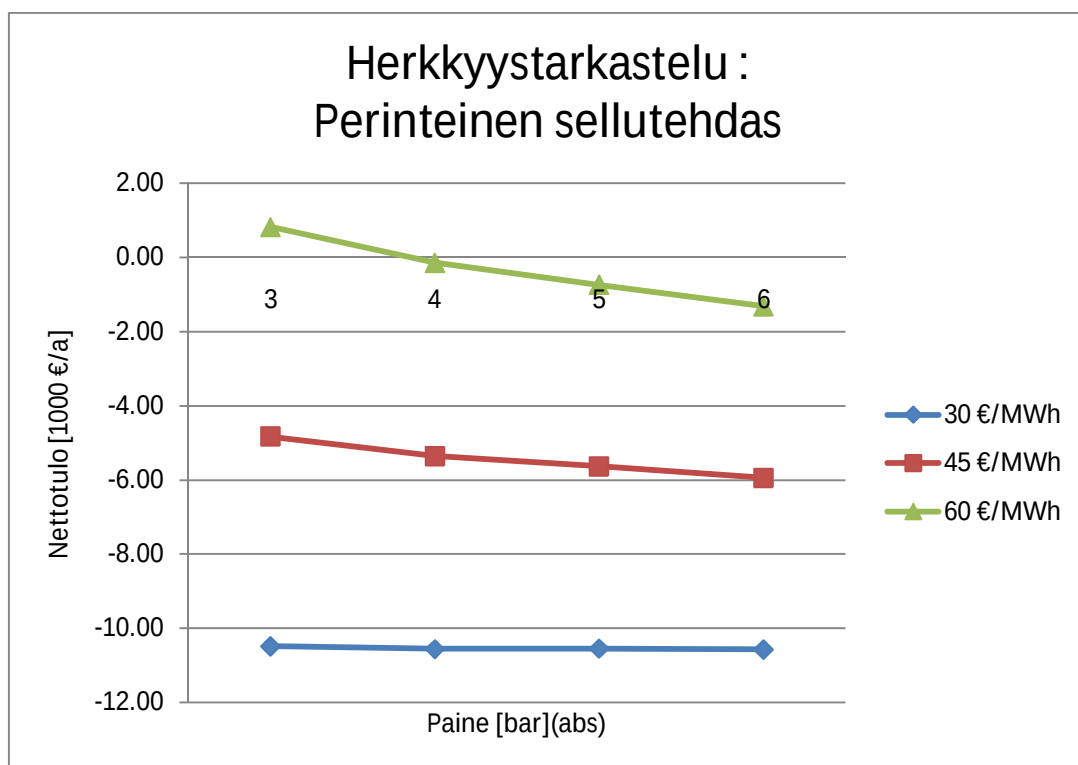
Taulukko 21. Matalapainehöyryn taloudellisesti optimaalisimmat paineet.

Tapaus	[bar](abs)
Perinteinen ST	3
Perinteinen ST + KK	3
Perinteinen ST + HPK	3
Perinteinen ST + KK+ HPK	3
Moderni ST	3
Moderni ST + KK	3
Moderni ST + HPK	3
Moderni ST + KK + HPK	3

11 HERKKYYSTARKASTELU

Työssä tehtiin suuntaa antava herkkyystarkastelu sähkön hinnan vaikutuksesta matalapainehöyryn optimaalisiin paineisiin. Sähkön hinnan vaikutusta tarkasteltiin sen ollessa 30 €/MWh, 45 €/MWh ja 60 €/MWh. Alustava tarkastelu tehtiin perinteisen sellutehtaan, perinteisen sellutehtaan, jossa kuorikattilan sekä perinteisen sellutehdas-hienopaperikoneintegraatin, jossa kuorikattila mukaisille tapauksille. Matalapainehöyryn optimaalinen paine oli kaikilla sähkön hinnoilla, kaikissa tarkastelluissa tapauksissa, 3 bar. Mikäli investointikustannukset muuttuvat voi herkkyystarkastelukin kuitenkin antaa erilaiset tulokset.

Kuvassa 27 on esitetty sähkönhinnan muutoksen vaikutus tehtaan nettotuloihin perinteisellä sellutehtaalla. Kuvasta nähdään painetason valinnalla olevan suurin merkitys tehtaan taloudelle kun sähkön hinta on korkea. Sähkön hinnan ollessa 60 €/MWh voidaan muuttamalla matalapainetaso 6 bar:sta 3 bar:iin aikaansaada yli 2 miljoonaa euroa suuremmat tulot. Kuvasta 27 nähdään myös tehtaan kannattavuuden lisääntyvän merkittävästi sähkön hinnan noustessa, koska sähkön myynnistä saatavat tulot kasvavat.



Kuva 27. Sähkön hinnan vaikutus perinteisen sellutehtaan sähkön myyntiin.

12 RINNAKKAISTEN HÖYRYLINJOJEN RAKENTAMINEN

Työssä tarkasteltiin toisen matala- ja välipainelinjaston rakentamisen kannattavuutta perinteiselle sellutehtaalle, jossa käytössä on kuorikattila. Laskennassa käytetyt arvot on esitelty kappaleissa 5.4 ja 5.5. Seuraavissa kappaleissa on esitetty taselaskennan tulokset matala- ja välipainehöyryvirtojen korvaamisesta matalampi paineisella höyryllä, sekä uusien linjastojen investointiarviot.

12.1 Toisen matalapainelinjan rakentamisen kannattavuus

Toisen matalapainelinjan rakentamisen kannattavuutta tarkasteltiin muodostamalla tase perinteiselle sellutehtaalle, jossa käytetään kuorikattilaa. Tehtaalla käytettävä 5 bar (abs) matalapainehöyryvirta korvattiin osittain tai kokonaan 3.5 bar (abs) matalapainehöyryllä haihduttamalla, kuivurilla ja syöttöveden esilämmittimellä. Tapauksille muodostettiin investointiarviot, jossa kuivurille ja haihduttamolle oletettiin rakennettavan omat putkistot. Investointeja arvioitiin höyryn massavirran mukaan mitoitettavan putkiston osalta. Investointiarviossa ei ole otettu huomioon painetason muutoksesta aiheutuvia lisäinvestointeja haihduttamossa tai kuivauskoneessa. Lisäksi painetason muutoksesta syöttöveden esilämmittimellä arvoitiin aiheutuvan 2 500 000 €:n lisäinvestointi. Koska haihduttamo sijaitsee voimalaitoksen vieressä, sinne rakennettavan putkiston investointikustannukset ovat huomattavasti pienemmät kuin kuivauskoneelle rakennettavan. Tämän vuoksi matalampi paineisella höyryllä pyrittiin korvaamaan ensisijaisesti haihduttamon matalapainehöyryn tarve. Haihduttamolle rakennettavan siirtoputkiston pituudeksi määritettiin 100 metriä ja kuivauskoneelle 500 metriä. Siirtoputkistojen pituuden arviotiin olevan 25 % rakennettavan putkiston kokonaispituudesta. Investointiarvio on laskettu työssä aiemmin kuvatulla tavalla 12 % korolla ja 10 vuoden takaisin maksuajalla.

Taulukossa 22 on esitetty taselaskennan tuloksena saadut tehtaan vuosittaiset sähkön myyntitulot sekä toisen matalapainelinjan rakentamisesta aiheutuvat investointikustannukset. Taulukon 22 ensimmäisessä tapauksessa matalampi paineisella

3.5 bar (abs) höyryllä on korvattu vain osittain haihduttamon höyryvirta ja tapauksessa 2 kokonaan. Tapauksissa 3 ja 4 on korvattu vastaavalla tavalla kuivurin höyryvirta. Koska tapauksen 3 investointeihin kuuluu myös kuivauskoneelle rakennettava höyryputkisto, jäävät tehtaan vuotuiset nettotulot tappiollisiksi. Tapauksessa 5 alemmalla 3.5 bar (abs) matalapainehöyryllä on korvattu haihduttamon, kuivauskoneen sekä syöttöveden esilämmittimen matalapainehöyryn tarve. Taulukosta nähdään, että haihduttamolle rakennettavan 3 bar (abs) matalapainelinjan rakentaminen tulee kannattavaksi höyryvirran ylittäessä 10 kg/s. Myös kuivauskoneelle rakennettavan oman matalapainehöyrylinjan rakentaminen on kannattavaa kun turbiinilta otettavan 3 bar (abs) kokonais matalapainehöyryvirta on suurempi kuin 37 kg/s.

Taulukko 22. Toisen matalapainelinjan rakentamisen kannattavuus.

	Höyryn massavirta [kg/s]		Sähkön myyntitulo	Investointi- kustannus	Investoinnin vuosilyhennys [1000 €/a]	Nettotulo	Nettotulon muutos
	LP 3.5 bar	LP 5 bar					
Perinteinen ST + KK	0	50	28 860	0	-0	28 860	-
1.	10	41	28 940	420	-74	28 860	0
2.	20	34	29 050	535	-94	28 950	90
3.	27	24	29 330	2 637	-466	28 830	-30
4.	37	13	29 560	3 402	-602	28 960	100
5.	50	0	29 780	5 902	-1 044	28 730	-130

Laskennan tuloksista voidaan päätellä, että korvaamalla haihduttamon matalapainehöyryn tarve 3.5 bar (abs) höyryllä voidaan saada 90 000 € suuremmat sähkön myyntitulot vuodessa. Mikäli lisäksi kuivurin höyryvirta korvataan matalampi paineisellä höyryllä sähkön myyntitulot ovat noin 100 000 € suuremmat vuodessa kuin lähtötilanteessa. Kuivurille rakennettavan putkilinjan investointikustannukset voivat kuitenkin olla huomattavasti laskettua pienemmät, jolloin investointi on kannattavampi. Tuloksista voidaankin päätellä, että toisen matalapainehöyrylinjan rakentaminen on kannattavaa ensisijaisesti haihduttamolle. Myös kuivurin lisääminen uuteen matalapainehöyryverkkoon tuo vain vähäisen lisäyksen sähkön myyntituloihin. Rinnakkaisen matalapainelinjan rakentaminen kannattanee parhaiten turbiinin, haihduttamon, kuivauskoneen tai syöttöveden esilämmittimen uusimisien yhteydessä. Tällöin painetason muutoksesta aiheutuvat investoinnit voidaan minimoida. Taulukon 22 tuloksista nähdään, että

syöttöveden esilämmittäminen matalampi paineisella höyryllä ei ole kannattavaa suuresta investointikustannuksesta johtuen.

12.2 Toisen välipainelinjan rakentamisen kannattavuus

Työssä selvitettiin kuinka suuri välipainehöyryvirran on oltava keittimelle, jotta oman höyrylinjan rakentaminen alemmalla painetasolla tulee kannattavaksi. Tarkastelussa keittimen 13 bar (abs) välipainehöyry korvattiin 9 bar (abs) välipainehöyryllä. Laskennassa käytetyt arvot esiteltiin aiemmin kappaleessa 5.5. Taulukossa 23 on esitetty laskennan tulokset putkiston mitoituksista, sekä investointiarviot. Investointiarvioissa on huomioitu putkiston investointikustannukset sekä välioton rakentamisesta johtuva 200 000 € lisäinvestointi turbiinilla.

Taulukko 23. Välipaineputkiston investointikustannukset.

Massavirta (9 bar)	Halkaisija	Seinämän paksuus	Paino	Putkiston hintaa	Kokonais- kustannus	Lyhennys vuodessa
[kg/s]	[mm]	[mm]	[kg]	[€]	[€]	[€]
0	0	0.0	0	0	0	0
1	100	1.7	3 283	20 000	-220 000	-39 000
2	140	2.4	6 566	40 000	-240 000	-42 000
3	170	2.9	9 850	59 000	-259 000	-46 000
4	200	3.4	13 133	79 000	-279 000	-50 000
6	240	4.1	19 699	118 000	-318 000	-56 000
8	280	4.8	26 266	158 000	-358 000	-63 000
10	315	5.3	32 832	197 000	-397 000	-70 000

Taulukossa 24 on esitetty taselaskennan tulokset uuden välipainetason rakentamisen vaikutuksista sähkön myyntivoittoon ja nettotuloihin investionnin vuosilyhennyksen jälkeen. Tuloksista voidaan nähdä, että keittimen välipainetason muuttaminen 13 bar (abs):sta 9 bar (abs):aan on kannattavaa kun höyryvirta on suurempi kuin 4 kg/s. Muutettaessa keitin toimimaan kokonaan 9 bar (abs) välipainehöyryllä voidaan saada noin 60 000 € suuremmat sähkön myyntitulot vuodessa. Uuden turbiinivälioton rakennuskustannuksista johtuen rinnakkaisen välipainelinjan rakentaminen on

kannattavampaa mikäli myös haihduttamo voidaan muuttaa toimimaan matalammalla välipainehöyryn tasolla.

Taulukko 24. Välipaineputkiston investoinnin kannattavuus

Massavirta (9 bar)	Sähkön tuotanto	Sähkön kulutus	Sähköä myyntiin	Sähkön myyntivoitto	Sähkön myynnin muutos	Nettotulon muutos
[kg/s]	[MW]	[MW]	[MW]	[M€]	[€]	[€]
0	93.61	52.36	41.25	15.65	0	0
1	93.65	52.36	41.29	15.67	15 000	-24 000
2	93.69	52.37	41.32	15.68	27 000	-16 000
3	93.73	52.37	41.36	15.69	42 000	-4 000
4	93.77	52.37	41.40	15.71	57 000	8 000
6	93.85	52.38	41.47	15.73	83 000	27 000
8	93.91	52.40	41.51	15.75	99 000	35 000
10	93.99	52.40	41.59	15.78	129 000	59 000

13 JOHTOPÄÄTÖKSET

Työssä tarkasteltiin sellutehtaan höyrytasojen paineiden vaikutusta tehtaan sähköntuotantoon ja -kulutukseen sekä määritettiin matalapainehöyryn optimaaliset paineet suomalaisille sellutehdastyypeille. Sellutehdastyypeille muodostettiin energiataseet sekä laskettiin painetasojen muutosten mukaiset investointikustannusarviot.

Laskennan mukaan kaikilla sellutehdastyypeillä matalapainehöyryn paineeksi kannattaa valita alhaisin mahdollinen paine. Näin ollen uusilla tehtailla matalapainetasoksi on taloudellisesti kannattavinta valita laitteiston vaatimusten mukaisesti alhaisimmat paineet. Suurista investointikustannuksista johtuen matalapainetason alentaminen ei ole kannattavaa kaikissa jo rakennetuissa tehtaissa. Painetason muuttamisella voidaan lisätä tehtaan tuloja kuitenkin tehdastyypeissä, joissa käytetään kuorikattilaa, mutta ei hienopaperikonetta. Muissa tehdastyypeissä tehty investointi on tappiollinen ensimmäisinä pitovuosina. Mikäli painetason muuttamisen yhteydessä ei kuitenkaan uusita kuivurin puristin osaa, on investointi kannattava. Tällöin painetason muuttamisesta aiheutuvat investointikustannukset ovat merkittävästi pienemmät. Näin ollen matalapainetason alentaminen aiheuttaa tehtaalle tappiota ensimmäisinä pitovuosina vain sellaisissa sellutehdas-hienopaperikoneintegraateissa, joissa ei ole kuorikattilaa. Matalapainetason alentaminen on todennäköisesti kannattavaa kaikilla sellutehdastyypeillä mikäli se tehdään turbiinin tai suurimpien höyryn kuluttajien uusimisen yhteydessä. Tällöin ylimääräisiä investointeja ei merkittävästi synny.

Matalapainetason alentamisen lisäksi sähköön myyntituloja voidaan lisätä tekemällä toinen turbiiniin väliotto alhaisemmalla matalapainetasolla ja rakentamalla oma matalapainelinja suurimmille matalapainehöyryn kuluttajille. Laskelmien mukaan oman matalapainelinjan rakentaminen on kuitenkin kannattavaa ensisijaisesti vain lipeähaihduttamolle, sillä linjaston investointikustannukset ovat tällöin pienimmät. Putkiston suurien investointikustannusten vuoksi oma matalapaineputkisto kannattanee rakentaa kuivauskoneelle ainakin laajempien talteenottolinjastojen uusimisen yhteydessä. Oma matalapainehöyrylinja kannattanee rakentaa myös syöttöveden esilämmittimelle ainakin

esilämmittimen uusimisen yhteydessä. Muussa tapauksessa oman matalapainelinjan rakentamisesta syöttövedenesilämmittimelle aiheutuu liian suuret muutostkustannukset.

Laskennan perusteella myös välipainetason alentamisella voidaan lisätä tehtaan sähkönmyyntituloja. Välipainetason alentamisesta aiheutuvat investointikustannukset ovat huomattavan pieniä. Mikäli välipainehöyryn painetta nostetaan keittimelle höyryjektorilla tai vaiheiden välissä käytetään boosteripumppua, voidaan tehtaalla käyttää huomattavasti matalampaa välipainehöyrytasoa. Joissakin tapauksissa välipainehöyryä voidaan ottaa keittimelle ja haihduttamolle myös reduktioventtiilin kautta korkeammasta paineesta. Työssä tehtyjen laskelmien perusteella myös rinnakkaisen välipainelinjaston rakentaminen alemmalla painetasolla on kannattavaa. Oman välipainelinjaston rakentaminen on kannattavaa ainakin keittimelle.

Työssä lasketun suuntaa antavan herkkyytstarkastelun mukaan sähkön myyntitulojen kasvu painetasoa muutettaessa on voimakkaampi kun sähkön markkinahinta on korkea. Työssä tehdyt laskelmat on laskettu Nord Pool Spot -sähköpörssin kesäkuun 2010 hinnan mukaan. Sähkön hinta on kuitenkin jo tämän jälkeen noussut, ja painetason muutoksista saatava hyöty on suurempi.

Työssä tehdyissä investointilaskelmissa huomioitiin vain putkiston, haihduttamon ja kuivurin investointikustannukset. Tämän vuoksi lisätutkimus painetason alentamisen vaikutuksista kaikkiin prosesseihin ja tarkempien investointilaskelmien tekeminen on tarpeellista. Lisäksi on tarpeellista selvittää höyrytasojen alentamisen vaikutus tehtaan muihin lämmönsiirtimiin, lauhduttimiin ja esilämmittimiin. Alhaisimpien mahdollisten höyrytasojen määrittämiseksi tulisi myös selvittää prosessien ja laitteiden tarvitsemat höyryn vähimmäispaineet.

14 YHTEENVETO

Metsäteollisuus on eräs suurimmista energian kuluttajista Suomessa. Suuren kulutuksen vuoksi tehtaiden energiatehokkuudella ja energian hinnalla on merkittävä vaikutus tehtaiden talouteen. Voimalaitospolttoaineiden hinnat ovat yli kaksinkertaistuneet viimeisen 15 vuoden aikana ja sähkön hinta on yli nelinkertaistunut Suomessa viimeisen 10 vuoden aikana. Polttoaineiden ja sähkön hinnan noususta sekä sellun hinnan laskusta ja taloudellisesta taantumasta johtuen suomalaiset tehtaot ovat joutuneet tekemään mittavia säästöjä, ja tehtaota on jouduttu lakkauttamaan. Tulevaisuudessa energian tuotanto voi olla vielä tärkeämmässä roolissa tehtaiden kilpailukyvyn kannalta, mikäli selluteollisuus ei kuulu päästövapaisiin aloihin. Tehtaiden suuren energiankulutuksen vuoksi sähkön tuotannon lisääminen ja energiatehokkuuden parantaminen ovat tehokkaita keinoja tehtaiden kilpailukyvyn parantamiseksi. Viime vuosikymmeninä tehtaiden energiatehokkuus on parantunut merkittävästi muun muassa keittovaiheen energian kulutuksen pienenemisen, kuivauksen tehostumisen, lipeähaihduksen vaiheluvun lisääntymisen sekä jätelämmön talteenoton kehittymisen myötä. (Kivistö 2010, 1–3) Tehtaiden sähkön tuotanto on myös lisääntynyt kattiloiden kehittymisen myötä tuorehöyryn paineiden noustua.

Eräs keino tehtaan sähkön tuotannon lisäämiseksi on höyrytasojen paineiden alentaminen tehtaiden tuotantoprosesseissa. Tällöin höyry voidaan paisuttaa turbiinissa matalampaan paineeseen ja lisätä näin sähkön tuotantoa. Alhaisemmat höyryn paineet kuitenkin lisäävät tehtaan investointikustannuksia putkistojen ja lämmönsiirtopintojen kokojen kasvaessa. Alan kirjallisuudessa ja tutkielmissa ei ole yleisohjetta paineen alentamisen vaikutuksista sellutehtaan talouteen ja sähkön tuotantoon. Tämän diplomityön tavoitteena on määritellä tyypillisille, Suomeen sopiville, sellutehdastyypeille optimaaliset matalapainehöyryn paineet sekä tutkia höyrytasojen paineiden alentamisen vaikutusta tehtaan energiantuotantoon. Työssä tarkastellaan välipainehöyryn ja nuohoushöyryn paineiden alentamisen vaikutusta sellutehtaan sähkön tuotantoon. Lisäksi työssä tutkitaan sähkön tuotannon lisäämismahdollisuuksia korvaamalla joissakin tuotantoprosesseissa matala- tai välipainehöyry matalampi paineisella höyryllä ja rakentamalla turbiinilta oma höyrylinja prosessille.

Tässä työssä erilaisille Suomeen sopiville tehdastyypeille muodostettiin energiataseet, joiden avulla määritettiin tehtaiden energian tuotanto ja kulutus eri matala- ja välipainetasoilla. Lisäksi työssä laskettiin matalapainetasojen mukaiset investointiarviot. Energiataseiden ja investointiarvioiden avulla tehdastyypeille määritettiin optimaaliset matalapainehöyryn paineet. Tasetarkastelun ja investointikustannusarvioiden avulla tutkittiin myös lipeähaihduttamolle, kuivauskoneelle ja syöttöveden esilämmittimelle rakennettavan oman matalapainelinjaston kannattavuutta sekä oman välipainelinjaston rakentamisen kannattavuutta keittimelle ja haihduttamolle. Työn taselaskennat suoritettiin Lappeenrannan teknillisen yliopiston Millflow-laskentasovelluksella. Investointiarvioiden laskemisessa hyödynnettiin tietoja viimeisimmistä talteenottolinjastojen ja kuivauskoneiden uusimisprojekteista.

Laskennan tulosten mukaan sellutehtaiden matalapainetason optimaalinen höyrynpaine on kaikilla tehdastyypeillä vertailtujen arvojen alhaisin. Näin ollen sellutehtaan matalapainetaso on kannattavaa valita prosessien ja laitteiston vaatimusten mukaan alhaisimmaksi mahdolliseksi. Laskentatulosten mukaan matalapainetason alentaminen on kannattavaa tehdä vanhoilla tehtailla vain tehdastyypeillä, joissa käytetään kuorikattilaa mutta ei hienopaperikonetta. Mikäli kuitenkin paineen alentaminen voidaan tehdä ilman kuivauskoneen uuden puristinosan investointia, on se kannattavaa myös muilla tehdastyypeillä. Tehtaan sähkön tuotannon lisääminen on kannattavaa myös rakennettaessa turbiinilta oma matalapainelinjasto alhaisemmalla paineella haihduttamolle. Lisäämällä myös kuivauskone tähän painelinjastoon saadaan aikaan vain vähäinen taloudellinen hyöty. Laskentatulosten mukaan höyryn paineen alentaminen ja oman höyrylinjaston rakentaminen syöttöveden esilämmittimelle ei ole kannattavaa painetason muutoksesta aiheutuvien esilämmittimen investointikustannuksien suuruudesta johtuen. Paineen muuttaminen syöttöveden esilämmittimellä voi kuitenkin olla kannattava esilämmittimen uusimisen yhteydessä. Työn laskennassa ei otettu kantaa välipainehöyryn paineen muuttumisen vaikutuksiin tehtaan investointikustannuksissa. Välipainehöyryn ja nuohoushöyryn paineen alentamisella voidaan kuitenkin aikaansaada mittavia säästöjä. Välipaineputkiston ja nuohoushöyrysuuttimien investointien oletettiin olevan verrattain pieniä saavutettuun hyötyyn verrattuna. Tehtyjen investointikustannusarvioiden mukaan uuden välipainelinjaston rakentaminen alhaisemmalla painetasolla tulee kannattavaksi jo varsin pienellä höyrynvirralla, ainakin lipeähaihduttamolle tai keittimelle.

Tulosten perusteella sekä matala että välipainetasot kannattaa valita laitteiston mukaan alhaisimmiksi mahdollisiksi. Haihduttamo ja keitin ovat suurimmat välipainehöyryn kuluttajat. Välipainetaso voidaan valita jopa keittimen ja haihduttamon vaatimaa painetasoa alhaisemmiksi mikäli paineen nostamiseksi kyseisille prosesseille voidaan käyttää höyryejektoria. Näin voidaan aikaan saada suuria säästöjä. Keittimen painetasovaatimusta voidaan myös hiukan alentaa käyttämällä boosteripumppua vaiheiden välillä.

Työssä tehdyn suuntaa antavan herkkyystarkastelun mukaan paineen alentamisella aikaansaatu sähkön myyntitulojen kasvu on voimakkaampi kun sähkön markkinahinta on korkea. Sähkön hinta on noussut Suomessa diplomityön laskelmien tekemisen jälkeen. Sähkön hinnan noustua painetason muuttaminen on tullut kannattavammiksi kaikilla sellutehdastyypeillä.

Työssä tehdyt investointiarviot on tehty vain putkiston, haihduttamon ja kuivauskoneen osalta. Tämän vuoksi tarkemman lisätutkimuksen tekeminen höyryn painetasojen vaikutuksesta tehtaan prosessien investointikustannuksiin on tarpeellinen. Lisäksi on tarpeellista selvittää painetasojen muutoksen vaikutukset sellutehtaan muihin lämmönsiirtimiin, lauhduttimiin ja esilämmittämiin sekä selvittää laitteiston asettamat vaatimukset höyryn vähimmäispaineille.

LÄHTEET

Auvinen Janne 02.04.2004. Paperitehtaan lämpöenergian hallinta. Diplomityö. Hamina. Lappeenrannan teknillinen yliopisto. Energia- ja ympäristötekniikan osasto.

Backman Jari et al. 2006. Kaasudynamiikka (BH40A1100)- kurssin luentomoniste. Lappeenrannan teknillinen yliopisto, Energia- ja ympäristötekniikan osasto, Virtaustekniikan laboratorio.

Cymic boilers-esite. [www-tuotedokumentti]. Metso. [Viitattu: 18.06.2010]. Saatavissa: [http://www.metso.com/energy/boiler_prod.nsf/WebWID/WTB-090517-22575-9DCEB/\\$File/CYMIC.pdf](http://www.metso.com/energy/boiler_prod.nsf/WebWID/WTB-090517-22575-9DCEB/$File/CYMIC.pdf)

Energian hinnat A [verkkojulkaisu]. ISSN=1799-7984. 1. vuosineljännes 2011, Liitekuvio 4. Voimalaitospolttoaineiden hinnat sähköntuotannossa . Helsinki: Tilastokeskus [viitattu: 18.7.2011]. Saatavissa: http://tilastokeskus.fi/til/ehi/2011/01/ehi_2011_01_2011-06-22_kuv_004_fi.html

Energian hinnat B [verkkojulkaisu]. ISSN=1799-7984. 1. vuosineljännes 2011, Liitekuvio 6. Nord Pool Spot -sähköpörssin kuukausikeskiarvot . Helsinki: Tilastokeskus [viitattu: 18.7.2011]. Saatavissa: http://tilastokeskus.fi/til/ehi/2011/01/ehi_2011_01_2011-06-22_kuv_006_fi.html.

Gullichsen Johan, Fogelholm Carl-Johan. 1999. Papermaking science and Technology, Book 6 A-B, Chemical Pulping. ISBN 952-5216-00-4

Hsieh, J.S., Wang, T. 2005 [Tappi- verkkojulkaisu] On the Relationship Between Pulping Temperature and Kraft Pulp Kappa Uniformity at the Single Fiber Level, 2005 Engineering, Pulping & Environmental Conference. [Viitattu: 29.07.2010]. Saatavissa: <http://www.tappi.org/Bookstore/Technical-Papers/Conference-Papers/2005/05EPE>

Huhtinen Markku et al. 2008. Voimalaitostekniikka. Opetushallitus. ISBN 978-952-13-3476-4.

Huhtinen et al. 2000. Höyrykattilatekniikka. Helsinki. ISBN 951-37-3360-2

Kiiskilä Erkki, Esko Mattelmäki. 1992. Ahlstrom recovery processes- esite.

Kivistö Aija. 2010. 3. Energian kulutus ja hankinta. BH61A0500 Puunjalostusteollisuuden energiatalous- kurssin luentomateriaali. Lappeenrannan teknillinen yliopisto, Energiatekniikan osasto.

Kivistö Aija. 2008. 2. Sulfaattisellun valmistus. BH61A0500 Puunjalostusteollisuuden energiatalous- kurssin luentomateriaali. Lappeenrannan teknillinen yliopisto, Energiatekniikan osasto.

KnowPulp 6.0. [www-oppimisympäristö]. Päivitetty 12/2007. [Viitattu: 25.08.2010]
Saataavissa: <http://kansi.cc.lut.fi/knowpulp/suomi/kps/ui/instructions/participants/ui.htm>

Kuvio 10. [Tilastokeskuksen www-sivuilla]. Päivitetty 24.3.2010, [Viitattu: 31.05.2010].
Saataavissa: http://tilastokeskus.fi/til/ehkh/2009/04/ehkh_2009_04_2010-03-24_kuv_010.html

Larjola Jaakko 25.10. 2002. Turbokoneet, suunnittelun ja laskennan perusteet. Osa 1. Lappeenrannan teknillinen yliopisto.

Low Nox Retrofit. [Andritzin www-sivuilla]. 2010 [Viitattu: 18.06.2010]. Saataavissa:
<http://www.andritz.com/ANONID341E2AD94B1C0F0C/ppp/ppp-processes/ppp-processes-chemical-recovery/ppp-processes-chemrec-recoveryboiler/ppp-chemicalrecovery-recbo-lownox.htm>

Liikevaihto. [Metsäteollisuuden tietopalvelu www-sivuilla]. Päivitetty: 21.06.2011.
[Viitattu: 18.07.2011] Saataavissa:
<http://www.metsateollisuus.fi/tilastopalvelu2/tilastokuviot/Talous/Forms/DispForm.aspx?ID=38&RootFolder=%2ftilastopalvelu2%2ftilastokuviot%2fTalous%2fJulkinen-FI&Source=http%3A%2F%2Fwww.metsateollisuus.fi%2Ftilastopalvelu2%2Ftilastokuviot%2FTalous%2FForms%2FAllItems.aspx>

Metsäteollisuus. [Metsäteollisuuden tietopalvelu www-sivuilla]. 11.10.2010.
[Viitattu: 13.06.2011]. Saataavissa:
http://www.metsateollisuus.fi/tilastopalvelu2/tilastokuviot/Energia/Julkinen-FI/d10Energia_023.ppt

Nieminen Markus. 2007. Energy utilisation in kraft pulp mills. Helsinki: Helsinki University of technology, Department of mechanical engineering.

Pöyry Oy. 02.11.2006. Gunns Bell Bay Pulp Mill General Presentation.

Sihvo Liisa (Toim.). 1969. Tekniikan käsikirja 4: Sähkötekniikka, Voimalaitos- ja lämpötekniikka. Jyväskylä: K.J Gummerus Osakeyhtiön Kirjapainossa.

Pipe and pipe sizing. [Spirax Sarcon www- sivuilla]. Päivitetty 2010,
[Viitattu: 15.06.2010] Saatavissa: <http://www.spiraxsarco.com/resources/steam-engineering-tutorials/steam-distribution/pipes-and-pipe-sizing.asp>

Suomen metsäteollisuus. [Metsäteollisuuden www-sivuilla]. Päivitetty 07.04.2011.
[Viitattu: 18.07.2011] Saatavissa:

<http://www.metsateollisuus.fi/tilastopalvelu2/tilastokuviot/Perustietoa/Forms/DispForm.aspx?ID=79&RootFolder=%2ftilastopalvelu2%2ftilastokuviot%2fPerustietoa%2fJulkinen%2dFI&Source=http%3A%2F%2Fwww%2Emetsateollisuus%2Efi%2Ftilastopalvelu2%2Ftilastokuviot%2FPerustietoa%2FForms%2FAllItems%2Easpx%3FRootFolder%3D%252Ftilastopalvelu2%252Ftilastokuviot%252FPerustietoa%252FJulkinen%252DFI>

Teir Sebastian 2003. Steam Boiler Technology. Espoo. ISBN: 951-22-6759-4

Suomen virallinen tilasto (SVT): Teollisuuden energiankäyttö [verkkojulkaisu].
ISSN=1798-775X. 2009. Helsinki: Tilastokeskus [viitattu: 18.7.2011].

Saatavissa: http://tilastokeskus.fi/til/tene/2009/tene_2009_2010-10-27_tie_001_fi.html.

Sähkönkulutus. [Metsäteollisuuden www-sivuilla]. Päivitetty 30.06.2011

[Viitattu: 18.07.2011]. Saatavissa:

<http://www.metsateollisuus.fi/tilastopalvelu2/tilastokuviot/Energia/Forms/DispForm.aspx?ID=20&RootFolder=%2ftilastopalvelu2%2ftilastokuviot%2fEnergia%2fJulkinen-FI&Source=http%3A%2F%2Fwww.metsateollisuus.fi%2Ftilastopalvelu2%2Ftilastokuviot%2FEnergia%2FForms%2FAllItems.aspx>

Tilastot. [Metsäteollisuuden www-sivuilla]. Päivitetty 19.05.2011

[Viitattu: 18.07.2011]. Saatavissa:

<http://www.metsateollisuus.fi/Infokortit/metsateollisuusnumeroina/Sivut/default.aspx?imported=True#>

Vakkilainen Esa. Esitelmä. 04.01.2007. Bell Bay Pulp Mill Recovery Presentation. Pöyry Oy.

- Vakkilainen Esa. 2008. Alternative fuels for lime kilns. Pöyry Forest Industry.
- Vakkilainen Esa. 26.05.2010. Keskustelu. Lappeenrannan teknillinen yliopisto.
- Vakkilainen Esa. 28.06.2010. Keskustelu. Lappeenrannan teknillinen yliopisto.
- Vakkilainen Esa. 14.07.2010. Keskustelu. Lappeenrannan teknillinen yliopisto.
- Vakkilainen Esa. 19.08.2010. Keskustelu. Lappeenrannan teknillinen yliopisto.
- Vakkilainen Esa. 09.06.2011 Keskustelu. Lappeenrannan teknillinen yliopisto.
- Virkola Nils-Erik. 1983. Puumassan valmistus II osa 1. Suomen Paperi-insinöörien Yhdistyksen oppi- ja käsikirja. ISBN 951-99117-3-1
- Voimalaitosopin perusteen (BH50A0200) – Kurssin laskuharjoitus 2. Syksy 2007. Lappeenrannan teknillinen yliopisto, Teknillinen tiedekunta, Energiatekniikan osasto.

Sähköpostikeskustelu sellutehdasprosessien painetasovaatimuksista.

From: peter.ryder@poyry.com
Sent: 16. helmikuuta 2011 16:45
To: Esa Vakkilainen
Subject: Re: minimum medium pressure level

Esa,

I am working in Canada at the moment with Pertti Winter who I shall ask his advice. I will get back to you with his opinion also.

During the gunns project we investigated this with Andritz and Kvaerner and we came up with the cooking plant minimum of about 9 bar.

regards

From: "Esa Vakkilainen" <Esa.Vakkilainen@lut.fi>
To: <peter.ryder@poyry.com>
Date: 16/02/2011 08:25 PM
Subject: minimum medium pressure level

Peter

Do you have any opinion on the minimum possible medium pressure level in pulp mill. We want to make it low so the electricity is maximized. But there are probably limitations in cooking and in bleaching. What are they?

Esa Vakkilainen
Professor - Sustainable energy systems
phone +358 - 40 - 357 8684
fax +358 - 5 - 621 6399
Lappeenranta University of Technology
Energy Technology
P.O. Box 20, FIN-53851 LAPPEENRANTA

Sähköpostikeskustelu sellutehdasprosessien painetasovaatimuksista.

From: Tuominen Kari [Kari.Tuominen@andritz.com]
Sent: 3. maaliskuuta 2011 9:34
To: Esa Vakkilainen; Tikka Petri
Cc: Heinola Marja
Subject: RE: sellutehtaan painetasot

Terve vielä Esa,

toinen mahdollisuus tuon happivaiheen painetasoasian ratkaisemiseksi on käyttää boosteripumppua reaktoreiden välillä. Tällöin paineeksi riittää 7 bar.

T: Kari

-----Original Message-----

From: Tuominen Kari
Sent: 01 March 2011 16:40
To: 'Esa Vakkilainen'; Tikka Petri
Cc: Heinola Marja
Subject: RE: sellutehtaan painetasot

Terve Esa,

keittämön tarvitsema painetaso on n. 7 bar (g) lehtipuulla ja 9 bar(g) havulla. Happivaihe on edelleen se, joka kuitulinjalla tarvitsee korkeimman paineen, 10-11 bar(g) riippuen vähän järjestelyistä. Tämä saattaa olla halvinta tehdä ejektorilla, jos lopputehdas pärjää pienemmällä ja saa siitä kovia säästöjä.

T: Kari

Sähköpostikeskustelu sellutehdasprosessien painetasovaatimuksista.

-----Original Message-----

From: Esa Vakkilainen [mailto:Esa.Vakkilainen@lut.fi]

Sent: 16 February 2011 11:21

To: Tikka Petri; Tuominen Kari

Cc: Heinola Marja

Subject: sellutehtaan painetasot

Tervehdys

Ohessa nykyinen versio projektista sellutehtaan painetasot. Tarkennamme vielä taloudellisia tarkasteluita.

Soodakattilayhdistyksen pyynnöstä lähestymme kysymyksillä

- mikä on keiton kannalta alin mahdollinen välipaine
- mikä on valkaisun kannalta alin mahdollinen välipaine

Vastauksia näihin ja muihinkin mahdollisiin kysymyksiin otamme vastaan mielellämme.

Esa Vakkilainen

Professor - Sustainable energy systems

phone +358 - 40 - 357 8684

fax +358 - 5 - 621 6399

Lappeenranta University of Technology

Energy Technology

P.O. Box 20, FIN-53851 LAPPEENRANTA

Matalapainetason mukaiset kannattavuuslaskelmat.

			Matalapainehöyryn paine [bar] (abs)			
			3	4	5	6
Investointi kustannukset	(10a, 12%)	[1000€/a]	-15540	-13890	-12880	-12130
Perinteinen ST	Sähkön myyntitulot	[1000€/a]	17025	15687	14772	13935
	Nettotulo	[1000€/a]	1 483	1 793	1 896	1 801
Perinteinen ST + kk	Sähkön myyntitulot	[1000€/a]	31080	29847	28855	28089
	Nettotulo	[1000€/a]	15538	15 953	15 979	15 956
Perinteinen ST + HPK	Sähkön myyntitulot	[1000€/a]	890	-593	-1779	-2681
	Nettotulo	[1000€/a]	-14 651	-14 487	-14 655	-14 814
Perinteinen ST + kk+ HPK	Sähkön myyntitulot	[1000€/a]	15055	13518	12268	11306
	Nettotulo	[1000€/a]	-487	-377	-608	-827
Moderni ST	Sähkön myyntitulot	[1000€/a]	19130	18040	17150	16466
	Nettotulo	[1000€/a]	3 589	4 146	4 274	4 332
Moderni ST + kk	Sähkön myyntitulot	[1000€/a]	33431	32256	31305	30551
	Nettotulo	[1000€/a]	17 889	18 362	18 429	18 417
Moderni ST + HPK	Sähkön myyntitulot	[1000€/a]	2564	1268	107	-777
	Nettotulo	[1000€/a]	-12 978	-12 626	-12 769	-12 910
Moderni ST + kk + HPK	Sähkön myyntitulot	[1000€/a]	16983	15461	14229	13292
	Nettotulo	[1000€/a]	1 442	1 568	1 353	1 158

Matalapainetason mukaiset kannattavuuslaskelmat tapauksessa, jossa kuivurin puristin osaa ei uusita painetason muutoksen yhteydessä.

			Matalapainehöyryn paine [bar] (abs)			
			3	4	5	6
Investointi kustannukset	(10a, 12%)	[1000€/a]	-14 710	-13 890	-13 280	-12 740
Perinteinen ST	sähkön myynti	[1000€/a]	17 025	15 687	14 772	13 935
	Nettotulo	[1000€/a]	2316	1793	1497	1190
Perinteinen ST + kk	sähkön myynti	[1000€/a]	16 370	15 953	15 580	15 345
	Nettotulo	[1000€/a]	16 370	15 953	15 580	15 345
Perinteinen ST + HPK	sähkön myynti	[1000€/a]	890	-593	-1 779	-2 680
	Nettotulo	[1000€/a]	-13 819	-14 487	-15 054	-15 425
Perinteinen ST + kk+ HPK	sähkön myynti	[1000€/a]	15 055	13 518	12 268	11 306
	Nettotulo	[1000€/a]	346	-377	-1007	-1438
Moderni ST	sähkön myynti	[1000€/a]	19 130	18 040	17 150	16 466
	Nettotulo	[1000€/a]	4421	4146	3876	3721
Moderni ST + kk	sähkön myynti	[1000€/a]	33 431	32 256	31 305	30 551
	Nettotulo	[1000€/a]	18 722	18 362	18 030	17 806
Moderni ST + HPK	sähkön myynti	[1000€/a]	2 564	1 268	106	-777
	Nettotulo	[1000€/a]	-12 146	-12 626	-13 168	-13 522
Moderni ST + kk + HPK	sähkön myynti	[1000€/a]	16 983	15 462	14 229	13 292
	Nettotulo	[1000€/a]	2274	1568	955	547

Rinnakkaisten välipaineputkistojen laskennan arvot ja tulokset.

Höyryn arvot:		
Paine	[bar](abs)	9
Lämpötila	[°C]	203
Tiheys	[kg/m ²]	4.3
Nopeus	[m/s]	30

Putkisto:							
Laskentajännitys 350 N/mm ²					Varmuuskertoimen 1.3		
Massavirta [kg/s]	Pituus [m]	Halkaisija [mm]	Seinämän paks. [mm]	Kokonaispaino [kg]	Putkist.hinta [€]	Kokonaiskust. [€]	Vuosi- lyhennys [€]
0	800	0	0.0	0	0	0	0
1	800	100	1.7	3308	19846	219846	-38 909
2	800	140	2.4	6566	39399	239399	-42 370
3	800	170	2.9	9739	58436	258436	-45 739
4	800	200	3.4	13231	79384	279384	-49 447
6	800	245	4.2	19850	119101	319101	-56 476
8	800	280	4.8	26195	157172	357172	-63 214
10	800	315	5.4	32948	197689	397689	-70 385

Sähkö:						
Massavirta	Tuotanto	Kulutus	Myyntiin	Sähkön myynti	Erotus	Muutos vertailutasoon
[kg/s]	[MW]	[MW]	[MW]	[M€]	[€]	[€]
0	93.6	52.36	41.25	15.65	0	0
1	93.7	52.36	41.29	15.67	15177	-23706
2	93.7	52.37	41.32	15.68	26560	-15810
3	93.7	52.37	41.36	15.69	41737	-4119
4	93.8	52.37	41.40	15.71	56914	7571
6	93.9	52.38	41.47	15.73	83474	27158
8	93.9	52.40	41.51	15.75	98651	35362
10	94.0	52.40	41.59	15.78	129006	58744

Tehtaiden vastaukset Suomen Soodakattilayhdistyksen kyselyyn käytettävistä painetasoista ja syistä tasojen valintaan.

Tehdas	Oy Metsä-Botnia Ab Rauman tehdas	
Käyttöönottovuosi (suurimmat muutokset)	Startti 1996. Siirtyminen ECF-valkaisuun 2007	
Painetasot	Paine bar (g)	Lämpötila °C
Tuorehöyry	92	490
Tuorehöyry 2	-	-
Nuohoushöyry	28	340
Välipaine	11	200
Välipaine 2	-	-
Matalapaine	3.45-3.6	150
Matalapaine 2	-	-
Muu höyry (esim. lauhdeperä)	-	-
Tärkeimmät syyt nykyisten painetasojen valintaan: Sellutehtaalla yhteinen matalapaineverkko viereisen paperitehtaan kanssa. 3,5 bar valittu ilmeisesti sellu- ja paperikoneprosessien mukaan. Tällä hetkellä paine joko 3,45 bar (kun paperitehtaalte menevä väliventtiili säätää) tai 3,6 bar (kun apulauhdutin säätää). Tämän hetkisen painetason määräävät melko samanaikaisesti samanaikaisesti turbiini (minimi ulostulopaine), haihduttamo (1D:n kapasiteetti) sekä keittämö (valkolipeä- ja mustalipeälämmönvaihtimien kapasiteetti). Nuohoushöyrylle 28 bar toimii nykyisillä vanhanaikaisilla (vanhat diamondit) nuohoimilla. Siirtymällä gemini-putkiin voitaisiin päästä alaspäin.		

Tehdas	Enocell Oy	
Käyttöönottovuosi (suurimmat muutokset)	1992	
Painetasot	Paine bar (g)	Lämpötila °C
Tuorehöyry	81	480
Tuorehöyry 2	-	-
Nuohoushöyry	25	?
Välipaine	12	194
Välipaine	12	194
Välipaine 2	-	-
Matalapaine	5	150
Matalapaine 2	-	-
Muu höyry (esim. lauhdeperä)	0.0059	38
Tärkeimmät syyt nykyisten painetasojen valintaan: haihduttamon ja keittämön kapasiteetit		

Tehtaiden vastaukset Suomen Soodakattilayhdistyksen kyselyyn käytettävistä painetasoista ja syistä tasojen valintaan.

Tehdas	Botnia Joutseno	
Käyttöönottovuosi (suurimmat uudistukset)	1998	
Painetasot	Paine bar (g)	Lämpötila °C
Tuorehöyry	93	491
Tuorehöyry 2	-	-
Nuohoushöyry	24	335
Välipaine	10,5	213
Välipaine 2	6,8	195
Matalapaine	3,5	146
Matalapaine 2	-	-
Muu höyry (esim. lauhdeperä)	-	-
Tärkeimmät syyt nykyisten painetasojen valintaan: Matalapaineverkon paineen laskua rajoittaa haihduttamo.		

Tehdas	MB Äänekoski	
Käyttöönottovuosi (suurimmat muutokset)	1985, kattilarevisio 2004	
Painetasot	Paine bar (g)	Lämpötila °C
Tuorehöyry	83.2	479
Tuorehöyry 2	-	-
Nuohoushöyry	33	380
Välipaine (turbiinilta)	12.3	295
Välipaine 2 (tukilta, ruisk. jälkeen)	11.8	210
Matalapaine (turbiinilta)	4.3-4.5	168-170
Matalapaine 2 (tukilta)	4.1-4.4	160-165
Muu höyry (esim. lauhdeperä)	-	-
Tärkeimmät syyt nykyisten painetasojen valintaan: Välipaine ja matalapainetasot kulutuskohteiden mukaan: keitin vaatii korkean välipaineen, kuivakone ja haihduttamo matalapaineen. Haihduttamo voisi ajaa pienemmällä paineella, mutta kap pienenee --> höyrystys pienenee --> sähköntuotanto pienenee. Nykyisen painetason voitot/tappiot on +/- 0		

Tehtaiden vastaukset Suomen Soodakattilayhdistyksen kyselyyn käytettävistä painetasoista ja syistä tasojen valintaan.

Tehdas	MB Kemi	
Käyttöönottovuosi (suurimmat muutokset)	Soodakattila 1990 Turbiini tg5 1996 Höyryverkosto 1970-2010	
Painetasot	Paine bar (g)	Lämpötila °C
Tuorehöyry	84	480
Tuorehöyry 2	-	-
Nuohoushöyry	28	370
Välipaine	12.5	200
Välipaine 2	9	200
Matalapaine	3.5	155
Matalapaine 2	-	-
Muu höyry (esim. lauhdeperä)	-0.6	76
Tärkeimmät syyt nykyisten painetasojen valintaan: Kartonki koneen ja kuivauskoneen vaatimat paineet		

Tehdas	UPM Pietarsaaren sellutehdas	
Käyttöönottovuosi (suurimmat muutokset)	2004	
Painetasot	Paine bar (g)	Lämpötila °C
Tuorehöyry	102	505
Tuorehöyry 2	-	-
Nuohoushöyry, tulistin	27	335
keittopinta ja ekot	16	260
Välipaine	17	260
Välipaine 2	11.5	215
Matalapaine	5.5	180
Matalapaine 2	3.5	148
Muu höyry (esim. lauhdeperä)	-	-
Tärkeimmät syyt nykyisten painetasojen valintaan: Sähkön hinnan kehitys à tuorehöyrylle, Välipaine ja matalapaine à koneiden, keittämön ja haihduttamon vaatimuksien mukaan.		

Tehtaiden vastaukset Suomen Soodakattilayhdistyksen kyselyyn käytettävistä painetasoista ja syistä tasojen valintaan.

Tehdas	Varkauden tehdas	
Käyttöönottovuosi (suurimmat muutokset)	1980 soodakattila: tehon nosto 76 MW --> 102 MW 06/1988 tehon nosto 102 MW --> 121.7 MW 12/1988 sulakourun puoleinen pohja ja takaseinän alaosa uusittu 1996 3-tulistin uusittu 1997 kattopukisto uusittu 1998 1-tulistin uusittu 1999 2-tulistin uusittu 2005 vertikaali-ilmajärjestelmä 2007 höyry-vesikierron kasvattaminen lisäämällä lieriöön syklooneja 42 --> 44 kg/s 2008	
Painetasot	Paine bar (g)	Lämpötila °C
Tuorehöyry Soodakattilalta	64	475
Tuorehöyry 2 Kuorikattilalta	110	535
Nuohoushöyry	30	350
Välipaine	17	280
Välipaine 2	8	275
Vastapaine	4	185
Matalapaine	2	175
Muu höyry (esim.lauhdeperä)	-	-
Tärkeimmät syyt nykyisten painetasojen valintaan: PK3 kuivaussylinterit 4 bar Haihduttamo 4 bar		

Tehdas	UPM-Kymmene, Kymi		
Käyttöönottovuosi (suurimmat muutokset)	Talteenottolaitos 2008		
Painetasot	Nimellispaine bar (g)	Paine bar (g)	Lämpötila °C
Tuorehöyry (SK3)	102	100	500
Tuorehöyry 2 (Kymin Voima)	114	114	540
Nuohoushöyry (SK3 turb. välipaine)	28	24	305
Välipaine (SK3 turb.)	13.5	13.7	240
Välipaine 2	-	-	-
Matalapaine (SK3 vastap.höyry)	5	4.6	160
Matalapaine 2	3.5	3.9	160
Muu höyry: Kymin Voima kaukolämpöperä	-	-0.64	78
Tärkeimmät syyt nykyisten painetasojen valintaan:	-paperikoneiden kuivauskapasiteetti -keittimien vaatimukset		

Tehtaiden vastaukset Suomen Soodakattilayhdistyksen kyselyyn käytettävistä painetasoista ja syistä tasojen valintaan.

Tehdas	Oulu			
Painetasot	Paine bar (g)	Lämpötila °C	Käyttöönottovuosi (suurimmat muutokset)	Kommentti
Tuorehöyry Soodakattila	84	480	1988	-
Tuorehöyry 2 (Leijukattila)	80-100	max 525	1997	Ajetaan yleensä samassa verkossa soodakattilan kanssa.
Nuohoushöyry	24	335	-	Turbiinin väliotto
Välipaine	10.8	220	-	-
Välipaine 2	-	-	-	-
Matalapaine	2.8	142		Kylläinen
Matalapaine 2	-	-	-	-
Muu höyry (esim. lauhdeperä)	-	-	-	-
Tärkeimmät syyt nykyisten painetasojen valintaan:	Tuorehöyryb arvot tyypilliset 80 luvulle. Nohoushöyryn paine myös aikana nuohoin tekniikan valinta Välipainehöyryn paine tason määrännyt monta asiaa. Jatkuvan keittimen maksimi painetarve, Happi vaiheen vaatima maksimi paine ja lämpötila ja mäntyöljy tislamon vaatimukset. Vastapaine paine optimoitiin kun lipeälinja / haihduttamo / voimalaitos uusitiin 1988 ja sen kuivauskone oli jo aiemmin rakennettu ko paineellein. Myöhemmin paperikoneiden rakentamisen yhteydessä on painetaso aina tarkistettu ja todettu että uusin kone on järkevintä rakentaa sähkön tuotanto maksimi moiden alkaen jo aiemmin valitusta painetasosta			

Tehdas	Storaenso Oyj, Sunilan tehdas	
Käyttöönottovuosi (suurimmat muutokset)	Pääkattilat: SK10 1965, SK11 1988	
Painetasot	Paine bar (g)	Lämpötila °C
Tuorehöyry	63	480
Tuorehöyry 2	-	-
Nuohoushöyry	35	300
Välipaine	10	280
Välipaine 2	-	-
Matalapaine	2.5	160
Matalapaine 2	-	-
Muu höyry (esim. lauhdeperä)	-	-
Tärkeimmät syyt nykyisten painetasojen valintaan: Historia		

Esimerkki talteenottolinjan ja kuivauskoneen uusinnan kustannuslaskelmista.

[illegible]

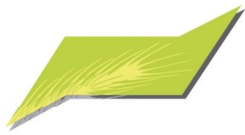
Haihduttamon investointilaskelmat

Wood		Mixed							
No of effects		7							
Black liquor side heat transfer area				p_steam	bar	3	4	5	6
HD	m2					BPR	BPR	BPR	BPR
Eff 1A+1B+1C	m2	21300							
					78 %	19.6	19.6	19.6	19.6
Eff II	m2	8900			55 %	8	8	8	8
Eff III	m2	7470			40 %	5	5	5	5
Eff IV	m2	7000			25 %	3	3	3	3
Eff V	m2	6850			21 %	2.5	2.5	2.5	2.5
Eff VI	m2	7000			18 %	1.5	1.5	1.5	1.5
Eff VII	m2	7000			15 %	1	1	1	1
Sum	m2	65520							
Sum II-IV	m2	44220				40.6	40.6	40.6	40.6
Feed liquor dry solids	%	14.2							
Virgin liquor dry solids	%	85							
Evaporation	tH2O/h	950							
				p_steam	bar	3	4	5	6
Specific loading	kg H2O/m	14.49939		T_sat	oC	133.5	143.6	151.8	158.8
Primary condensor	m2	2300							
Secondary condensor	m2	3000		T_hönkä	oC	55	55	55	55
Sum Condensor	m3	5300		(pintalauhdutin)					
LP-steam	kg/s	37.7							
	MJ/tH2O	338.5443		dT_over.	oC	78.5	88.6	96.8	103.8
MP-steam	kg/s	9.6		dT	oC	35.0	45.0	53.3	60.3
	MJ/tH2O	86.17323		dT/period	oC	5.0	6.4	7.6	8.6
Total steam	MJ/tH2O	424.7176							
Cooling water	in oC	25		Area diff.	%	128.8 %	100.0 %	84.6 %	74.7 %
	out oC	50		Area´	m2	75272.5	58420.0	49402.6	43668.2
				INV corr.	%	83.7 %	100.0 %	112.5 %	122.6 %
Electricity	kW	1870		squar.price	€/m2	418.7	500.0	562.3	613.0
				INV	k€	31517.7	29210.0	27777.2	26767.8
Calculated Evaporator	35000 k€			Diff.	k€	0.0	2307.7	3740.5	4749.9
	0.300 k€/m2								

LIITE III

ÅA

**Kastepistemittaukset – esitys
13.12.2011**

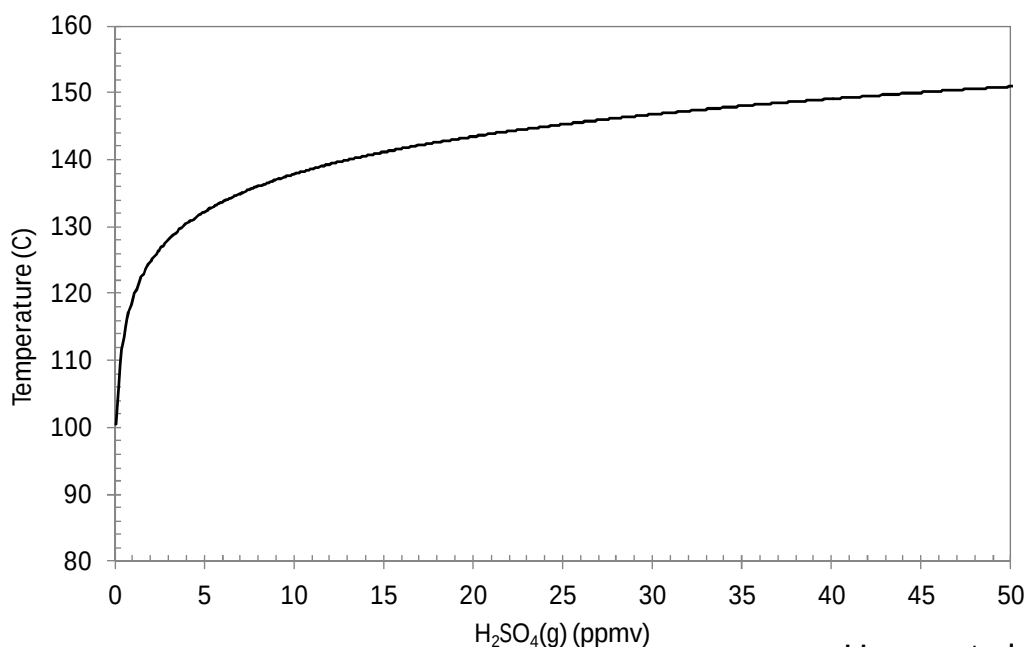


Kastepistemittaukset soodakattilan savukaasukanavassa Raumalla ja Heinolassa

Emil Vainio
Tor Lauren
Nikolai DeMartini
Mikko Hupa

Rikkihapon kastepiste

- $\text{SO}_2 \rightarrow \text{SO}_3$
- $\text{SO}_3 + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{H}_2\text{SO}_4$



13% H_2O

Haase et al.

Tavoite/Menetelmät

Saada luotettavaa tietoa savukaasujen kastepisteestä ja matalalämpötilakorroosiosta

Menetelmät:

1. Kastepistemittaukset (Land).
 2. Korroosiomittaukset korroosiosondilla.
 3. $\text{H}_2\text{SO}_4(\text{g})$ mittaukset savukaasussa. Nämä oli tarkoitus tehdä isopropanolimenetelmällä, mutta menetelmä osoittautui epäluotettavaksi laboratoriotestissä. Kaksi vaihtoehtoista menetelmää valittiin:
 - Suola
 - Kontrolloitu kondensoituminen
-

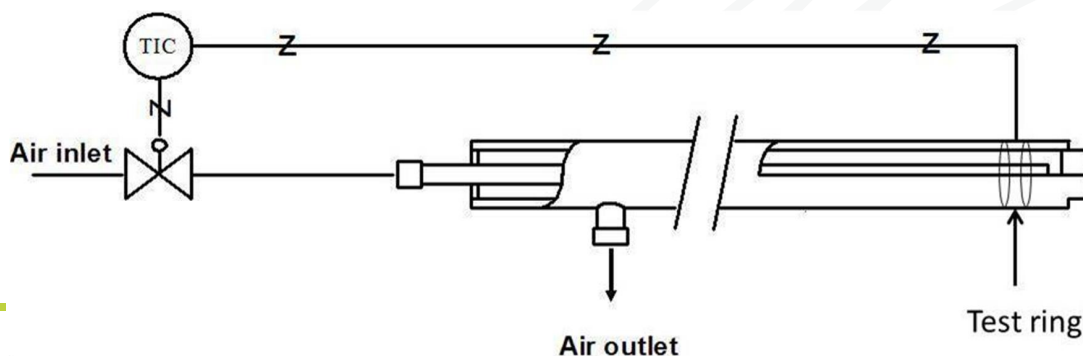
Kastepistemittaus

- Kastepistesondilla (Land)
- Sondin kärjessä kaksi elektrodia
- Sondin kärki jäähdytetään paineilmalla
- Kun kastepiste (vesi tai happo) on saavutettu, elektrodien väliin syntyy sähkövirta, joka on luettavissa



Korroosiotestit

- Suoritettiin korroosiosondilla
- Sondin kärjessä vaihdettava hiiliteräsrengas
- Rengas punnitaan ennen ja jälkeen altistuksen
- Renkaassa termoelementti
- Lämpötila säädetään paineilmalla (PID-säädin)
- Tarkkuus +/- 5 °C

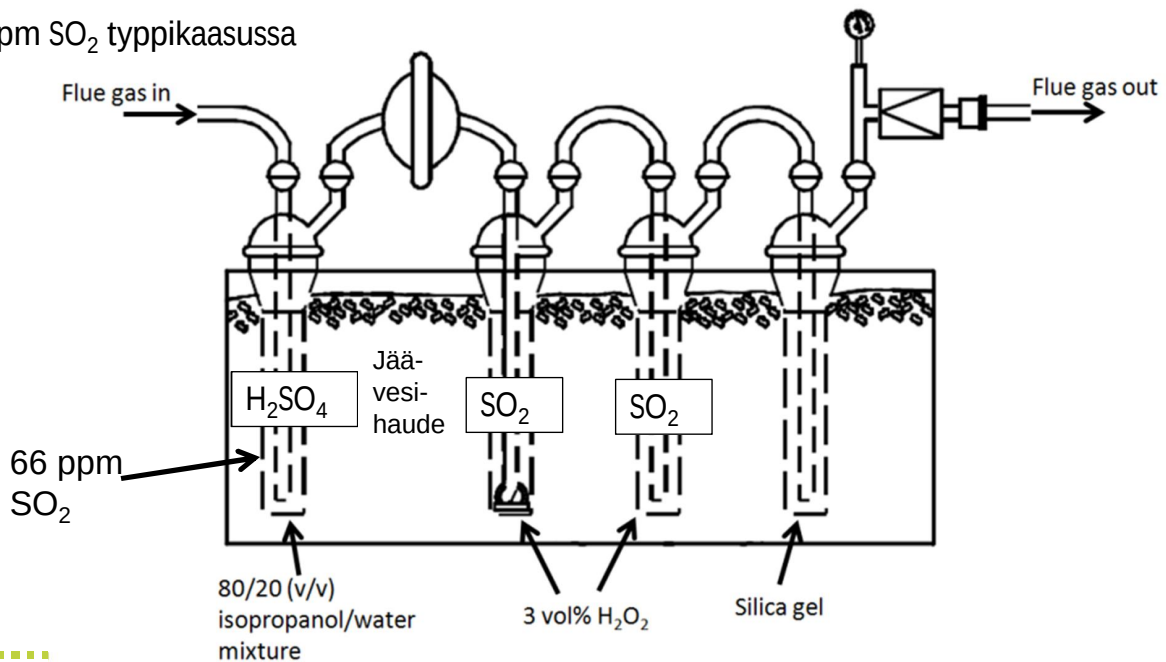


H₂SO₄ & SO₂ -mittaukset

- Suunnitelmissa oli käyttää isopropanoli-menetelmää (IPA) H₂SO₄:n määrittämiseen
 - Savukaasu kuplitetaan IPA liuoksen läpi
 - H₂SO₄ absorboituu IPA liuokseen
 - SO₄²⁻:n pitoisuus voidaan määrittää esim. titraamalla tai ionikromatografialla
- SO₂ voidaan samanaikaisesti määrittää
 - SO₂ absorboidaan peroksidi liuokseen (3% H₂O₂):
 $\text{SO}_2(\text{g}) \rightarrow \text{SO}_4^{2-}$

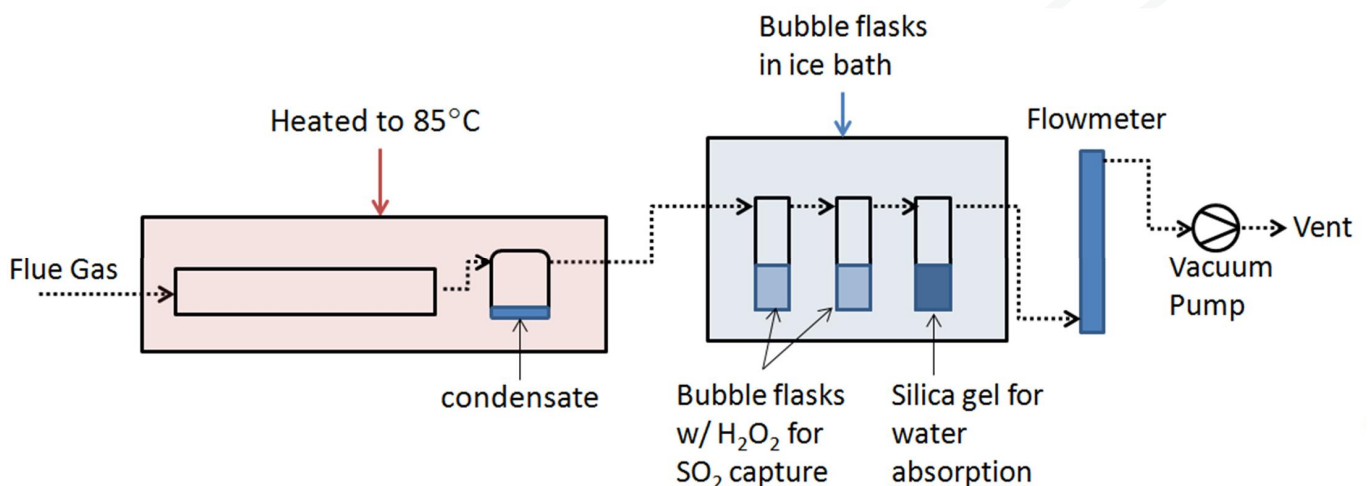
IPA menetelmä (EPA method 8)

759 ppm SO₂ typpikaasussa



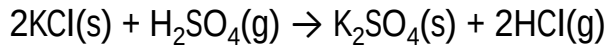
Kontrolloitu kondensoituminen

- Saavukaasu jäähdytetään rikkihappo- ja vesikastepisteen välille → happo kondensoituu
- Kondensaatti kerätään ja analysoidaan ionikromatografialla

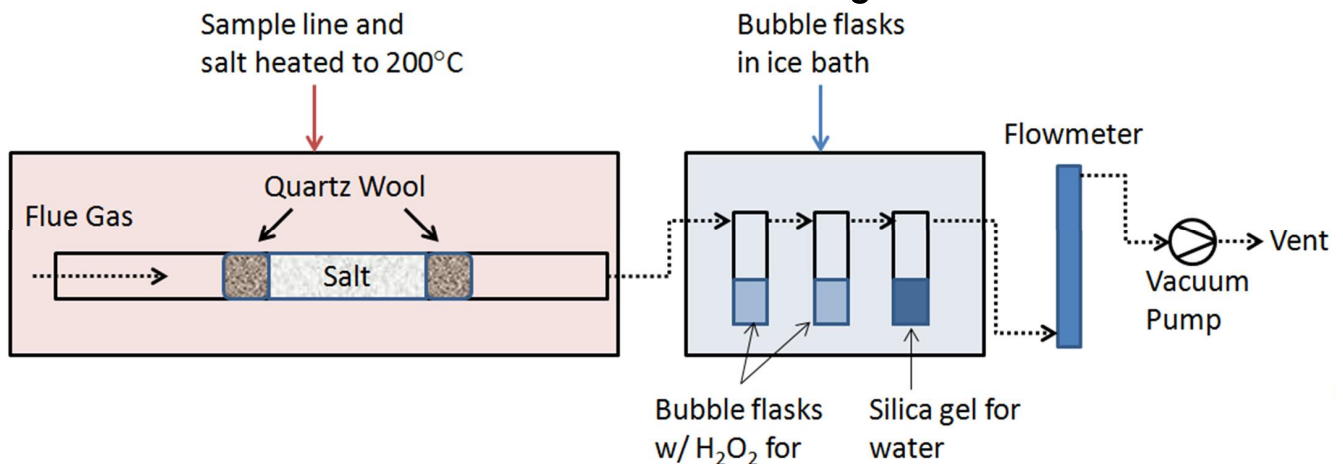


Suolamenetelmä

- Savukaasu johdetaan suolan läpi (KCl), jolloin H_2SO_4 absorboituu suolaan



- Suola liuotetaan veteen ja näyte analysoidaan sulfaatti-ionien osalta ionikromatografialla

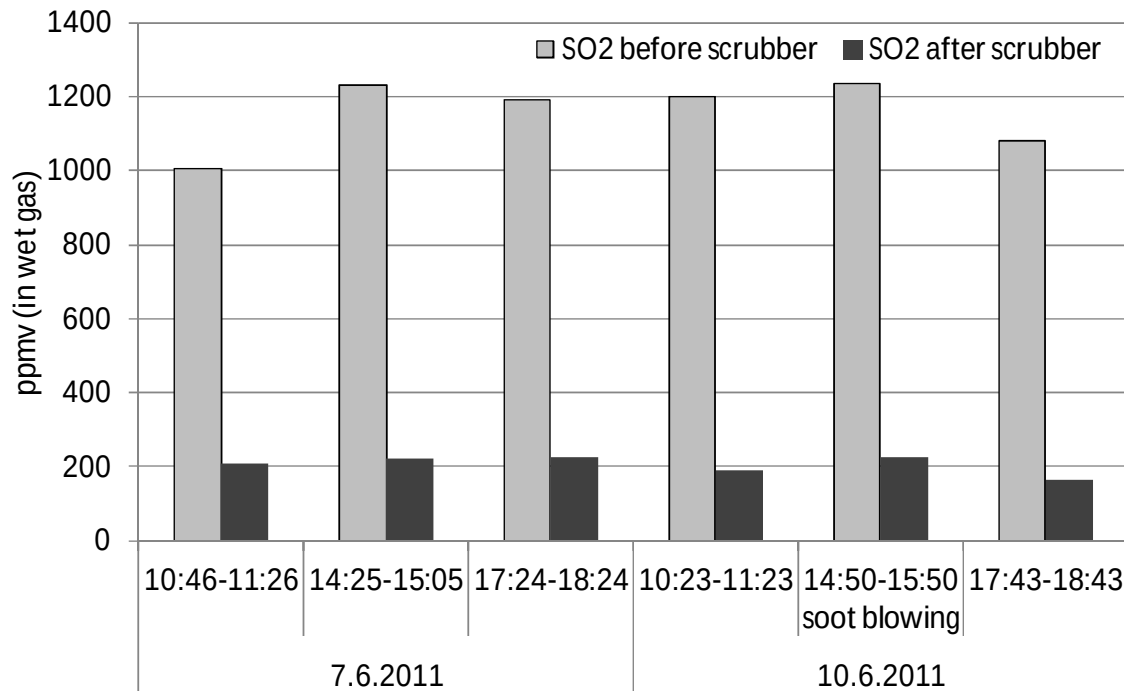


Heinolan mittaukset (vko 23)

- Mittaukset suoritettiin savukaasukanavassa ESP:n ja pesurin välissä
- Kaasukoostumus
 - $\text{O}_2 = 5\text{-}6\%$ (kuivassa kaasussa)
 - $\text{H}_2\text{O} = 14\%$ ilman nuohousta ja 26% nuohouksen aikana
 - $\text{SO}_2 = 1200\text{-}1600$ ppmv (kuivassa kaasussa)
 - $\text{H}_2\text{SO}_4 < 1$ ppmv (suolamenetelmällä) ja $1\text{-}4$ ppmv (kontrolloidulla kondensaatiomenetelmällä)

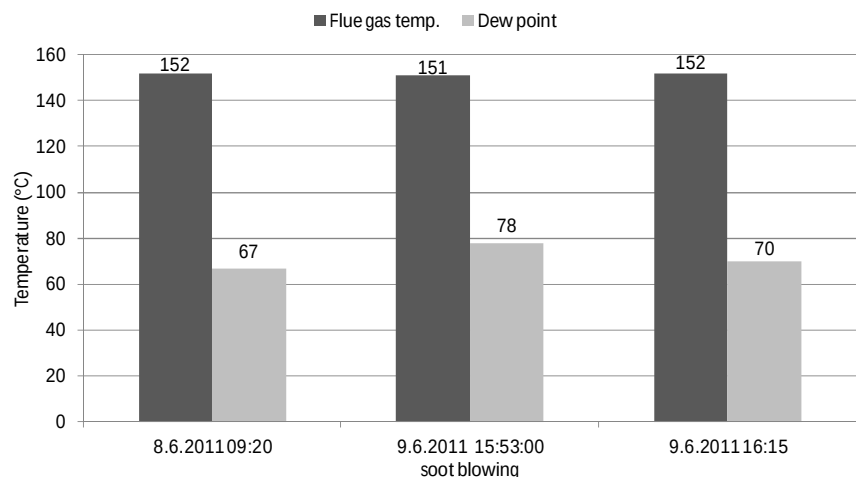


SO₂ ennen pesuria ja pesurin jälkeen - Heinola

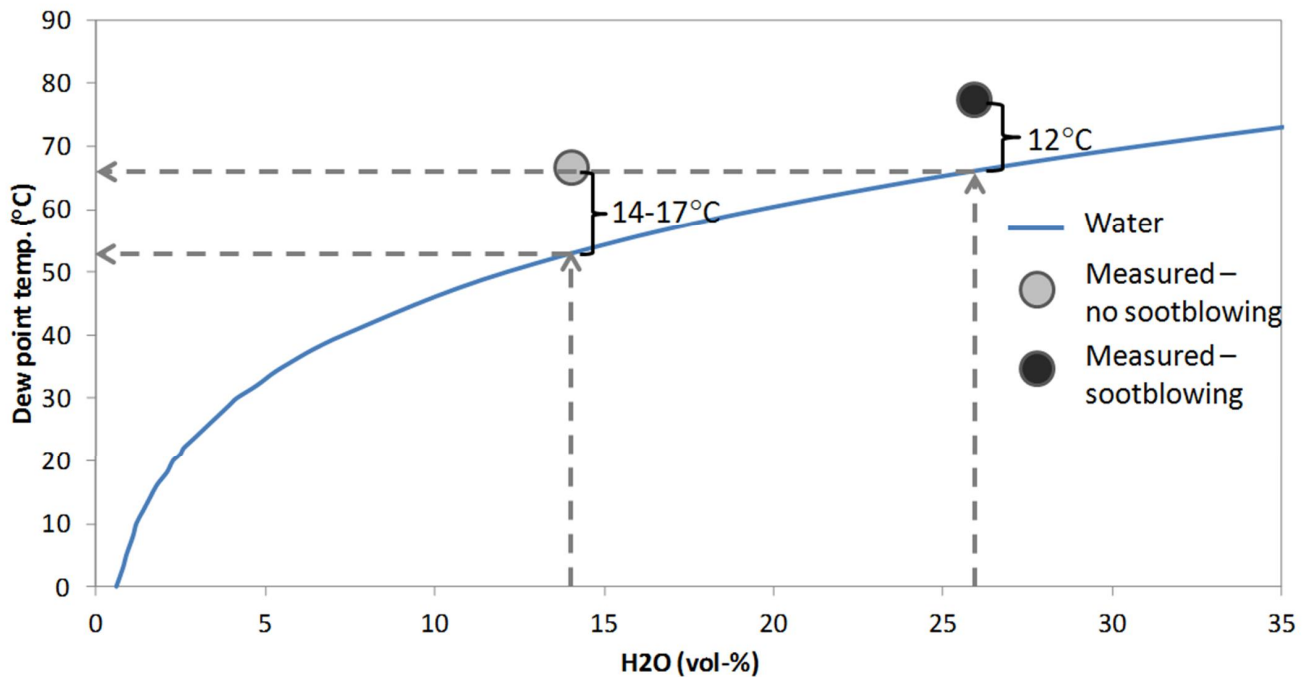


Kastepistemittaukset - Heinola

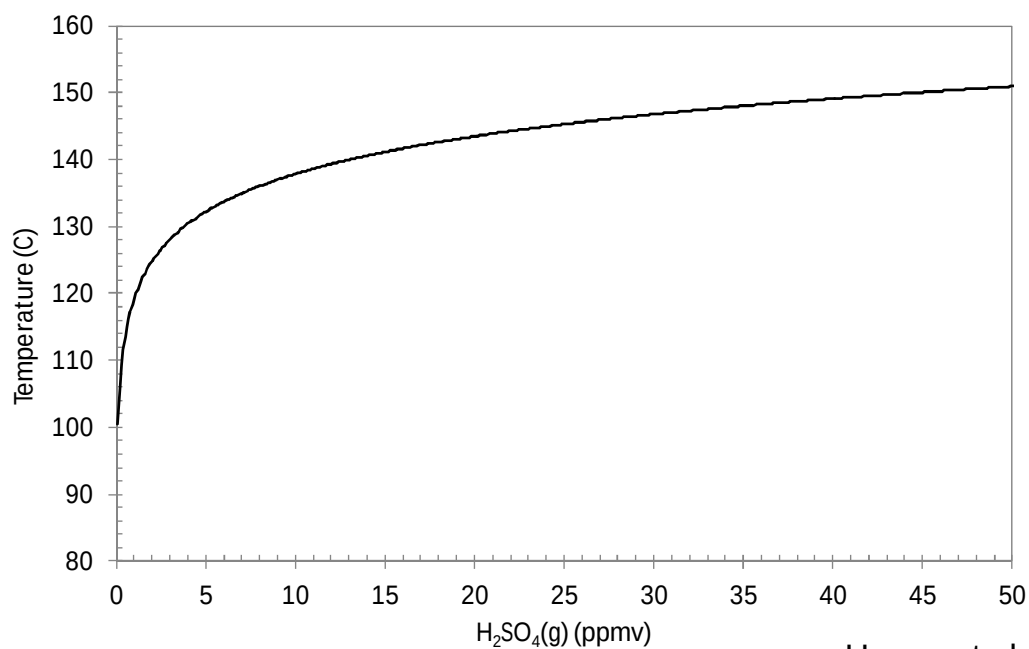
- Savukaasujen lämpötila 151-152 °C
- Kastepiste
 - 67-70 °C ilman nuohousta
 - 78 °C nuohouksen aikana



Vesikastepiste ja mitattu kastepiste - Heinola

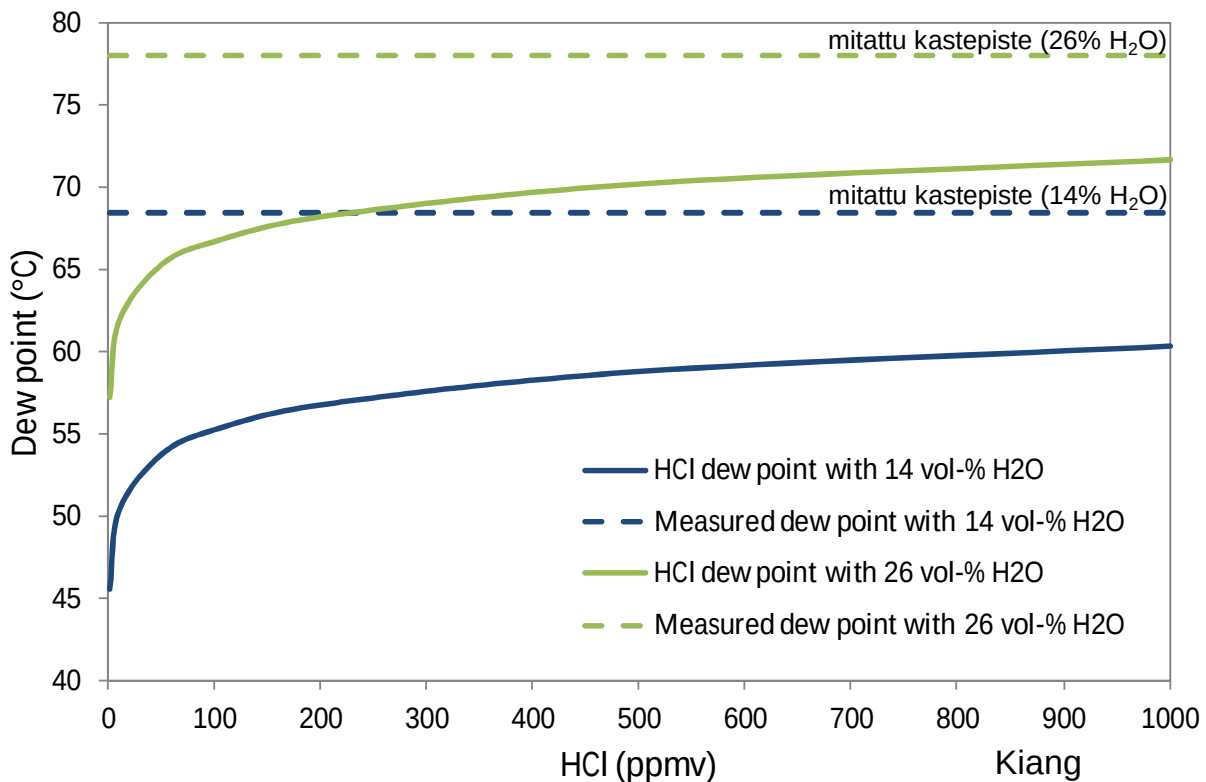


Rikkihapon kastepiste



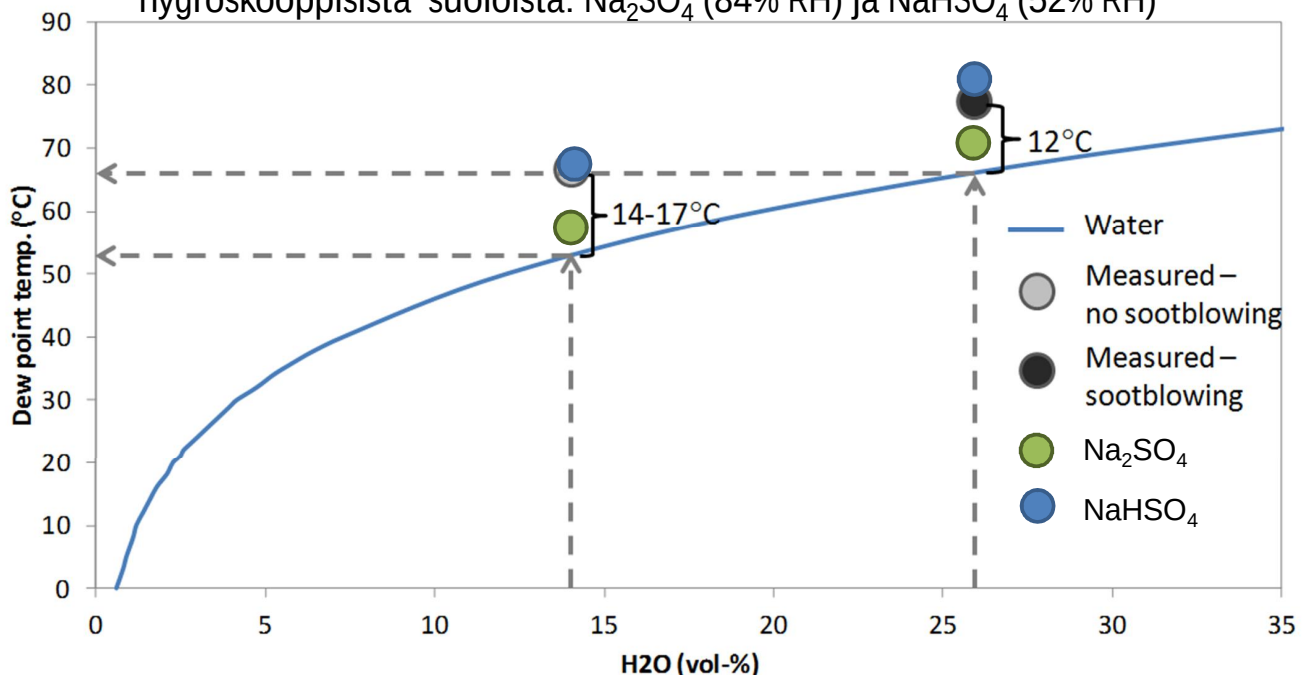
Haase et al.

Suolahapon kastepiste

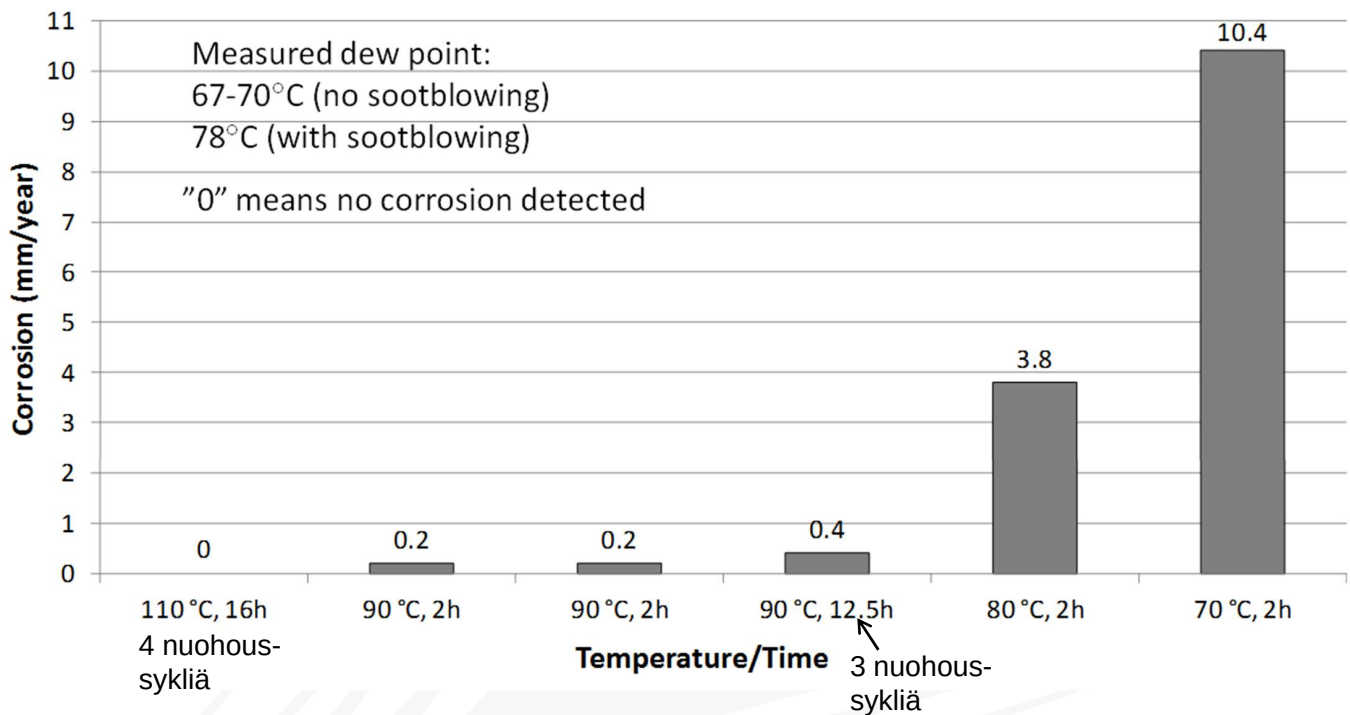


Vesikastepiste ja mitattu kastepiste - Heinola

Kohonnut kastepiste johtunee savukaasussa olevista
hygroσκοoppisista suoloista: Na₂SO₄ (84% RH) ja NaHSO₄ (52% RH)



Korroosio - Heinola

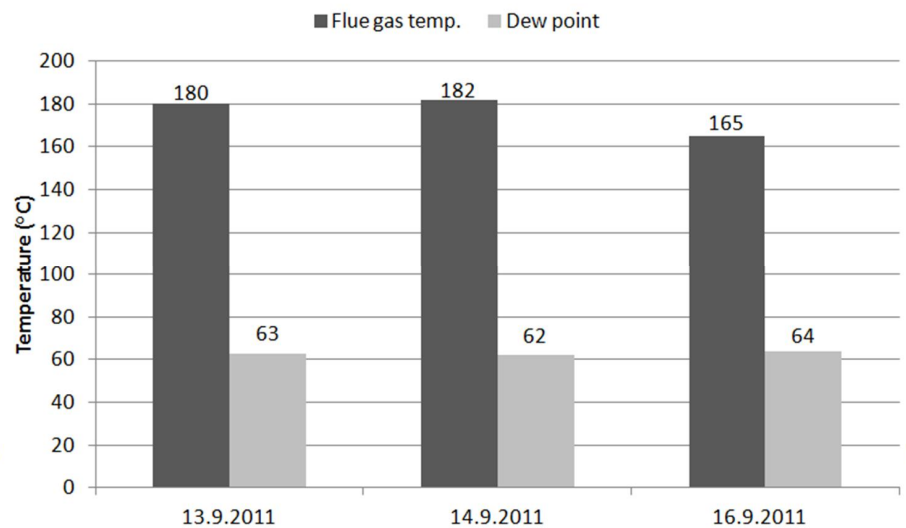


Rauman mittauskampanja (vko 37)

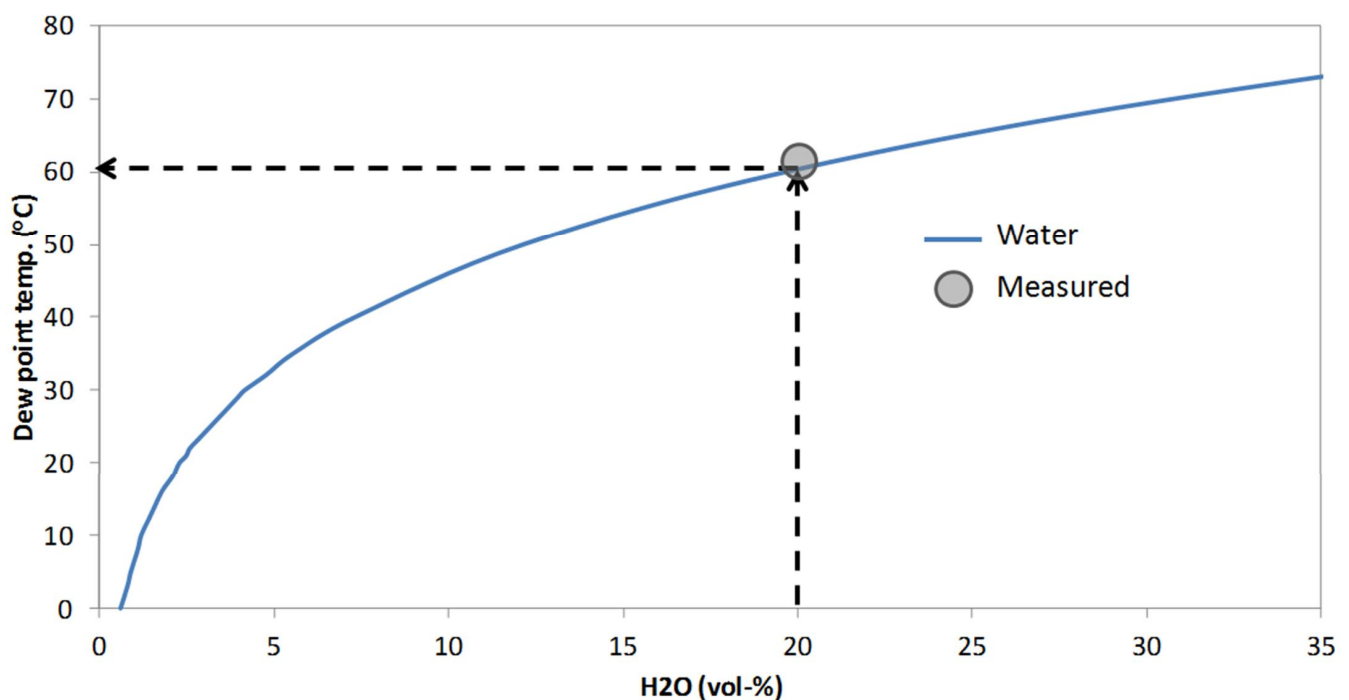
- Mittaukset suoritettiin savukaasukanavassa ESP:n ja savukaasupuhaltimen välissä
- Savukaasukoostumus
 - $O_2 = 2.2\%$ (kuivassa kaasussa)
 - $H_2O = 20\%$ jatkuvatoiminen nuohous
 - $SO_2 < 2$ ppmv
 - H_2SO_4 ei havaittu

Kastepistemittaukset - Rauma

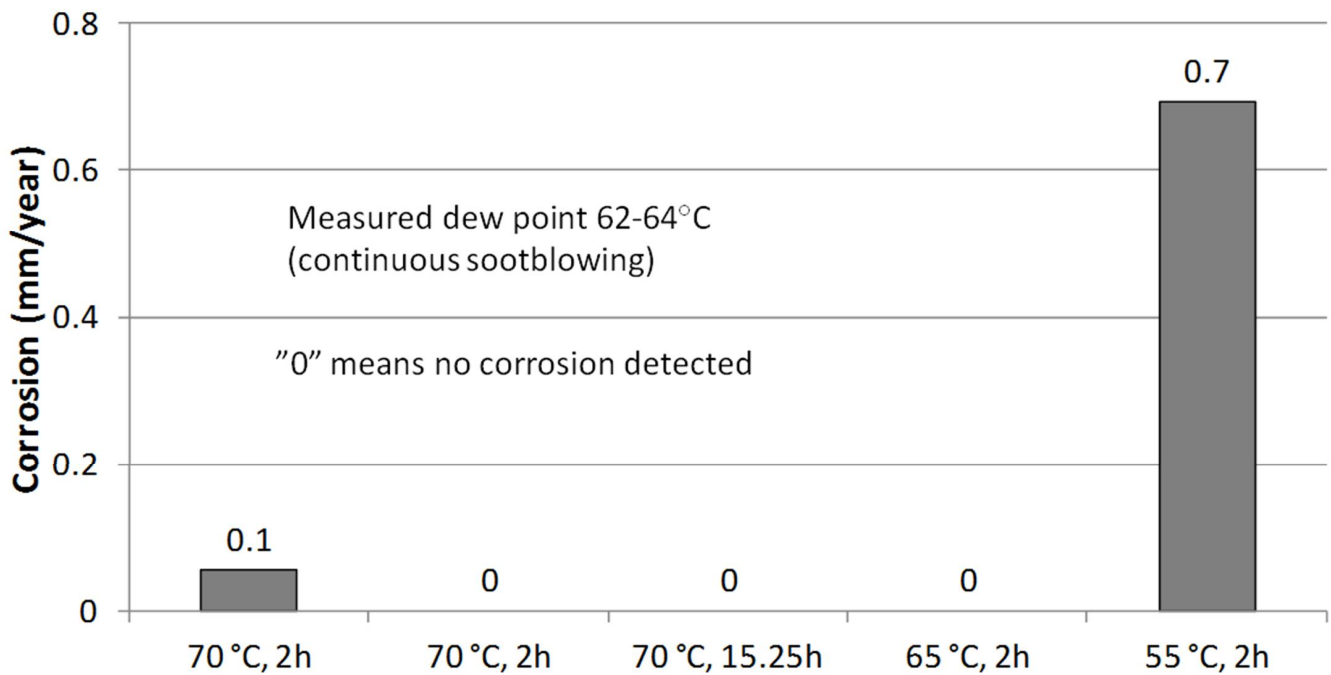
- Savukaasujen lämpötila
 - 180-182 °C (~90% kuorma)
 - 165 °C (~70% kuorma + 1.1kg/s öljyä)
- Kastepiste
 - 62-64 °C



Vesikastepiste ja mitattu kastepiste - Rauma



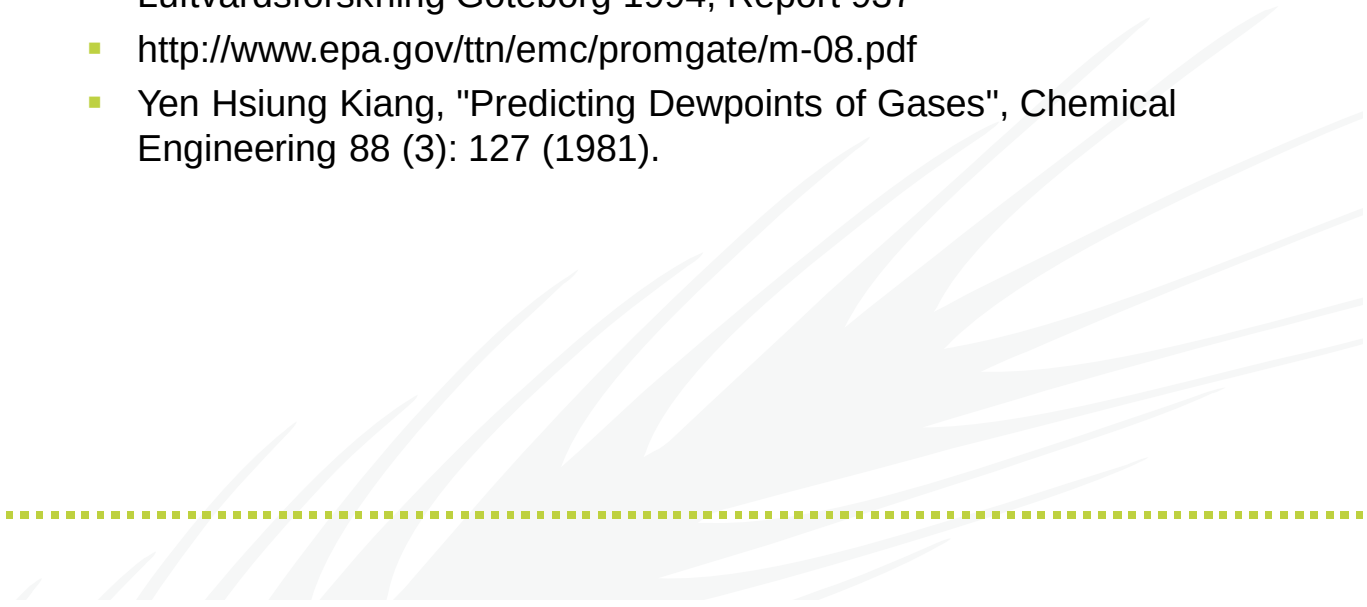
Korroosio - Rauma



Tiivistelmä

- Heinola
 - SO₂ 1200-1600 ppmv kuivassa kaasussa
 - H₂SO₄ < 1 ppmv (suolamenetelmällä) ja 1-4 ppmv (kontrolloidulla kondensaatiomenetelmällä)
 - Kohonnut vesikastepiste (12-17 °C)
 - 67-70 °C ilman nuohousta
 - 78 °C nuohouksen aikana
 - Merkittävää korroosiota 80 °C
- Rauma
 - H₂SO₄:a tai SO₂:a ei havaittu
 - Kastepiste 62-64 °C (~vesikastepiste)
 - Korroosiota havaittiin <65 °C

Lähteet

- Haase, R. och Borgmann, H. W., VGB 76, pp 16-19, 1962.
 - Cooper, D.; Ferm, M. Jämförelse av mätmetoder för bestämning av SO₃ koncentrationer i rökgaser. Värmeforsk, Institutet för Vatten- och Luftvårdsforskning Göteborg 1994, Report 937
 - <http://www.epa.gov/ttn/emc/promgate/m-08.pdf>
 - Yen Hsiung Kiang, "Predicting Dewpoints of Gases", Chemical Engineering 88 (3): 127 (1981).
- 

LIITE IV

ÅA

Dew point measurements

7.12.2011



Report: Dew Point Measurements at the Recovery Boilers in Rauma and Heinola

Emil Vainio, Tor Laurén, Nikolai DeMartini, Mikko Hupa

Åbo Akademi University

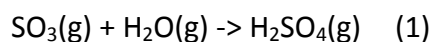
7 December 2011

Contents:

1. Introduction	3
2. Measurement techniques	4
2.1. Laboratory study of EPA method 8	4
2.2. Alternative $\text{SO}_3/\text{H}_2\text{SO}_4$ measurement techniques	5
2.3. Corrosion probe	7
2.4. Dew point meter	7
3. Results and Discussion	7
3.1. Heinola measurement campaign	7
3.1.1. Boiler data at Heinola	7
3.1.2. H_2SO_4 and SO_2 at Heinola	8
3.1.3. Measured dew point at Heinola	9
3.1.4. Corrosion probe results at Heinola	10
3.2. Rauma measurement campaign	11
3.2.1. Boiler data at Rauma	11
3.2.2. H_2SO_4 and SO_2 at Rauma	12
3.2.3. Measured dew point at Rauma	12
3.2.4. Corrosion at Rauma	13
4. Summary	14
5. Literature	14

1. Introduction

During combustion of black liquor some SO_2 is formed. The concentration of SO_2 varies between zero and several hundred ppm depending on a number of boiler operating conditions such as liquor dry solids content and air distribution. A small part of this SO_2 oxidizes further to form sulfur trioxide (SO_3). As the flue gas temperature drops in the convective pass SO_3 reacts with water vapor to form sulfuric acid (H_2SO_4):



The gaseous sulfuric acid starts to form an acid mist below the acid dew point or condensate on cold surfaces. The sulfuric acid dew point temperature at different $\text{H}_2\text{SO}_4(\text{g})$ concentrations is shown in Figure 1. Below 100°C practically no gaseous H_2SO_4 is found in the flue gas.

Severe low- temperature corrosion may occur on cold surfaces, e.g., the air-pre-heaters or flue gas duct if their material temperature is below the acid dew point. This kind of corrosion can be avoided by keeping all cold end surfaces above the acid dew point.

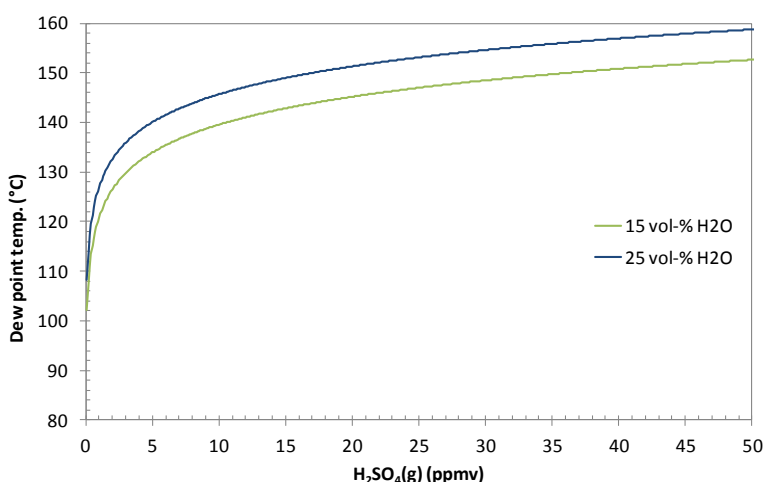


Figure 1. Sulfuric acid dew point temperature in a flue gas with 15 and 25 vol-% H_2O , according to [1].

There is an increased interest in efficient use of the flue gas energy even down to temperatures lower than today and clearly below the normal acid dew point temperatures ($< 120^\circ\text{C}$). However, very little information is available for the corrosion tendency in recovery boiler flue gases at these lower temperatures. The objective of this study was to get reliable information of the dew point in recovery boiler flue gas ducts and of corrosion tendencies of surfaces having these low temperatures 70 - 110°C . This was achieved by:

- H_2SO_4 measurements
- Dew point measurements with a commercial instrument (Land)
- Measuring corrosion rates with an air-cooled corrosion probe

The measurements were performed at two recovery boilers:

- Heinola (sulfite pulping)
- Rauma (Kraft pulping)

2. Measurement techniques

2.1 Laboratory study of EPA method 8

Before the measurements a laboratory study was made on the isopropanol method (EPA method 8) that was meant to be used in the H_2SO_4 measurements. In the isopropanol absorption method SO_3 and H_2SO_4 is absorbed in 80/20 (v/v) isopropanol/water solution in absorption flasks. SO_2 can be determined by absorbing the gas in absorption flasks containing 3 % by volume hydrogen peroxide (H_2O_2). The measurement setup is shown in Figure 2. The amount of H_2SO_4 and SO_2 , respectively, are then determined as sulfate ions by complex titration using barium perchlorate. Thorin is used as an indicator for the titration end-point.

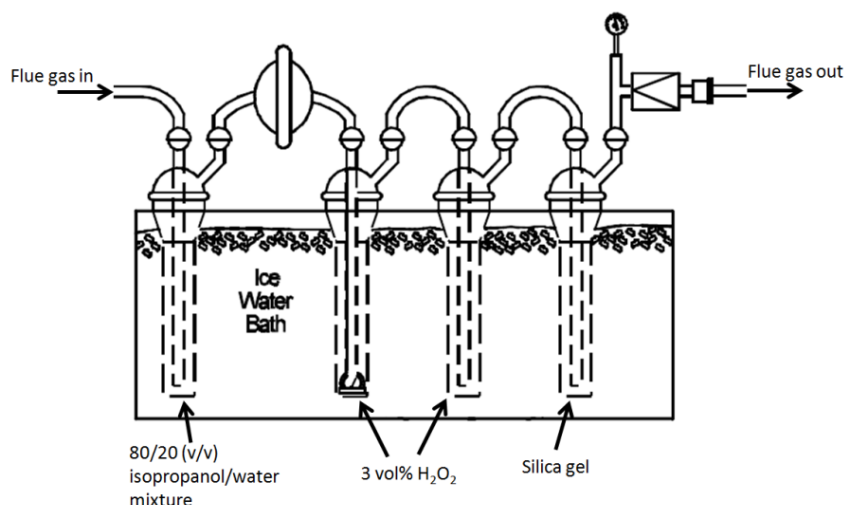


Figure 2. $\text{SO}_3/\text{H}_2\text{SO}_4$ and SO_2 measurement setup (the figure is modified from EPA method 8).

To check if there is some interference from SO_2 for the H_2SO_4 determination a standard gas containing 759 ppmv of SO_2 in nitrogen was bubbled through the solutions of isopropanol and peroxide solutions. The results are shown in Figure 3. In the first test the gas containing 759 ppmv of SO_2 was bubbled through the flasks for 30 min with a flow of 3 l/min. About 25 ppmv of the SO_2 had oxidized to SO_4 in the isopropanol and 528 ppmv was captured in the peroxide solution. If the method would work all the SO_2 should be captured in the peroxide solution and none in the isopropanol. The remaining 206 ppmv of SO_2 was obviously trapped in the isopropanol solution. In the second test the suction time was 90 minutes and after the test air was bubbled through the flasks to drive the SO_2 from the isopropanol to the peroxide flasks.

Now the balance of SO_2 was better, but 10 % of the SO_2 was captured in the isopropanol. This may be due to the air that oxidized the SO_2 in the isopropanol to SO_4 . In the third test a solution of 100% isopropanol was used instead of 80% in an attempt to minimize the oxidation of SO_2 in the isopropanol solution. However, 48 ppmv could still be found in the isopropanol solution. A fourth test was done with 988 ppmv of SO_2 through the isopropanol flask for 35 min with the flow of 4.2 l/min. This time the isopropanol was purged with nitrogen gas to remove the adsorbed SO_2 and avoid its oxidation of SO_2 in the isopropanol. However, 12 ppmv of SO_4 was still captured in the isopropanol.

The conclusion from this laboratory study was that in a gas containing high SO_2 and low $\text{SO}_3/\text{H}_2\text{SO}_4$ an accurate determination of $\text{SO}_3/\text{H}_2\text{SO}_4$ cannot be made, due to the fact that a part of the SO_2 is easily trapped in the IPA solution and becomes oxidized to sulfate thus giving a false result.

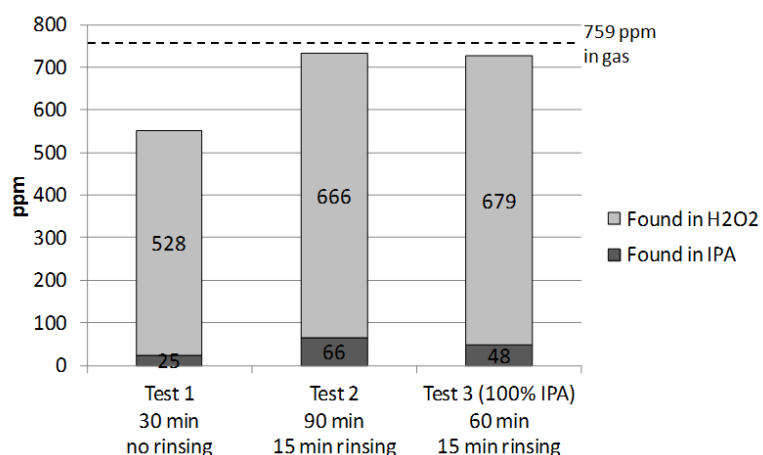


Figure 3. Results from bubbling 759 ppmv SO_2 in N_2 through isopropanol and 3% H_2O_2

2.2 Alternative $\text{SO}_3/\text{H}_2\text{SO}_4$ measurement techniques

After a literature study two additional techniques for measuring gaseous H_2SO_4 was found, which were used in the measurement campaign:

- Controlled condensation
- Salt method

In the controlled condensation method gas is drawn from the flue gas duct and cooled below the acid dew point, but over the water dew point to avoid condensation of water and subsequent SO_2 absorption in the water. The measurement setup used is shown in Figure 4. The flue gas was cooled to 85°C to condensate H_2SO_4 . The condensate was then analyzed with

ion chromatography for sulfate ions. SO₂ was simultaneously measured with bubble flasks containing peroxide, and the solution was titrated for sulfate ions.

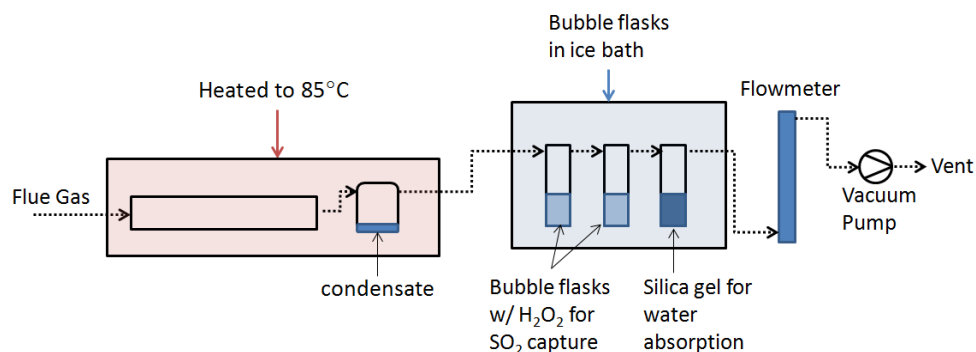
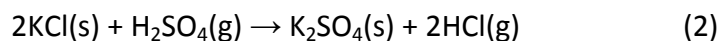


Figure 4. Schematic picture of the controlled condensation method.

The salt method is a more unknown method, and was found in a Värmeforsk report on different SO₃ measurement techniques (Cooper et al., 1994). In this method the H₂SO₄ is absorbed into a salt, e.g. potassium chloride (KCl):



The measurement setup used for the salt method is shown in Figure 5. The salt is heated to about 200°C, to avoid condensation in the salt. The salt is then dissolved in water and analyzed for sulfate ions by ion chromatography.

Potassium chloride (KCl) was used instead of NaCl in the field measurements, to be able to detect any contamination from Na₂SO₄ from the fly ash. A 99.999% pure KCl salt was used, with a negligible amount of impurities.

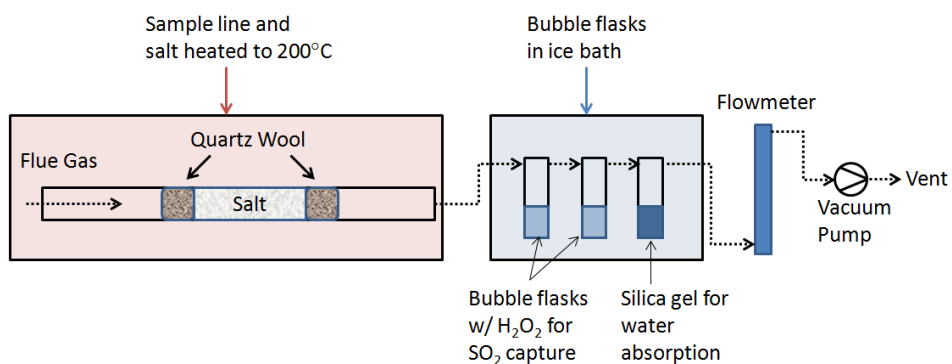


Figure 5. Schematic picture of the salt method.

2.3 Corrosion probe

The corrosion rate experiments were conducted using an air-cooled corrosion probe, Figure 6. A fresh test ring of carbon steel is placed in the probe tip. A thermocouple is located in the test ring and the temperature in the test ring is controlled by adjusting the air flow with a PID controller. After the test the corrosion products are washed and the weight loss can be determined by weighing the ring before and after exposure.

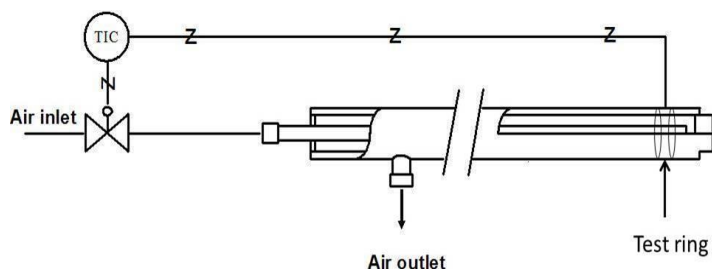


Figure 6. Air-cooled corrosion probe with temperature regulation.

2.4 Dew point meter

The acid dew-point temperature was measured in the flue gas duct by the acid dew-point probe from Land. The probe has a sensor in the tip consisting of two platinum electrodes insulated from each other with a pyrex glass. The surface temperature of the sensor is controlled by adjusting the air flow. After the surface temperature reaches the flue gas temperature the temperature can slowly be decreased. As soon as condensation on the sensor takes place the glass surface between the electrodes becomes conductive and an electric current signal can be registered by the instrument.

3. Results and Discussion

3.1 Heinola measurement campaign

3.1.1 Boiler data at Heinola

The Heinola measurement campaign was conducted at the Stora Enso fluting mill recovery boiler week 23, 2011. This boiler burns a sodium based sulfite liquor with a very high sulfur-to-sodium ratio. It is well known that combustion of sodium based sulfite liquors results in a flue gas with quite high SO_2 concentration in the flue gases. Thus, the boiler was considered a good test location for the measuring system being developed.

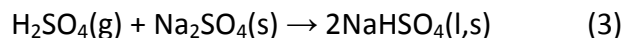
The operational data is shown in Table 1. SO₂ was 190-240 ppmv after the scrubber and the oxygen content was 4.6-5.5 vol-% in the flue gas. SO₂ was not normally measured in the flue gases before the scrubber but was measured in this work.

Table 1. Operational data in Heinola

	Liquor feed (l/s)	BL dry solids (%)	O ₂ (vol-%, wet)	SO ₂ (ppmv, wet)
7.6.2011	3.0	74	5.5	240
8.6.2011	3.0	74	4.9	210
9.6.2011	3.0	74	5.0	220
10.6.2011	3.0	71	4.6	190

3.1.2 H₂SO₄ and SO₂ at Heinola

Figure 7 shows the SO₂ measured between the ESP and scrubber and the mill data for SO₂ after the scrubber. In spite of the high SO₂ measured before the scrubber, H₂SO₄ was less than 1 ppmv measured with the salt method and 1-4 ppmv for the controlled condensation method, which is just at the detection limit for both of the methods. This somewhat surprisingly low H₂SO₄ may be due to the reaction of any H₂SO₄(g) with the sodium sulfate in the fly ash particles to form sodium bisulfate (NaHSO₄) according to Reaction 3.



This reaction seems to be able to effectively remove any H₂SO₄(g) from the flue gases.

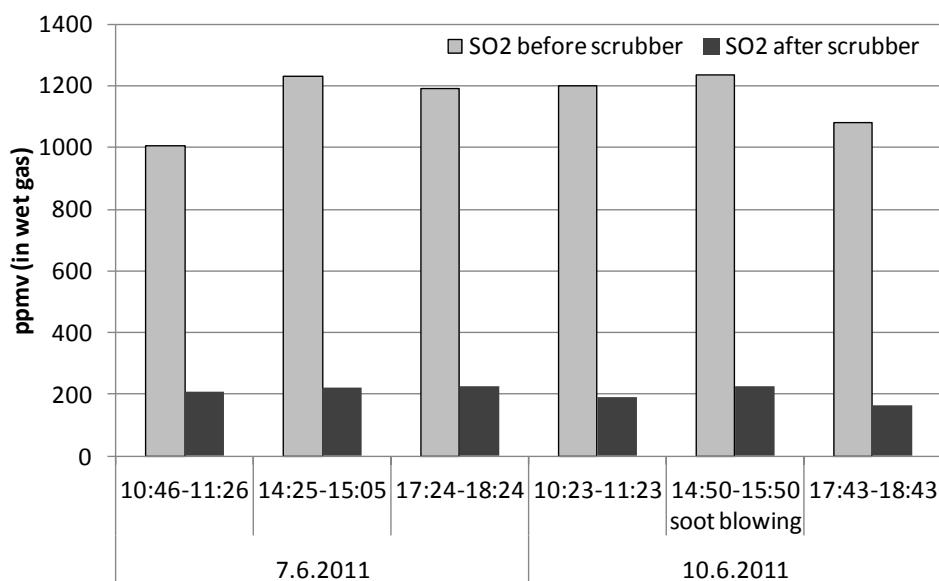


Figure 7. SO₂ before and after the scrubber at Heinola.

3.1.3 Measured dew point at Heinola

The flue gas temperature and dew point can be seen in Figure 8. The flue gas temperature in the measurement port was between 150-152°C. Without sootblowing the dew point was registered by the dew point meter at 67-70°C and during sootblowing 78°C. No acid dew point was detected. However, an elevated water dew point was observed, which can be seen in Figure 9. The calculated water vapor content in flue gas during normal operation was 14 vol-% and during sootblowing 26 vol-%. This corresponds to a water dew point of 53 and 66°C. The measured dew point was 12-17°C higher, as shown in Figure 9. This is most likely due to the high amount of hygroscopic ash (Na_2SO_4) in the flue gas. In the presence of hygroscopic salts the water starts to condense at a higher temperature, before 100% of relative humidity of the gas is reached.

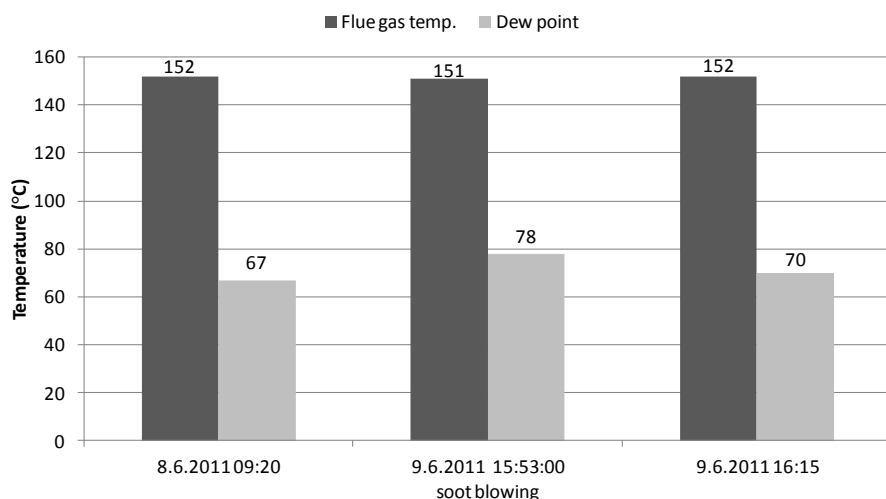


Figure 8. Flue gas temperature and measured dew point at Heinola.

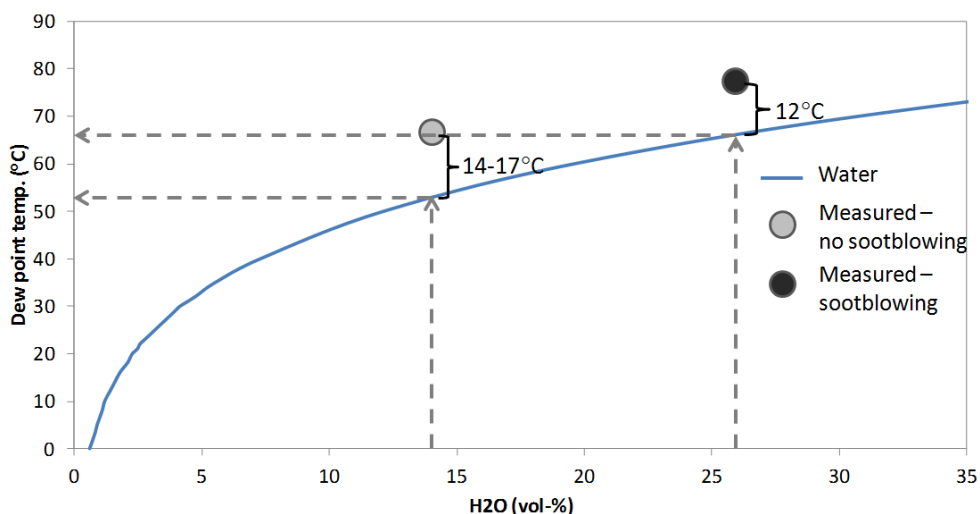


Figure 9. Water dew point in an ash-free flue gas and measured dew point at Heinola.

Some gaseous HCl may also be present in the flue gas. Thus, the HCl dew point was also considered. Figure 10 shows calculated HCl dew point temperature as a function of HCl concentration for 14 and 26 vol-% of water vapor. The striped lines show the measured dew point for the two cases. Noticeable is that even at 1000 ppmv of HCl the measured dew point is about 8 °C higher. This means that the elevated dew point is not due to HCl.

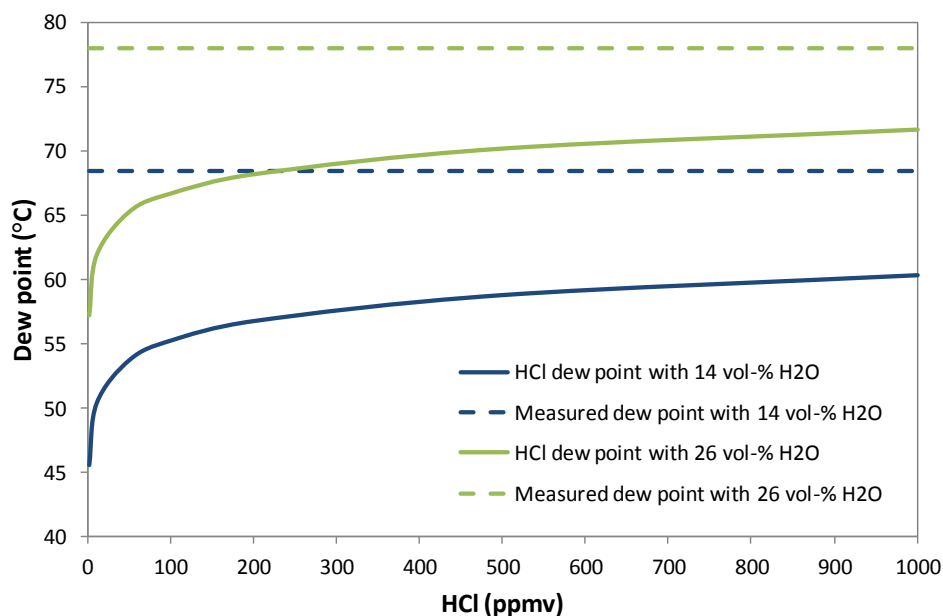


Figure 10. HCl dew point for a flue gas with 14 and 26 vol-% H₂O. The dashed lines show the measured dew point for the two water vapor concentrations. HCl dew point according to [4].

3.1.4 Corrosion probe results at Heinola

The corrosion probe results are shown in Figure 11. Sootblowing was not in use for the 2 h experiments. Sootblowing did occur during the longer tests: 3 cycles during the 12.5 h; and 4 sootblowing cycles during the 16 h test. Heavy corrosion was detected on the probe at surface temperatures 70°C and 80°C. Some minor corrosion was observed at 90°C but no detectable corrosion at 110°C.

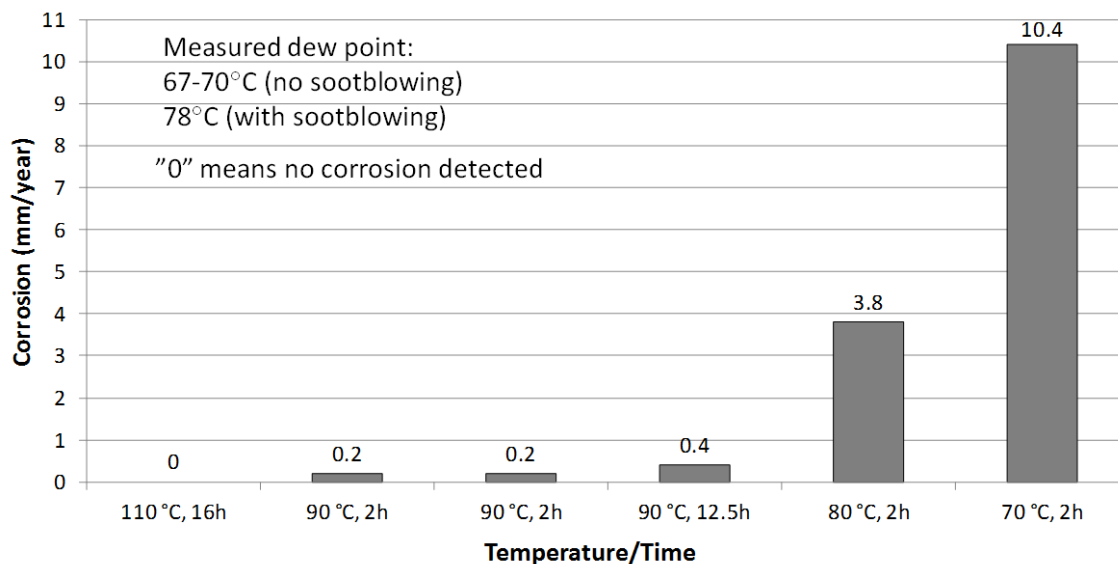


Figure 11. Corrosion test results at Heinola.

3.2 Rauma measurement campaign

3.2.1 Boiler data at Rauma

The Rauma measurement campaign was conducted at the Metsä-Botnia recovery boiler week 37, 2011. The Rauma liquor is a high solids Kraft liquor. With this liquor the SO₂ content in the flue gas is normally very low (below the detection limit of 2 ppm) but can at some conditions rise to a measurable level (for example when burning oil).

The operational data is shown in Table 2. The boiler load was about 90% on the 13th and 14th of Sept. The SO₂ was below the detection limit during the measurements and the oxygen content was 2.2 vol-% in the flue gas. In an attempt to increase the SO₂ in the flue gas on the 16th, the load was lowered and about 1.1 kg/s of oil was combusted in the boiler, however, the SO₂ was still below the detection limit. Sootblowing was continuously on during the measurements. The measurements were conducted in the flue gas duct between the ESP and flue gas fan.

Table 2. Operational data in Rauma

	Liquor feed (l/s)	BL dry solids (%)	Oil (kg/s)	O ₂ (vol-%, wet)	SO ₂ (ppmv, wet)
13.9.2011	37	78	-	1.8	<2
14.9.2011	36	78	-	1.8	<2
16.9.2011	28	76	1.1	1.8	<2

3.2.2 H_2SO_4 and SO_2 at Rauma

Four H_2SO_4 and SO_2 measurements were done during normal operation and one measurement was done during low load and oil firing. Neither SO_2 nor H_2SO_4 were found in any of the five measurements that were conducted.

3.2.3 Measured dew point at Rauma

The flue gas temperature and dew point can be seen in Figure 12. The flue gas temperature in the measurement port was between 180-182°C for the normal operational mode and 165°C when the load was lowered and oil was fired. No acid dew point was detected with the dew point probe. The dew point was measured to be 62-64°C, which is consistent with the water dew point. The calculated water vapor in a flue gas was 20 vol-% which results in about the same dew point as measured, which can be seen in Figure 13.

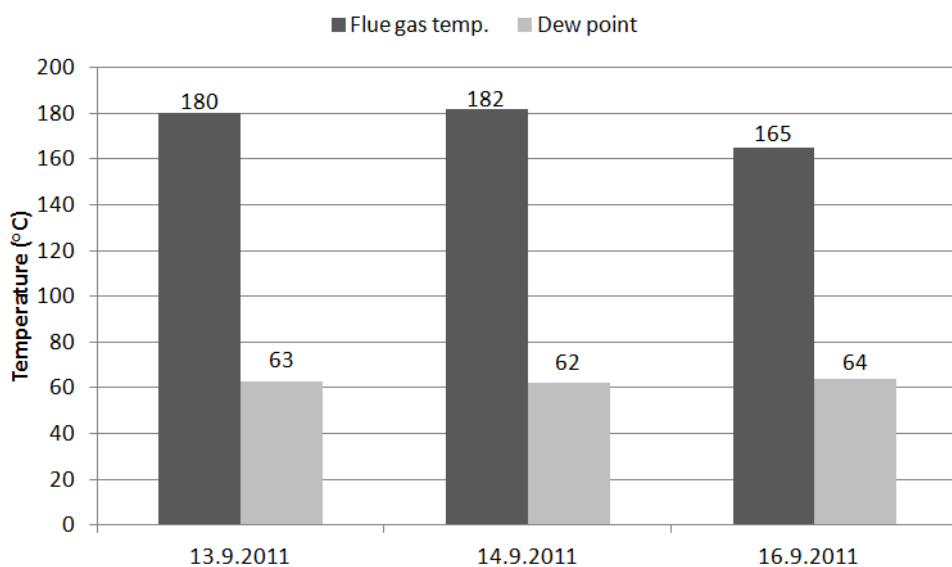


Figure 12. Flue gas temperature and dew point.

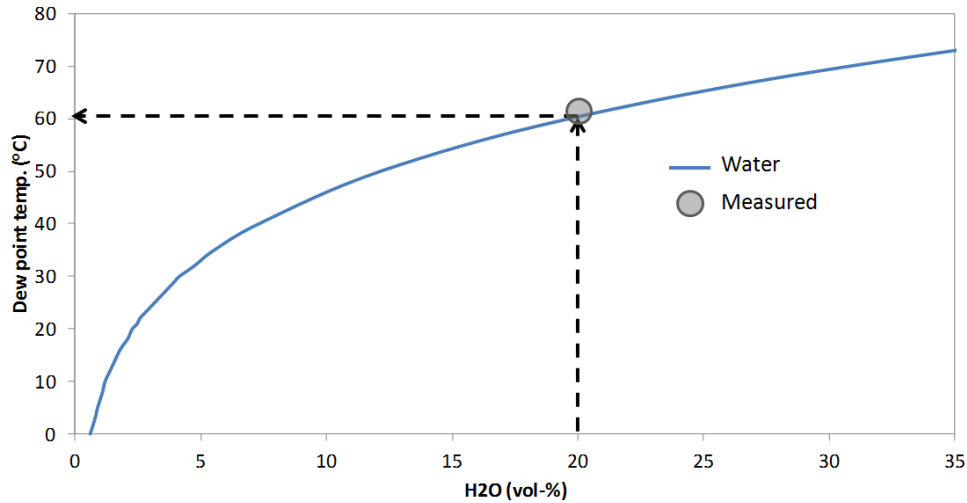


Figure 13. Water dew point in an ash-free flue gas and measured dew point.

3.2.4 Corrosion probe results at Rauma

The corrosion probe results are shown in Figure 14. With a probe surface temperature of 55°C, which is below the condensation temperature measured, corrosion was significant, equivalent to some 0.7 mm/year. No measurable corrosion was observed in the experiments with ring temperatures between 65-70°C.

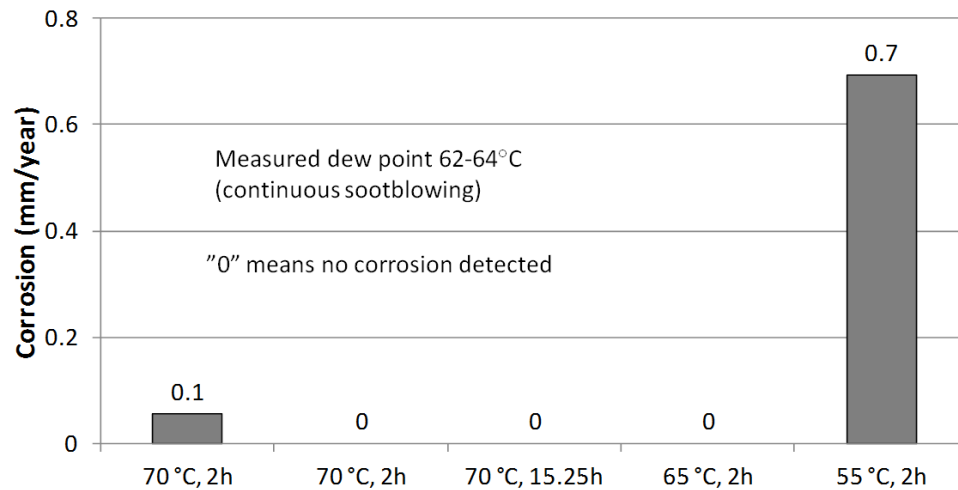


Figure 14. Corrosion test results.

4. Summary

At the Rauma Kraft mill the dew point measured was equal to the water dew point, 62-64°C. Neither SO₂ nor H₂SO₄ was found in the flue gas. Corrosion started below 65°C, i.e. below the dew point of water.

At the Heinola sulfite mill a somewhat elevated dew point of water was found. This can be explained by the high amount of fly ash and the hygroscopic nature of Na₂SO₄. The concentration of SO₂ was between 1200-1600 ppmv, in dry gas, before the scrubber. The measured H₂SO₄ was below 1 ppmv measured with the salt method and 1-4 ppmv measured with controlled condensation method. This implies that there is a reaction between H₂SO₄ with Na₂SO₄ to form acidic NaHSO₄. At 80°C significant corrosion was observed.

The flue gases of the two boilers appear not to cause sulfuric acid induced low-temperature corrosion.

5. Literature

1. Haase, R. och Borgmann, H. W., VGB 76, pp 16-19, 1962.
2. Cooper, D.; Ferm, M. Jämförelse av mätmetoder för bestämning av SO₃ koncentrationer i rökgaser. Värmeforsk, Institutet för Vatten- och Luftvårdsforskning Göteborg 1994, Report 937
3. <http://www.epa.gov/ttn/emc/promgate/m-08.pdf>
4. Yen Hsiung Kiang, "Predicting Dewpoints of Gases", Chemical Engineering 88 (3): 127 (1981).

LIITE V

**Corrossion relating to acidic sulfates in kraft and sodium sulfite
recovery boilers – artikkeli
Tappi Journal December 1984**

Corrosion relating to acidic sulfates in kraft and sodium sulfite recovery boilers

ABSTRACT

The theoretical background of the formation of acidic sulfates (i.e., bisulfate and pyrosulfate) is discussed based on thermodynamic and kinetic considerations. The theoretical results are compared with experimental material from several recovery boilers. The corrosion of the boiler bank tubes observed in some sulfite recovery units is shown to be caused by the presence of molten bisulfates on the tube surfaces. The corrosion was considerably slower on surfaces with a surface temperature above the stability region of the bisulfate. The excess of oxygen in the flue gases was shown to have strong influence on the formation of acidic sulfates.

KEYWORDS

Corrosion
Fly ash
Recovery boiler
Sodium bisulfate
Sodium pyrosulfate

Rainer Backman and Mikko Hupa

Dept. of Chemical Engineering, Åbo Akademi, SF-20500 Turku, Finland

Paavo Hyöty

Boiler Division, Oy Tampella Ab, SF-33101 Tampere, Finland

Acidic sulfates like bisulfate and pyrosulfate have long been recognized as potential corrosive agents in oil-fired boilers (1-5) and in black liquor recovery boilers (6, 7) or ammonia-based sulfite spent liquor boilers (8). The information in the literature concerning the acidic sulfates is, however, to a large extent speculative, and very few quantitative data have been reported. In this paper, we present some recent studies on the thermodynamics and kinetics of the formation of acidic sulfates. Furthermore, results from boiler bank corrosion studies in several large boilers, both kraft- and sodium-sulfite-type units, are presented.

Thermodynamic and kinetic considerations

Figure 1 shows the stability diagram for the system $\text{Na}_2\text{SO}_4\text{-H}_2\text{O-SO}_x$ (9). The diagram assumes no mutual solubility of the phases, although some phases are known to be partially soluble in each other. The partial pressure of water is taken as 0.25 atm, a typical value in recovery boilers. Acidic sulfates are stable when the SO_x (i.e., $\text{SO}_2 + \text{SO}_3 + \text{H}_2\text{SO}_4$) concentration exceeds the value indicated by the border line to Na_2SO_4 .

Figure 2-A shows a thermogravimetric curve from an experiment designed to study the kinetics of sodium pyrosulfate formation in a gaseous atmosphere with 5% SO_2 and 10% O_2 but no SO_3 present (9). The figure shows that no pyrosulfate is formed at 350°C, despite expectations based on the thermody-

amic diagram. Thus, the reaction rate was practically zero. Only when some SO_2 was converted to SO_3 (3000 ppm in Fig. 2-B) in a separate catalytic reactor did the formation of pyrosulfate proceed at a detectable rate (9).

The formation of acidic sulfates from Na_2SO_4 with SO_2 (and O_2) seems to be kinetically completely inhibited. One should, therefore, consider only the sum of actual SO_3 and H_2SO_4 as the total SO_x on the ordinate in the stability diagram (Fig. 1). The SO_2 present should be considered as an inert component of the flue gas in this context.

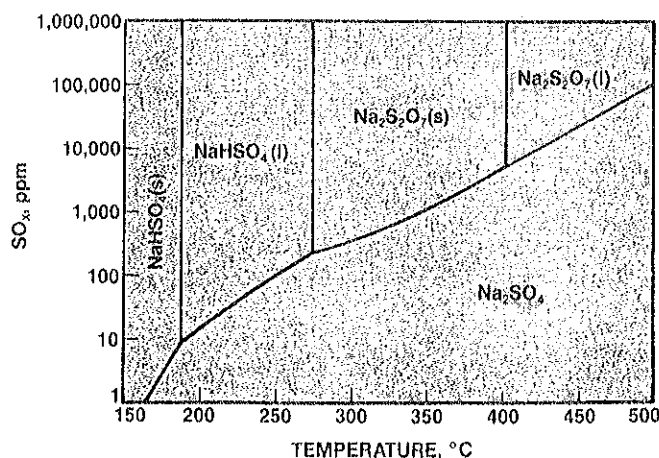
Flue gas reactions in recovery boilers

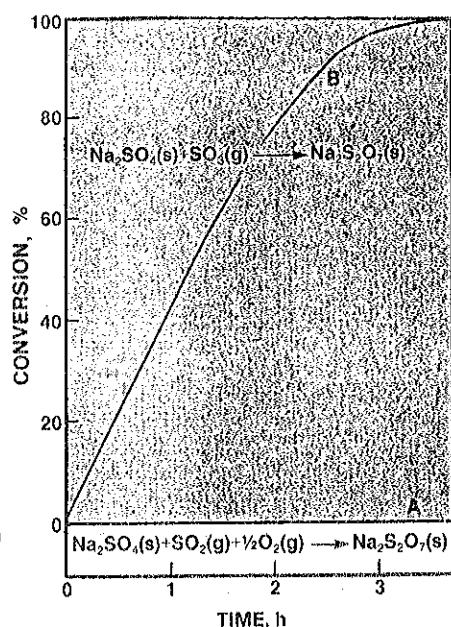
S/Na₂ ratio in flue gases

An essential parameter in the flue gas reactions of recovery units is the molar

ratio S/Na₂ in the flue gases. This ratio is dependent on several variables, the most important being the sulfidity (i.e., the molar ratio S/Na₂) of the liquor and the furnace temperature. The liquor sulfidity is usually 0.2-0.5 in kraft liquor and 0.9-1.5, sometimes even higher, in sulfite liquors (Table I). The S/Na₂ ratio in the flue gases is generally considerably higher than the sulfidity of the liquor (10). In sulfite boilers the SO_x content is several thousand ppm, equivalent to a stoichiometric excess of sulfur compared to sodium ($\text{S/Na}_2 = 2-12$). In kraft boilers, the SO_x concentration in the flue gases seldom exceeds a few hundred ppm and, consequently, there is often only a slight, if any, excess of sulfur, S/Na₂ being around unity or less. This leads to a very different chemical composition in the flue gases and fly ash of the two systems.

1. The stability diagram $\text{Na}_2\text{SO}_4\text{-H}_2\text{O-SO}_x$. (Pressure of O_2 , 0.05 atm. Pressure of H_2O , 0.25 atm.)





2. Thermogravimetric curves for formation of $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_7(\text{s})$ from $\text{Na}_2\text{SO}_4(\text{s})$ at 350°C . Reaction gas: A - 5% SO_2 , 10% O_2 , 85% N_2 (no SO_3); B - 5% SO_2 , 10% O_2 , 85% N_2 , and 3000 ppm SO_3 .

Reaction flow sheets

The principal chemical reactions between sulfur and sodium in the oxidizing part of the furnace and flue gases are summarized in Fig. 3 (11). The figures are based on both the theoretical considerations discussed above and measurements of the SO_2 concentration and of the amount and composition of the fly ash in various recovery boilers. The most important compounds in the flue gases are presented as a function of the flue gas temperature. The reactions leading to the compounds indicated in the flow sheet boxes are discussed in more detail by Hupa (11-13).

Because of the large excess of SO_2 in a sulfite boiler, the sodium compounds, mainly hydroxide and carbonate, are quantitatively converted to Na_2SO_4 at an early stage (Reaction Box 3 in Fig. 3A). The small amount of SO_3 that may be formed later on catalytic surfaces (Box 5) can react with Na_2SO_4 forming acidic sulfates, i.e., pyrosulfate, $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_7$, or bisulfate, NaHSO_4 (Boxes 8 and 9).

In kraft boilers (Fig. 3B), there is usually enough sodium carbonate present to neutralize the SO_3 at an early stage (Box 6), thus preventing the formation of acidic sulfates. The reaction:



1. The molar ratio S/Na_2 in liquor, smelt and flue gases in sulfate and sulfite boilers

	Sulfate		Sulfite	
	Liquor		Smelt	
S/Na_2 (mole/mole)	0.2	0.4	0.9	1.5
	Smelt		Flue gases	
S/Na_2 (mole/mole)	0.2	0.3	0.5	1.0
SO_2 (vol-ppm)	50	500	2000	10000
Na_2SO_4 (g/nm ³)	6	25	5	15
S/Na_2 (mole/mole)	0.9	1.8	2	12
g/m dry flue gas at 0°C and 1 atm				

has been found to be very rapid in the temperature range of interest in recovery boilers (400 – 600°C) (9).

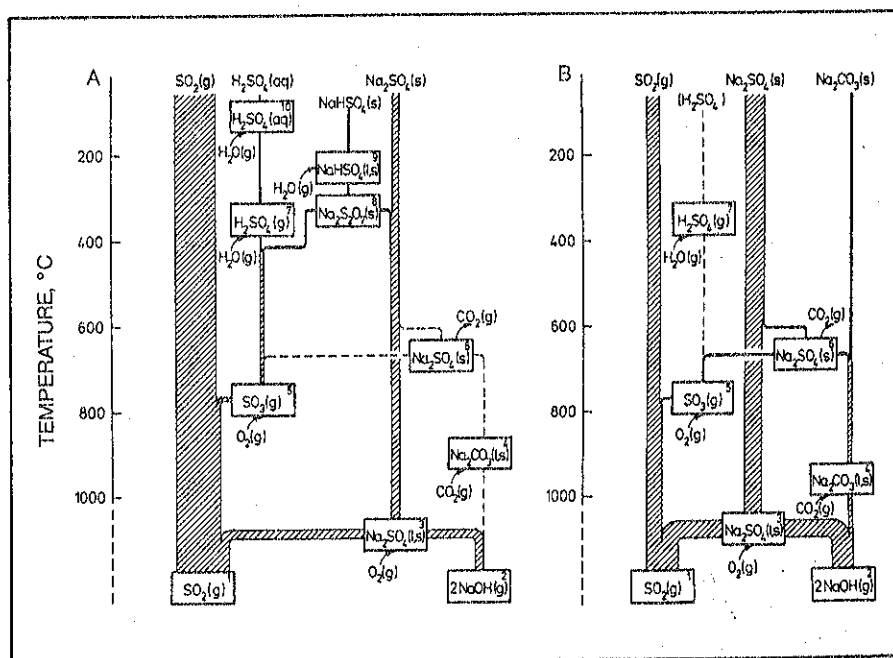
Acidic sulfates in recovery boilers

Liquid pyrosulfate (melting point, 402°C) is sometimes quoted as causing corrosion in oil-fired boilers (5, 14, 15). Based on the stability diagram and the discussion above, it may, however, be concluded that corrosion is possible in sodium sulfate liquor recovery units only if SO_x is high in the flue gases. The required $\text{SO}_3 + \text{H}_2\text{SO}_4$ concentration is around 5000 ppm (Fig. 1). In a sulfite boiler with a total concentration of $\text{SO}_x > 5000$ ppm, this high $\text{SO}_3 + \text{H}_2\text{SO}_4$ concentration could theoretically be reached only in pores of a thick deposit. In these pores, the residence time is long enough to complete the catalytic conversion of SO_2 to SO_3 .

Even here, the presence of liquid pyrosulfate would be restricted to a very narrow temperature interval, from the melting point of 402°C to some 450°C , when the required concentration exceeds the total SO_x concentration in any practical system. On the other hand, this kind of liquid pyrosulfate formation inside a thick deposit and in direct contact with the metal surface may explain the superheater corrosion observed in some sulfite boilers.

Solid pyrosulfate is not expected to be particularly corrosive. In systems with a high potassium content, however, some pyrosulfate may be liquid ($\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_7$ – $\text{K}_2\text{S}_2\text{O}_7$ eutectic) at considerably lower temperatures (down to 280°C) (5).

The well-known rapid clogging of economizers and corrosion of boiler bank tubes at 200 – 280°C (1, 16) probably



3. The most important reactions of sodium and sulfur in recovery boilers. A, $\text{S}/\text{Na}_2 = 6$, sodium sulfite. B, $\text{S}/\text{Na}_2 = 1.5$, sulfate.

CORROSION

results from the presence of molten bisulfite, $\text{NaHSO}_3(l)$ (1). This may be formed at, say, 260°C if the $\text{SO}_3 + \text{H}_2\text{SO}_4$ concentration in the flue gases exceeds some 100 ppm. This, again, is possible in both sulfite and kraft boilers with high S/Na_2 ratios in the flue gases, if the catalytic formation of SO_3 is favored (Fig. 3, Box 5).

The best indication of the existence of acidic sulfates in the fly ash is the "pH of the fly ash" (i.e., the pH of, say, a 5% aqueous solution of fly ash). If no other acidic compounds are present, a fly ash at pH 3.0 contains 0.24% NaHSO_4 and at pH 2.0, some 2.4% NaHSO_4 . A practical critical value with respect to clogging of economizers has been found to be $\text{pH} = 3$ or lower (12, 17).

Measurements in boilers

Measurements in two kraft and two sodium sulfite recovery boilers seem to confirm the results given above. In each of the boilers, conventional flue gas and fly ash determinations were made parallel to short-term corrosion studies. The corrosion studies were based on samples collected with an air-cooled probe (18). Samples were taken immediately after the boiler bank tubes (Fig. 4). After exposure, a sampling ring was removed from the probe and examined by different techniques including: photography, scanning electron microscopy, energy dispersive x-ray analysis (EDXA), and chemical analysis of the aqueous solution of the ring deposit.

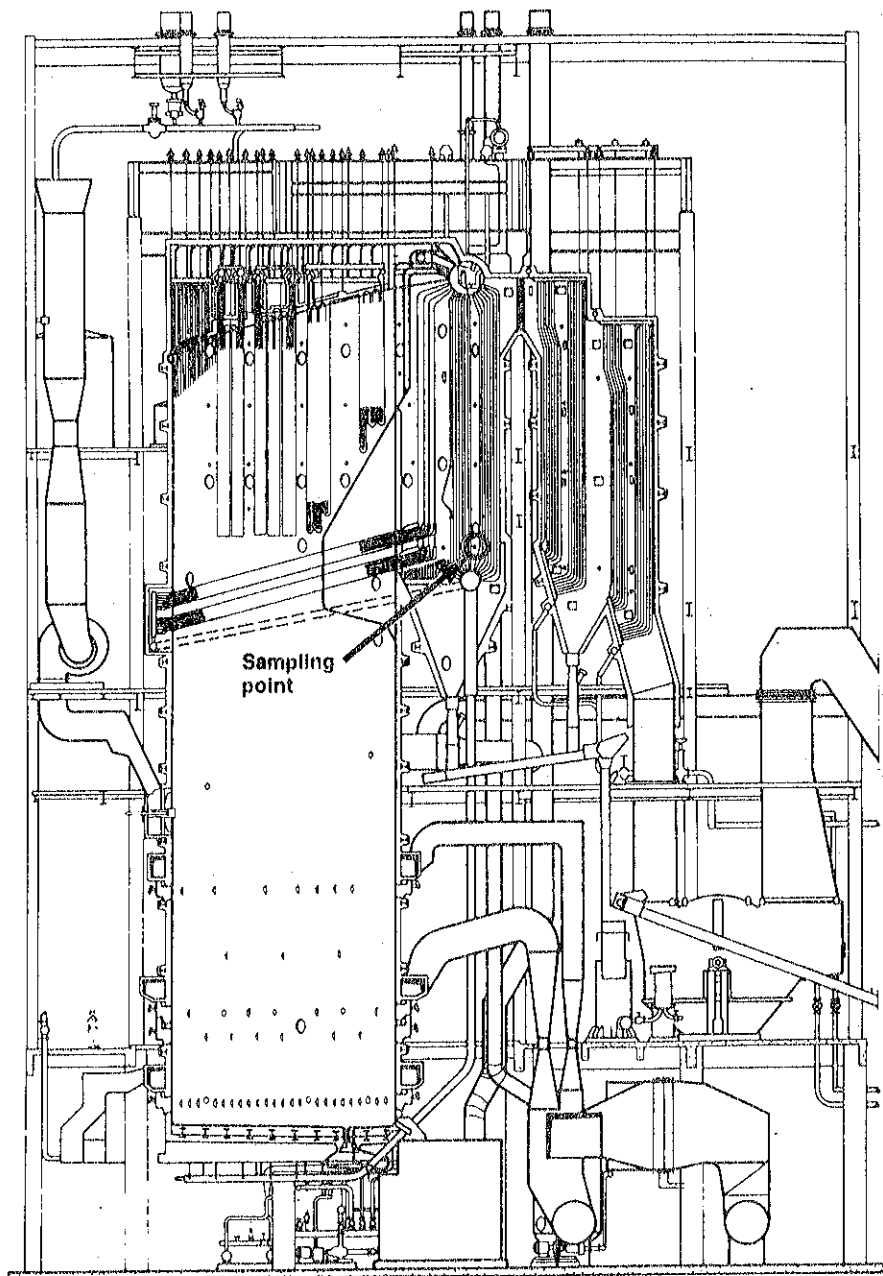
pH of the fly ash

Figure 5 shows a summary of the pH determinations of a 5% aqueous solution of fly ash from boilers run with different amounts of excess oxygen. The right-hand ordinate assumes no other acidic or alkaline components in the fly ash but NaHSO_4 (or $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_7$) or Na_2CO_3 . The influence of excess oxygen on the formation of acidic sulfates is strong in sulfite boilers with a high S/Na_2 ratio in the flue gases. It can be explained by the influence of the O_2 concentration on the catalytic formation of SO_3 (Box 5 in Fig. 3).

This is also confirmed by long-term observations (Figs. 6A and 6B) (17). The high level of excess oxygen in the boiler in 1974 (average 3.0%) gave a lower pH of the fly ash (about 2.3) than in 1980, when the boiler was run with an average of 1.9% excess oxygen.

Corrosion probe tests

Figure 7 shows the amount of dissolved iron from the corrosion probe rings plotted as a function of the sampling ring surface temperature after a 15-min exposure in boilers with different S/Na_2 ratios in the liquor as well as in the flue gas. The samples were all taken



4. Sodium sulfite recovery boiler used for testing. The sampling point in the lower part of the boiler bank is indicated.

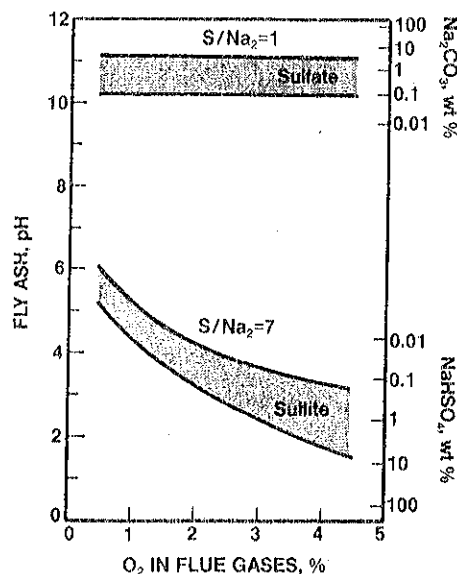
from the boiler bank area (Fig. 4), where the flue gas temperature varied between 400° and 450°C . Exposure times of only 15 min suffice to give reproducible and relevant results for explaining the corrosion mechanism.

Table II gives some examples of the chemical composition of the aqueous solution of the corrosion probe deposits. Figure 8 shows some typical SEM images of the corrosion probe surface after exposure. The small white particles ($<10\mu\text{m}$) represent condensed Na_2SO_4 . The larger ($>10\mu\text{m}$), almost spherical particles are residues of black liquor droplets carried over from the burner level. The most severe corrosion is observed in high-sulfidity sulfite systems with high oxygen content in the

flue gases. In all cases, however, the corrosion rate could be significantly reduced by running the boiler with excess O_2 of less than about 2%.

An interesting feature in all the corrosion curves with high O_2 is the sudden drop of the corrosion rate between 250° and 300°C . This can be explained by the decomposition of corrosive, liquid sodium bisulfate to considerably less corrosive, solid pyrosulfate around 260 – 280°C (Fig. 1). Consequently, boilers, with water temperatures higher than about 280°C are less sensitive to bisulfate corrosion problems on water tubes (boiler bank) than those at lower temperatures.

The corrosion rate in the kraft boiler (Fig. 7D) was an order of magnitude

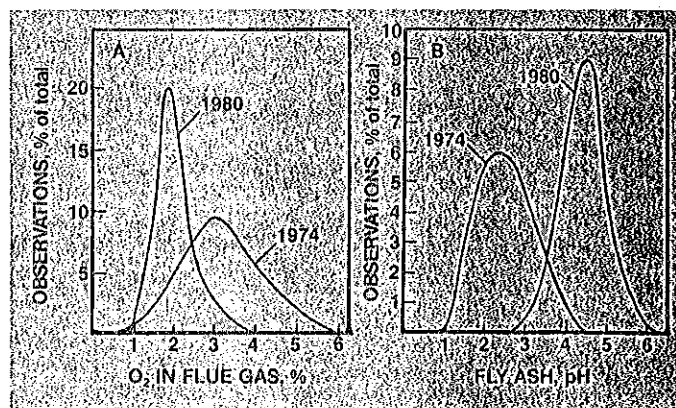


5. pH of fly ash (5% aqueous solution) vs. excess O_2 in dry flue gases for two recovery boilers with different S/Na_2 ratios in the flue gases. Boiler 1: 1250 t.d.s/24 h, kraft, S/Na_2 in liquor 0.4. Boiler 2: 1200 t.d.s/24 h, sodium sulfite, S/Na_2 in liquor 1.1. The shaded areas indicate the scattering of 43 samples from Boiler 1 and 94 samples from Boiler 2.

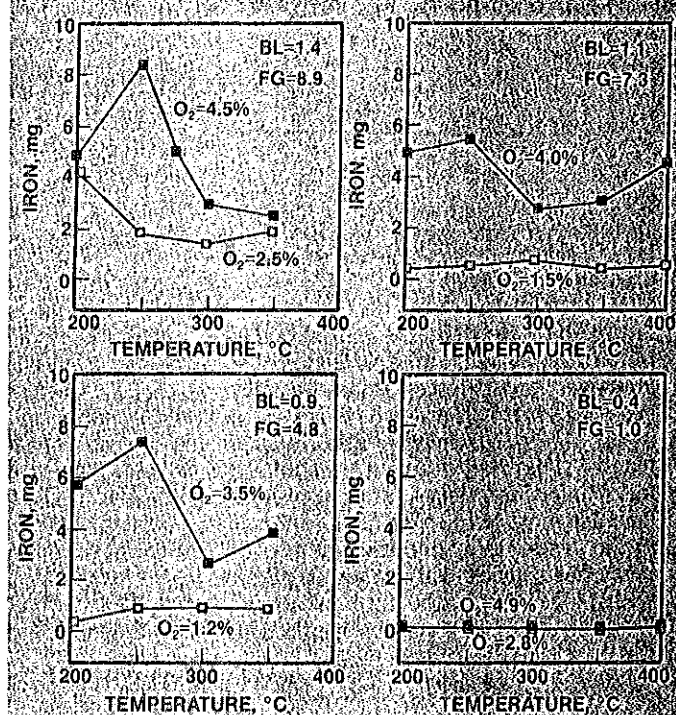
III. The chemical composition of some corrosion probe samples from the boiler bank of two recovery boilers with different S/Na_2 ratio in the flue gases

	Sulfate		Sulfite	
S/Na_2 in flue gases	7	7	1	1
O_2 in flue gases, %	1.5	3.5	2.8	4.9
Sample weight, mg	89.5	26.2	58.7	73.7
pH*	5.5	4.5	10.1	9.6
Composition weight %				
Na_2O	42.6	38.1	41.6	48.4
K_2O	3.7	6.0	3.1	2.6
CaO	0.2	0.7	0.1	0.1
Fe_2O_3	0.8	10.7	0.1	0.1
SO_3	62.0	61.7	37.1	42.2
CO_2			20.2	12.8
Cl	0.8	1.4	2.2	1.7
	110.4	118.6	104.4	112.9

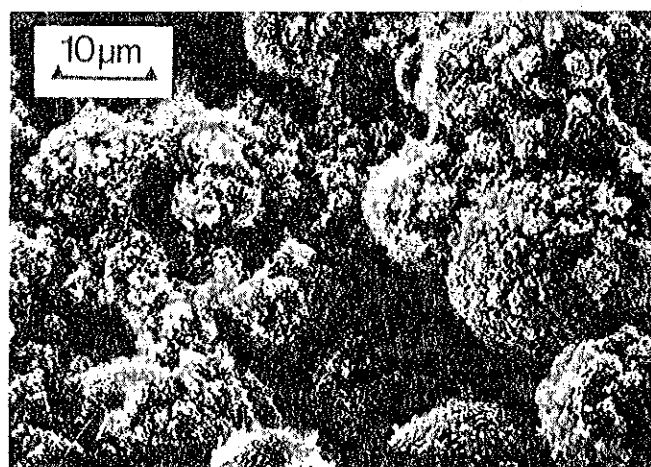
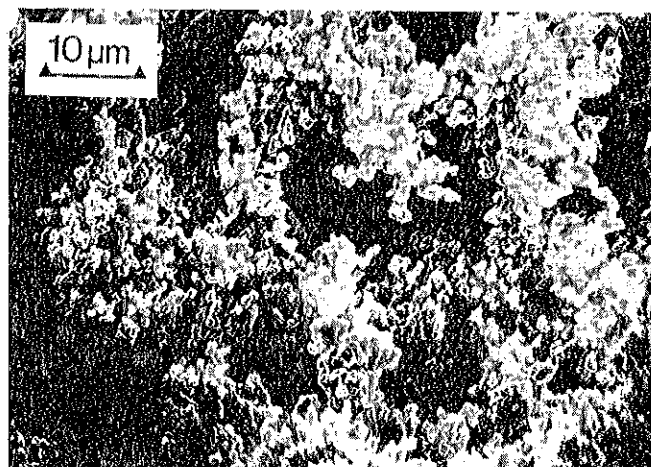
* pH of the solution when the sample was dissolved in 50 mL water.



7. Results from corrosion probe tests in boilers with different S/Na_2 ratios in the black liquor (BL) as well as in the flue gases (FG). The abscissa represents the sampling ring surface temperature, the ordinate, the amount of dissolved iron (calculated as Fe_2O_3) in mg. The S/Na_2 ratio 1:4 was obtained by adding sulfur to the furnace of a NSSC-boiler.



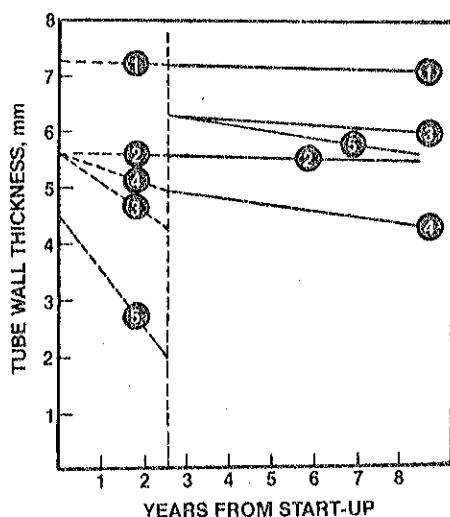
8. SEM images of corrosion probe deposits from the boiler bank. (A, sulfite, B, sulfite boiler.) The small white particles (less than $10 \mu m$) represent condensed sodium sulfate. The larger, almost spherical particles (greater than $10 \mu m$) are black liquor droplets carried over from the burner level.



CORROSION

Location	Corrosion rate, mm/year	
	Jan. 75 - June 76	June 76 - Jan. 82
1. Composite tubes in the lower part of the furnace	0.03	0.03
2. Wall tubes in the upper part of the furnace	0.02	0.02
3. Screen tubes	0.52	0.06
4. Wall tubes above screen tubes	0.22	0.10
5. Boiler bank tubes	1.00	0.15

Screen tubes and boiler bank tubes replaced in June 1976.



9. Thickness of tube walls during the years 1975-82 in a sodium sulfite recovery boiler (17). Location numbers and corrosion rates according to Table III.

lower than that in the sulfite boiler, indicating a lack of acidic sulfates. However, bisulfite corrosion may also occur in kraft boilers if the S/Na_2 ratio in the flue gases reaches a high value locally. This may happen on surfaces following a hot electrical precipitator, because most of the sodium is removed in the precipitator and the S/Na_2 ratio increases considerably. Also, in places with no contact with the neutralizing fly ash but in full contact with the flue

gases (i.e., surfaces behind obstacles), one can observe local bisulfate corrosion.

Long-term corrosion experience

Serious bisulfite-type corrosion was observed in one large sulfite boiler (1200 t.d.s./24 h). Very rapid corrosion, up to 1.0 mm/year, was observed on boiler bank tubes during the first 2.5 years of operation (17). Also, the screen tubes corroded at an intolerable rate of 0.52 mm/year. At that time, the boiler was run with a high excess of oxygen (Fig. 6A). After replacing the critical tubes, the boiler was operated with a lower level of excess oxygen. The result was a considerably lower corrosion rate (Table III, Fig. 9).

Conclusions

1. Acidic sulfates may cause considerable clogging and corrosion problems in recovery boilers with a high S/Na_2 ratio in the flue gases.

2. The formation of acidic sulfates in the fly ash or on heat exchange surfaces is thermodynamically possible in recovery boilers at temperatures below 400-450°C. The particularly harmful liquid bisulfate is stable at temperatures between 190° and 280°C.

3. Kinetically, the reaction converting Na_2SO_4 to acidic sulfates proceeds at a detectable rate only if the sulfur in

III. Corrosion rates in a sodium sulfite recovery boiler during the years 1975-1982

the gas phases in the form of sulfur trioxide, SO_3 (or H_2SO_4). Sulfur dioxide, SO_2 (+ O_2), does not react with Na_2SO_4 at a measurable rate.

4. In practice, the formation of acidic sulfates may be controlled by: (a) minimizing the S/Na_2 ratio in the flue gas (even locally at surfaces), (b) minimizing the catalytic SO_3 formation by running the boiler with a low level of excess oxygen in the flue gases, and (c) removing fly ash deposits from surfaces where acidic sulfates may be formed from SO_3 in deposit pores.

Literature cited

- Reid, W.T., *External Corrosion and Deposits, Boilers and Gas Turbines*, American Elsevier, New York, 1971.
- Corey, R.C., Cross, B.J., and Reid, W.T., *Trans. ASME* 67: 289(1945).
- Crossley, H.E., *J. Inst. Fuel* 40: 342 (1967).
- Kirsch, H., in *The Mechanism of Corrosion by Fuel Impurities*, Butterworths, London, 1963, pp. 508-515.
- de Santis, R., *Corr. Prev. Contr.* 7(1973).
- Warnqvist, B., *Svensk Papperstid.* 76: 463(1973).
- Hyöty, P., *Pulp Paper Mag. Can.* 80: 115(1979).
- Leitham, J., Engen, R., and Folsom, M., *Tappi* 61:10: 37(1978).
- Backman, R., "Sulfatisering av natrium-, magnesium- och kalciumforeningar," Abo Akademi 1983, ISSN 0357-7287.
- Warnqvist, B., "Klorid i återvinnings-system," STFI-medd., Serie B, No. 478, Stockholm, 1977.
- Hupa, M., *Paperi ja Puu-Paper and Timber* 62: 9(1980).
- Hupa, M., *Paperi ja Puu-Paper and Timber* 62: 6(1980).
- Hupa, M., *Paperi ja Puu-Paper and Timber* 62: 1(1980).
- Bryers, R., (Ed.), *Ash Deposits and Corrosion due to Impurities in Combustion Gases*, Hemisphere, Washington/London, 1978.
- Coats, A.W., Dear, D.J.A., and Penfold, J., *J. Inst. Fuel* 41: 129(1968).
- Gerdin, S., Jonson, S-E., Moberg, O., in "Proceedings on the Symposium of Recovery of Pulp Chemicals," IUPAC-EUCEPA, Helsinki, 1968.
- Kuukkanen, K., Nikkanen, S., and Hyöty, P., *International Sulfite Pulp Conference Proceedings*, TAPPI PRESS, Atlanta, 1982, p. 67.
- Hupa, M., Eriksson, B-E., and Klingstedt, G., *Paperi ja Puu-Paper and Timber* 60: 11(1978).

Received for review Oct. 3, 1983.

Accepted March 5, 1984.

t.d.s. = tons of dry substance



Don McCormick

Niagara Wires
A Division of Niagara Lockport Industries Inc.

Jim Reynolds, General Sales Manager, Niagara Wires, a division of Niagara Lockport Industries, is pleased to announce the appointment of Don McCormick to the position of Technical Service Representative for the West Coast Territory.

Don has many years' experience in the paper industry, in both papermaking and supplier related positions.

Circle No. 217 on Reader Service Card

LIITE VI

VTT ES

Mustalipeän viskositeetti – alustava raportti

13.12.2011

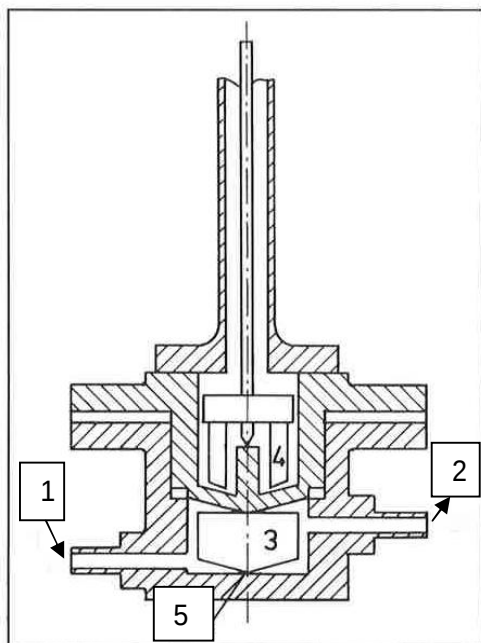
Mustalipeiden viskositeettien vertailua

Johdanto

1990-luvulla on tehty laaja selvitys mustalipeistä ja niiden ominaisuuksista (LIEKKI 2-ohjelmassa). Lipeätyöryhmän kokouksessa II/2010 5.5.2010 todettiin, että olisi aika päivittää esim. viskositeettikäyrät ja selvittää onko tilanne jotenkin muuttunut 15 vuodessa. Vertailun tekeminen vanhoihin arvoihin on vaikeaa, koska viskositeettilaitteisto on vaihtunut ja nyt mittaus tehtäisiin polttolipeästä suolan lisäyksen jälkeen. 1990-luvulla tutkittiin vahvalipeitä ennen suolan lisäystä. Todettiin kuitenkin, että mittauksilla voitaisiin saada selville lipeiden keskinäinen järjestys viskositeetin suhteen ja verrata sitä 90-luvulla saatuihin arvoihin.

Taustaa

Mustalipeiden dynaaminen viskositeetit määritettiin sylinterityyppisellä rotaviskosimetrillä, jossa sylinteriä pyöritetään paineistetussa kammiossa (viskoklaavissa) magneetin avulla. Viskositeettimittauksessa kahden samankeskisen sylinterin välinen suhteellisen kapea rengasmainen tila täytetään mustalipeällä. Sisempi sylinteri pyörii vakioleikkauksnopeudella ja pyörimisen ylläpitämiseen vaadittava vääntömomentti mitataan. Näytteen viskositeetti saadaan laskettua mitatuista arvoista. Leikkausnopeutena käytettiin 288 s^{-1} . Mittausperiaate on esitetty kuvassa 1.



- 1 = näyte sisään
- 2 = näyte ulos
- 3 = sylinteri
- 4 = magneetti
- 5 = tukipiste

Kuva 1. Viskositeettimittauksen periaate

Viskositeettimittauksissa käytetty laite on merkiltään Haake RheoStress 6000, jossa mittauskammiona on Haake Pressure Cell D100/200 (kuvat 2 ja 3). Maksimilämpötila viskositeettimittauksissa voi olla 170–180 °C . Tässä työssä

kaikkien näytteiden viskositeetit mitattiin kahdessa eri lämpötilassa. Toisen lämpötilan sai kukin tehdas itse määritellä ja toinen lämpötila oli kaikille sama eli 135 °C.

Viskoklaavi lämmitetään sähkövastuksilla. Mittauksen aikana mitataan sekä viskoklaavin vaipan lämpötilaa että itse mustalipeän lämpötilaa.

Viskometri kalibroidaan standardiöljyillä, joiden viskositeetti on tunnettu. Vaikeutena on sopivien öljyjen saaminen, kaupallisesti ei löydy öljyjä, joiden viskositeetti olisi riittävän korkea käytetyissä lämpötiloissa. Tämän takia viskometri on jouduttu kalibroimaan alhaisemmissa lämpötiloissa.



Kuva 2. Haake RheoStress 6000 viskositeettilaitteisto

Suoritus

Mustalipeän viskositeetti mitataan useammalla eri kuiva-ainepitoisuudella ja tulos esitetään viskositeettikäyränä, jossa viskositeetti (mPas) on piirretty kuiva-aineen funktiona. Määrityksen aikana mustalipeää konsentroidaan erityisessä haihdutusastiassa (kuva 3). Kun lipeä on saavuttanut halutun kuiva-ainetason, se johdetaan paineilman avulla viskoklaaviin mittausta varten. Haihdutusastian ja viskoklaavin välinen yhdysputkea lämmitetään, jotta mustalipeä ei tuki putkea mahdollisen jäähtymisen seurauksena. Mustalipeä pidetään mittauslämpötilassa 10 minuuttia ennen määrittystä, jotta vältetään mahdollinen tiksotropian aiheuttama virhe tuloksiin.



Kuva 3. Viskositeettimäärittämiseen käytetty laitteisto kokonaisuudessaan

Näytteet

Tässä työssä tutkittiin yhteensä 15 eri mustalipeää. Jokaisesta määritettiin dynaaminen viskositeetti sekä 135 °C:ssa sekä tehtaan itsensä määrittelemässä lämpötilassa. Näytteet on koodattu juoksevilla numerolla 1-15. Taulukoon 1. on koottu analysoidut lipeät ja niiden kuvaukset

Taulukko 1: Näytteet

Näyte	Kuvaus	Tehtaan valitsema lisälämpötila, °C
1	Polttolipeä soodakattilaan, sekalipeä. Koivu-%: 62 % ja havu-%: 38 %	140
2	Polttolipeä lipeäruiskuilta, havulipeä	115
3	Haihduuttamolta otettu havulipeä, jossa tuhka mukana (Kuusi 70 %/mänty 30 %). Eräkeitto Ulkomainen lipeä (?)	115
4	Polttolipeä, polttoon menevä havulipeä	141
5	Polttolipeä, polttoon menevä havulipeä	128
6	Polttolipeä, polttoon menevä havulipeä	132
7	Polttolipeä, polttoon menevä havulipeä	120
8	Polttolipeä, polttoon menevä havulipeä	142
9	Polttolipeä, polttoon menevä havulipeä	125
10	Polttolipeä, Sekalipeä, haihduuttamon 1A-yksikön jälkeen. Koivu-%: n. 60 % ja havu-%: n. 40 %	143
11	Polttolipeä soodakattilaan, sekalipeä. Koivu-%: 50 % ja havu-%: 50 %	120
12	Polttolipeä, polttoon menevä koivulipeä	125
13	Polttolipeä, lehtipuulipeä, ulkomainen	120
14	Polttolipeä, lehtipuulipeä, ulkomainen	120
15	Polttolipeä soodakattilaan, sekalipeä. Koivu-%: 10 % ja havu-%: 90 %. Eräkeitto. Ulkomainen lipeä (?)	115

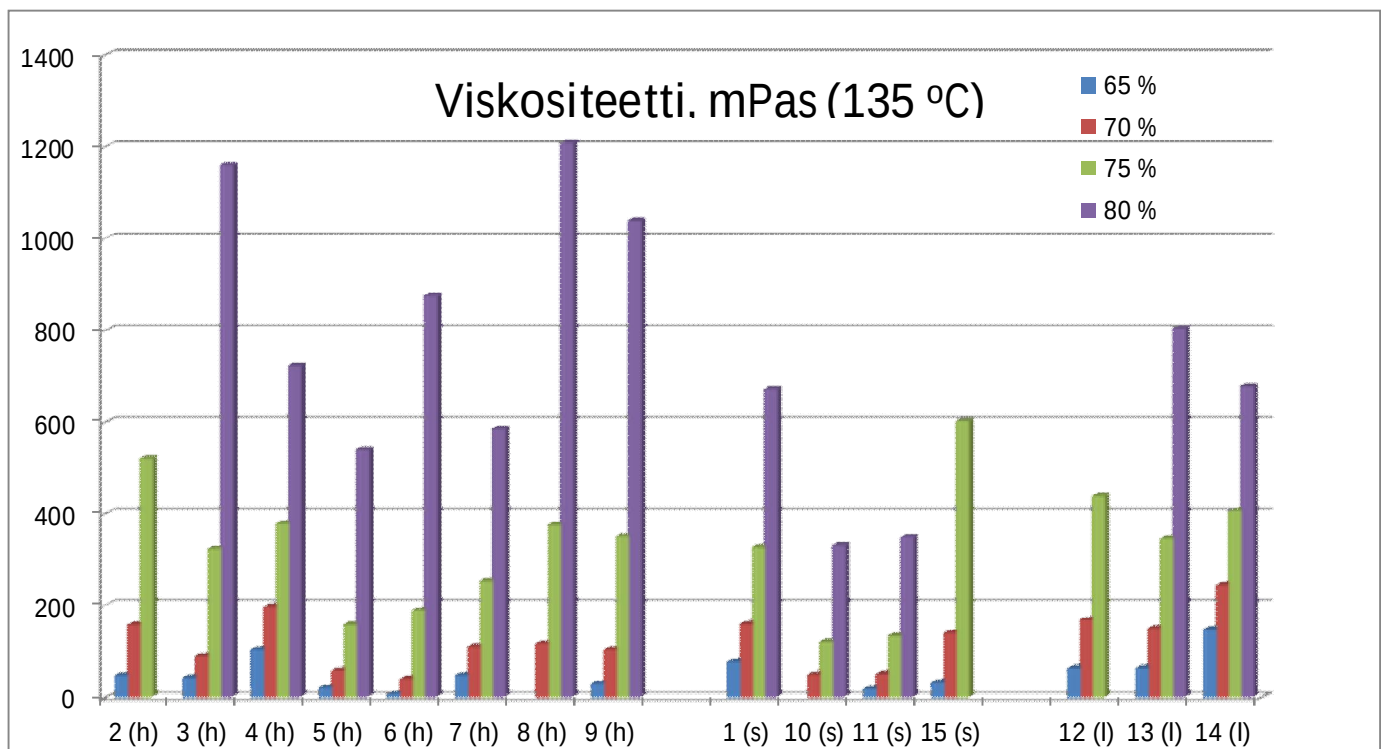
Tulokset

Viskositeetit mitattiin kahdessa eri lämpötilassa. Toisen lämpötilan sai tehdas määrittää itse ja toinen lämpötila oli kaikille yhteinen eli 135 °C. Kunkin näytteen viskositeettikäyrät sekä mitatut ja lasketut pisteet on esitetty liitteissä 1-30. Taulukkoon 2. on kerätty viskositeettiä arvot kuiva-ainepitoisuuksilla 65 %, 70 %, 75 % ja 80 %. Tulokset on esitetty graafisesti kuvassa 4.

Taulukko 2. Viskositeettitulokset 135 °C:ssa

Tehdas	65 %	70 %	75 %	80 %
1	78	159	327	673
2	48	157	521	-
3	43	90	323	1161
4	104	198	379	723
5	22	59	158	540
6	9	41	190	877
7	48	110	254	585
8	-	117	376	1209
9	31	104	350	1041
10	-	50	121	331
11	20	51	134	349
12	64	168	440	-
13	64	149	346	806
14	147	245	408	679
15	33	140	604	-

Joillekin näytteille ei pystytty mittaamaan viskositeettia 65 %:n kuiva-aineessa, koska viskositeetti laski niin alas ettei luotettavaa lukemaa saatu. Samoin kahden näytteen kohdalla 85%:n kuiva-aineessa viskositeetti oli liian korkea.

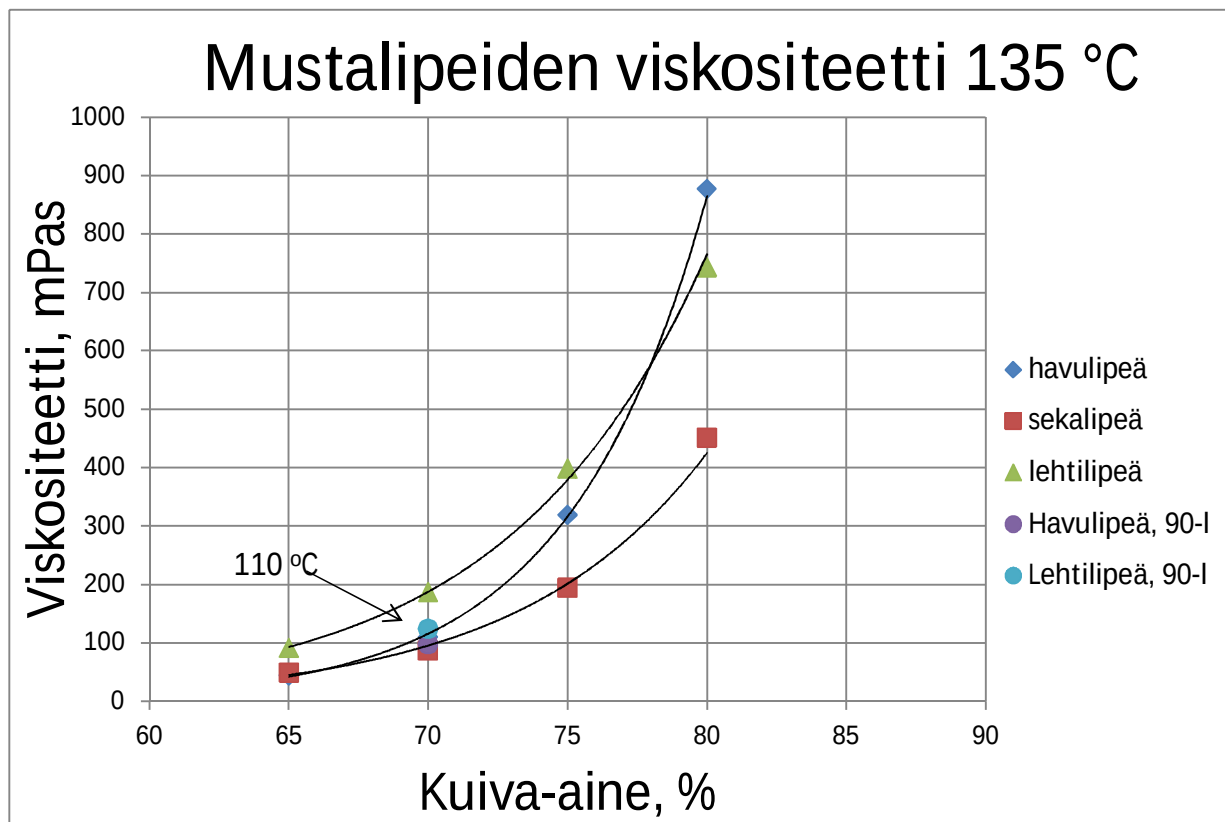


Kuva 4. Mustalipeiden viskositeetit eri kuiva-ainetasoilla (h=havulipeä, l=lehtipuulipeä ja s=sekalipeä).

Kuten taulukon 2 tuloksista sekä kuvan 4. pylväistä voi havaita, on viskositeeteissa suuria eroja. Kunkin puulajin viskositeettien keskiarvot on koottu taulukkoon 3. Taulukon 3 arvojen perusteella on piirretty viskositeettikäyrät, jotka on esitetty kuvassa 5. Kuvaan 5 on piirretty myös 1990-luvulla Soodakattilayhdistyksen toimesta teetetyn projektin ”Mustalipeän polttotekniset ominaisuudet” yhteydessä mitattujen havu- ja lehtipuulipeiden viskositeetit 70 %:n kuiva-aineessa. Pisteet näyttävät sijoittuvan suhteellisen hyvin tämän työn viskositeettikäyrästölle. On kuitenkin huomattava, että tuolloin 1990-luvulla mittauslämpötila oli 110 °C ja tällä kerralla 135 °C. Tasoero viskositeettitulosten kohdalla johtuu siitä, että mittauksiin käytetty laitteisto vaihtui vuonna 2008. Vanhojen ja uusien tulosten välille ei ole löydetty mitään selkeää korrelaatiokerrointa. Taulukossa 4 on vertailtu näiden kahden aikakauden lipeiden viskositeetti-arvoja. Tämä vertailu on rajattu vain havulipeisiin, sillä lehtipuulipeiden ja sekalipeiden osuus on ollut molemmissa tutkimuksissa huomattavasti alhaisempi kuin havulipeiden. Tässä tutkimuksessa yhtäkään mustalipeää ei mitattu lämpötilassa 110 °C. Alhaisin lämpötila oli 115 °C.

Taulukko 3. Viskositeettien keskiarvot (135 °C)

Kuiva-aine, %	Viskositeetti, mPas		
	havu	seka	lehti
65	44	49	92
70	110	87	187
75	319	194	398
80	877	451	743



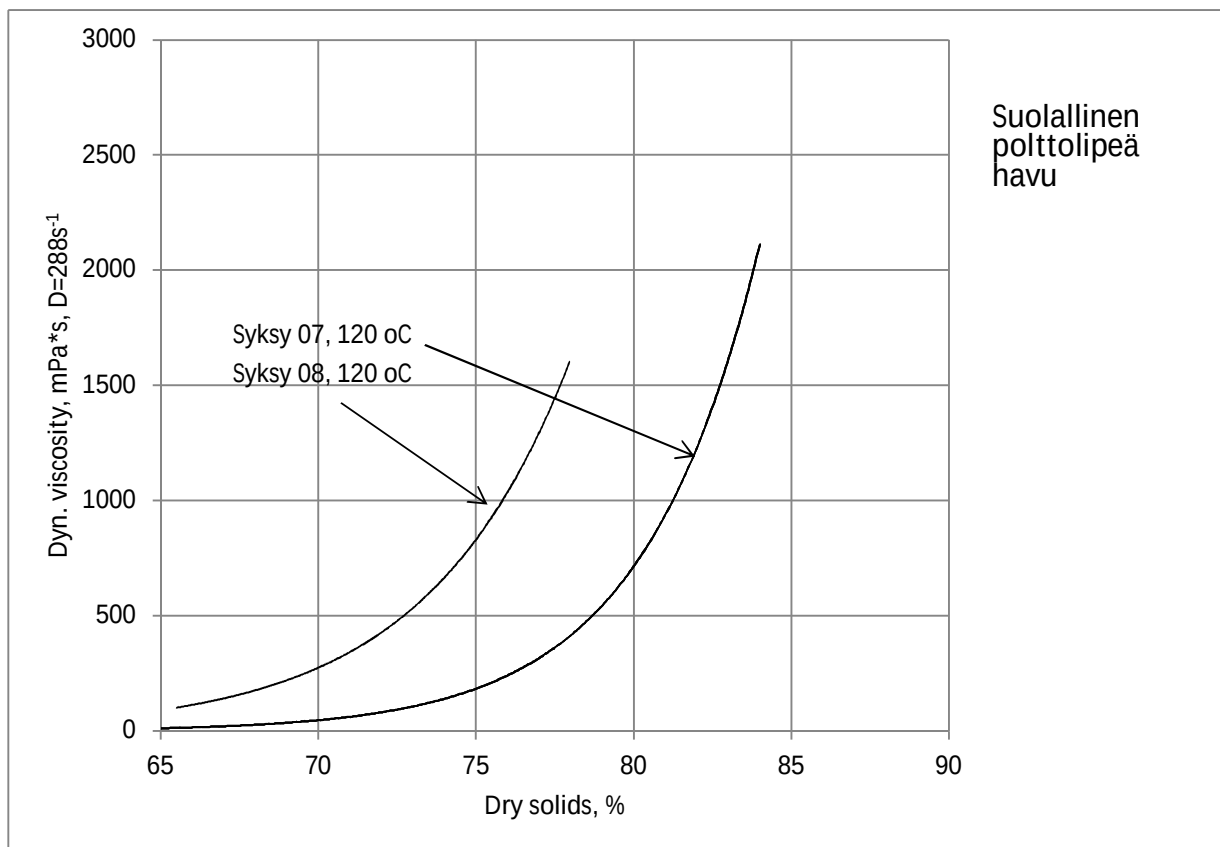
Kuva 5. Mustalipeiden viskositeetit (keskiarvo) 135 °C:ssa kuiva-aineen funktiona

Taulukko 4. Havulipeiden vertailua 1990-luvun ja tämän tutkimuksen välillä

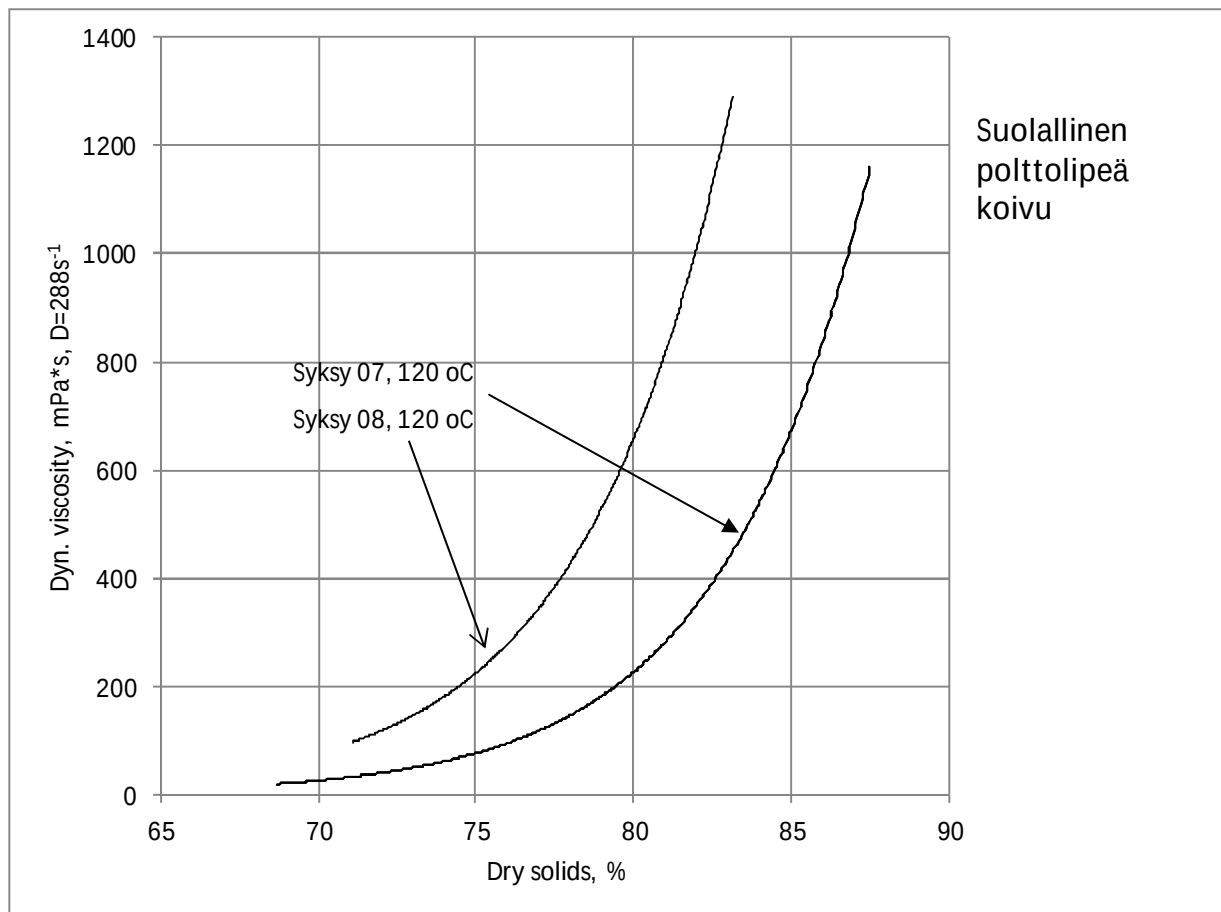
Havulipeä 1990-luku 110 °C	Havulipeä 2011 115 °C	Havulipeä 2011 135 °C
45-115 mPas Keskiarvo: 98 mPas	160-260 mPas Keskiarvo: 210 mPas	40-198 mPas Keskiarvo: 115 mPas

Kuvissa 6 ja 7 on vertailtu vanhalla ja uudella viskositeettilaitteistolla saatuja arvoja. Valitettavasti tuo vanha laitteisto hajosi niin yllättäen kesällä 2008, ettei yhdestäkään näytteestä pystytty määrittämään viskositeetteja molemmilla laitteistoilla. Tämän vuoksi alla olevissa kuvissa on vertailtu saman tehtaan mustalipeitä, jotka oli otettu syksyllä 2007 ja 2008.

On kuitenkin huomattava, että mitään yleispätevää korrelaatiota näiden kahden laitteen välille ei ole voitu osoittaa.



Kuva 6 . Havulipeän viskositeettikäyrät mitattuina vanhalla (syksy 07) ja uudella (syksy 08) viskositeettilaitteistolla. Mittauslämpötila on ollut 120 °C.



Kuva 7. Koivulipeän viskositeettikäyrät mitattuina vanhalla (syksy 07) ja uudella (syksy 08) viskositeettilaitteistolla. Mittauslämpötila on ollut 120 °C.

Tehtaiden koodiavain

Tehtaan nro	Tehdas	Tehtaan valitsema oma lämpötila, °C
1	Stora Enso/Veitsiluoto	140
2	Stora Enso/Oulu	115
3	Andritz (ulkomainen lipeä)	115
4	Metsä-Botnia/Joutseno	141
5	Metsä-Botnia/Äänekoski	128
6	Metsä-Botnia/Rauma	132
7	Metsä-Botnia/Kemi	120
8	UPM/Pietarsaari	142
9	Stora Enso/Sunila	125
10	UPM/Kymi	143
11	Stora Enso/Imatra	120
12	Metsä-Botnia/Äänekoski	125
13	Metso Power (ulkomainen lipeä)	120
14	Metso Power (ulkomainen lipeä)	120
15	Andritz (ulkomainen lipeä)	115

LIITE VII

LUT

**Benefits of using multiple variable-speed-drives in parallel pumping
systems – artikkeli**

EEMODS'11 –seminaari

14.9.2011 Alexandria, Virginia

Benefits of using multiple variable-speed-drives in parallel pumping systems

Juha Viholainen, Jussi Tamminen, Tero Ahonen and Esa Vakkilainen

Lappeenranta University of Technology, LUT Energy, Finland

Abstract

In general, parallel-connected centrifugal pumps can be controlled using either ON-OFF, throttling or speed control methods. The use of ON-OFF method is usually applicable to systems having a tank or a reservoir and thus no need for accurate control of the flow rate. In situations, where more precise flow adjustment is necessary, the most energy efficient solution is often the speed control method using e.g. variable-speed-drives (VSDs). In the most simple case, speed control for parallel-connected pumps adjusts the rotational speed of only one pump at the time, for example according to desired total flow/pressure rate. Although this kind of solution can improve the pumping efficiency compared to throttling control, there is no guarantee that the parallel pumps are not driven in near shut-off head or at situations where cavitation or other harmful operation with higher risk of reduced pump service life can occur.

Compared to traditional speed control, where speed of only one pump is controlled at once, better energy efficiency is possible if all parallel-connected pumps are speed regulated. In addition to saved energy, using speed control in multiple parallel pumps gives a chance to avoid situations where parallel pumps are operating in shut-off or in a region, where pump service life may be affected by the flow recirculation, high flow cavitation and shaft deflection.

Installing variable speed drives to parallel-connected pumping systems can be a major step towards energy-savings from pumping processes. However, energy efficient control with lower risk of mechanical failure in parallel pumping requires that non-traditional possibilities to execute speed control are evaluated. In this paper, the possible drawbacks of traditional speed control of parallel-connected pumps are discussed and alternative solutions using simultaneous speed control of parallel pumps are studied.

1 INTRODUCTION

The increased number of variable speed drives in pumping applications has generated a change to improve the energy efficiency in pumping processes. The energy saving benefits of using rotation speed control using variable speed drives (VSDs) has been widely recognized and exploited in various pumping facilities (Ferreira;Fong;& de Almeida, 2010), (Binder, 2008), (Pemberton & Bachmann, Pump Systems Performance Impacts Multiple Bottom Lines, 2010). Executing the rotation speed control of a single centrifugal pump can be a simple procedure, but controlling multiple parallel-connected pumps is often a more complex case.

Installing VSD to parallel pumping systems means that different options to execute rotation speed control of the parallel-connected pumps are possible. The improved energy efficiency of rotation speed control compared to throttling method has been widely studied (Europump and Hydraulic Institute, 2004), (Carlson, 2000), (Hovstadius;Tutterow;& Bossel, 2005). So far, less effort has been put to optimize the rotation speed control of parallel pumps. It is also important to take into account, that there are risks in speed regulated pumps if they operate on or near shut-off or are exposed to cavitation. These risks should be minimized by selecting justified controlling schemes. Choosing the most suitable controlling scheme can also further improve the energy efficiency of the parallel pumping system (Bortoni;Almeida;& Viana, 2008).

In this paper, the rotation speed control of parallel-connected pumps is being studied. The aim is demonstrate a rotation speed control scheme for parallel-connected pumps that can reduce the risk of harmful operation such as shut-off and cavitation, which can increase the probability of mechanical failure in pump. This study also aims to show that executing the introduced rotation speed control scheme can be justified in a energy efficiency point of view.

2 PARALLEL-CONNECTED CENTRIFUGAL-PUMPING SYSTEMS

Connecting centrifugal pumps in parallel allows a production of wider range of flow rates than it would be possible with a single pump. In other words, parallel connection of centrifugal pumps increases the flow rate capacity variability of a pumping system (Volk, 2005). Parallel-connected pumps are commonly used in municipal water supply and wastewater pumping applications, in process applications having a variable flow demand, and in the condensate and feed-water pumping systems found in power plants (Volk, 2005) (Hooper, 1999). An example of two parallel-connected centrifugal pumps installed in a pumping system is given in Figure 1.

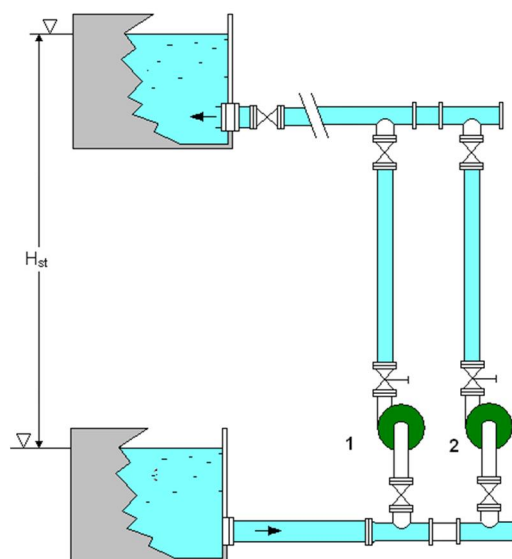


Figure 1. Two parallel-connected centrifugal pumps in a pumping system.

In illustrated open system consisting of two parallel pumps, inlet and outlet tanks and piping, the static head of the pumps H_{st} is the elevation difference of tank water surfaces. The operation of parallel-connected pumps is illustrated in Figure 2.

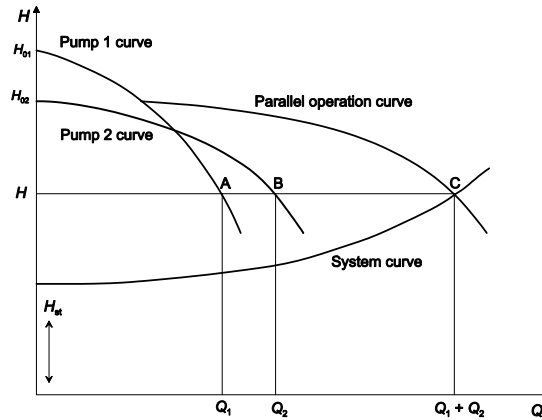


Figure 2. Parallel operation of pumps 1 and 2 (points A and B) and the resulting operating point location C with the total flow rate Q_1+Q_2

The parallel pump curve is the sum of individual pump characteristic curves. The individual operating point locations (A and B) of pumps 1 and 2 can be determined with the flow rates Q_1 and Q_2 . In this case, the parallel-connected pumping system provides the sum of flow rates Q_1 and Q_2 of pumps 1 and 2 respectively with a common amount of head. The operating point location of this parallel-connected pumping system (marked C in Figure 2) is in the point where the system and parallel operation curves cross (Volk, 2005). Different sized pumps, like in this illustrated case, can operate parallel only below the shut-off head of the smaller pump (H_{02})

2.1 Evaluating the energy efficiency of parallel pumps

Since the delivered flow rate is often the control variable in parallel pumping, a justified way to evaluate the energy efficiency of pumping is the specific energy, which describes the energy used per pumped volume (Europump and Hydraulic Institute, 2004). Specific energy is given by:

$$E_s = \frac{P_{in} \cdot t}{V} = \frac{P_{in}}{Q}$$

where	E_s	specific energy [kWh/m ³]
	P_{in}	input power to pump drives [kW]
	t	time [h]
	V	pumped volume [m ³]

An example of specific energy consumption in speed regulated parallel pumping is illustrated in figure 3. The figure plots the specific energy consumption of two parallel-connected pumps in on-off control and rotation speed control E_s -curves for single pump and two parallel-connected pumps.

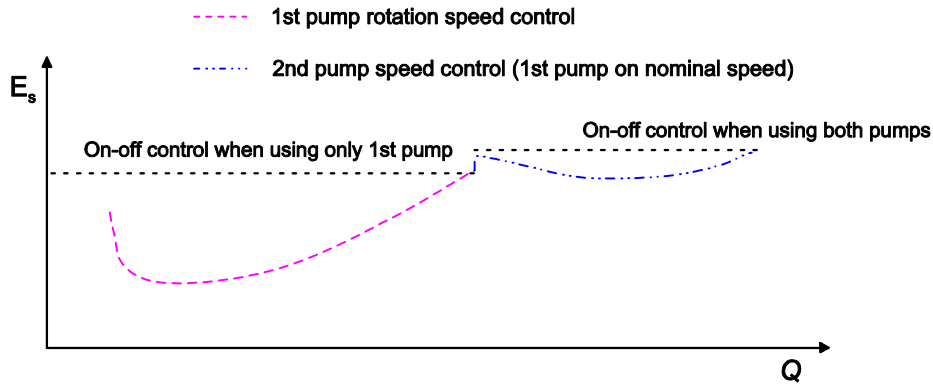


Figure 3. An example of specific energy consumption rates in a parallel pumping case of two pumps.

The example (Figure 3) shows a case, where using speed control of pumps can be seen as more energy efficient alternative, since the specific energy use is lower in most flow rates compared with on-off control method. The benefits of the rotation speed control depend on pumping system characteristics; the performance of the pumps, motors and drives as well as the system conditions.

2.2 Different control schemes for parallel pumps

Parallel-connected centrifugal pumps can be controlled, for example, with ON-OFF, throttle, or speed control methods. The use of the ON-OFF method is usually justified for applications having a tank or a reservoir and no need for accurate control of the flow rate. Correspondingly, the throttle control method can be used to regulate the flow rate produced by the pump, but because of its poor energy efficiency, it is rarely justified. Speed control, on the other hand, can allow the flow rate control with a lower energy use compared with the throttling method. Examples of using different control methods in parallel pumping systems are illustrated in Figure 4.

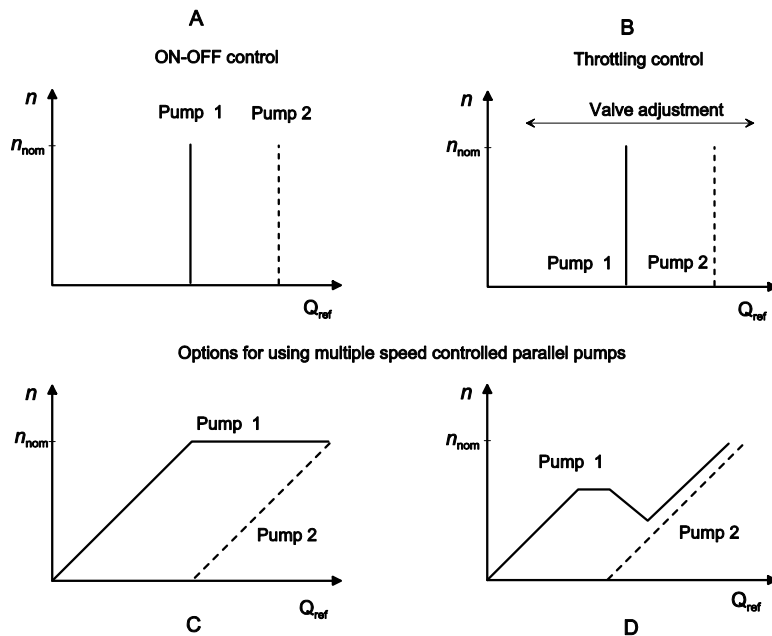


Figure 4. Different control methods for parallel-connected pumps. The Q_{ref} shows the direction of increasing flow demand. Scheme A illustrates the use of ON-OFF control; more flow is acquired simply by starting and stopping pumps. Scheme B illustrates the throttling control, in which the flow rate can be set using throttling valves. Schemes C and D are example options for rotation speed control.

As it can be seen from the Figure 4, the on-off control (scheme A) can't enable accurate flow regulation, since the flow rate is adjusted simply by starting and stopping parallel pumps. In general, the throttling control (scheme B) differs from on-off solution only by means that flow rate can be set more accurately using control valves.

Speed control, however, can allow the flow rate control with a lower energy use compared with the throttling method (Europump and Hydraulic Institute, 2004). The basic version of speed control for parallel-connected pumps, the traditional rotation speed control method, is based on the adjustment of the rotational speed of only a single pump at a time (scheme C in Figure 4). At low flow rates, only the primary pump is used, and the secondary pump is started when the Pump 1 reaches its nominal speed and still more flow rate is required (Jones, 2006). In scheme D the rotation speed of the primary pump is not increased to nominal flow, but instead, secondary pump is started and the speed of the Pump 1 is balanced to meet similar flow circumstances with Pump 2 (Hammond, 1984).

3 RISKS OF TRADITIONAL SPEED CONTROL

Several studies suggest that centrifugal pumps should be driven close to best efficiency point (BEP) (ANSI/HI, 1997) (Karassik & McGuire, 1998). Based on (Martins & Lima, 2010), in BEP, the hydraulic, mechanical, and thermal losses in pump attain their minimum values. If pumps are driven outside their recommended operating region, their service life may be seriously affected by the flow recirculation, high flow cavitation, and shaft deflection. However, running pumps on reduced rotation speed instead of nominal value can widen the reliable pump operating range (Stavale, 2008). These observations suggest that running pumps near BEP-curve, which can be determined to different pump speeds using affinity rules, is beneficial for pump service life.

In parallel pumping, the most hazardous events can be operating at near shut off or exposed to cavitation, both of which also affect not only pump wear but also energy efficiency of pumping (Shiels, 1997). Extra care has to be taken especially when different sized parallel pumps are operated using traditional speed control. Figure 5 illustrates these avoidable areas in pump QH curve, where operating close to shut off or exposed to cavitation are possible (Karassik & McGuire, 1998) (Martins & Lima, 2010).

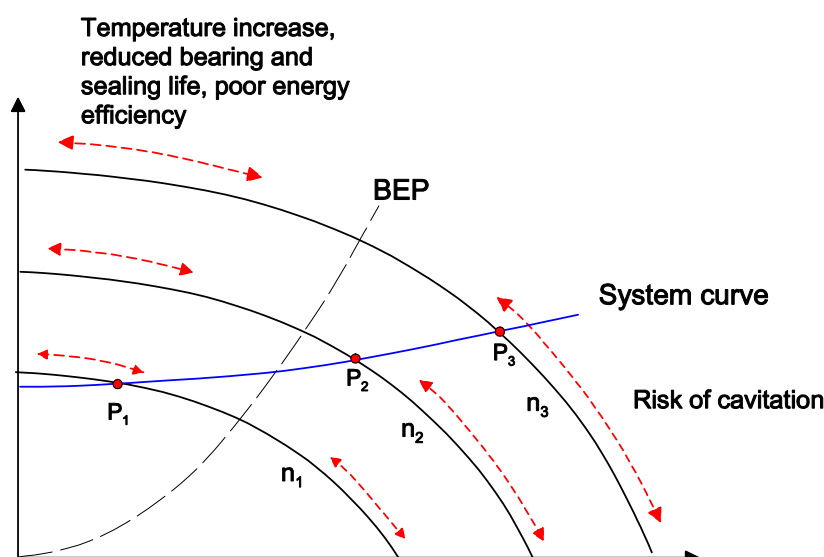


Figure 5. Traditional speed regulated parallel pumping can increase the risk of individual pumps to operate in harmful operating ranges.

The figure also plots a flat system curve, which can be presumable in parallel pumping systems. The figure illustrates the operation of individual pump in speed regulated parallel pumping system in rotation speeds n_1 , n_2 and n_3 . The BEP-curve determined using affinity laws can also be seen in the figure. When the object of individual pump is to increase the flow with only small amount; reduced

speed (n_1) may be used resulting the operation point P_1 to be located near shut off. This can expose the pump to e.g. reduced bearing and sealing life and very often to poor energy efficiency. Better operating conditions can be expected at point P_2 , where the location of the operating point is also closer to BEP-curve. If the system is dimensioned so that high pumping efficiency is reached when all parallel pumps are running on nominal speed, using only single pump at nominal speed can again result, if not cavitation, a higher risk of mechanical failure in point P_3 (Martins & Lima, 2010).

A more practical example of a preferable option compared with the traditional speed control can be demonstrated, if the operation of two identical raw water pumps is observed in a system of a 15 m static head. In this example, the system curve is chosen so that both pumps (Ahlström P-X80X-1) will have a high pumping efficiency when they are operated at the nominal speed (Jones, 2006). The adjustment of the process to a lower flow rate using either the traditional rotation speed control or reducing the rotation speeds of both pumps is illustrated in Figure 6.

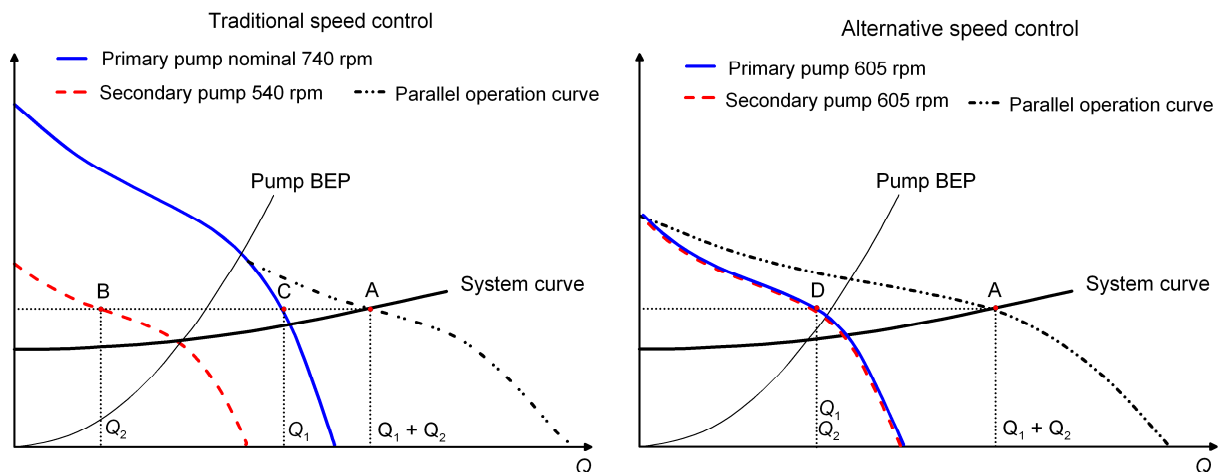


Figure 6. Speed-regulated parallel pumping using the traditional rotation speed control (graph on the left) and when both pumps are running at a reduced speed (graph on the right). Adjusting the flow rate by using traditional speed control delivers the desired flow rate (Q_{1+2}), but the operation points are located far from the BEP curve. Adjusting the flow rate by reducing the speed of both pumps results the same flow rate, and the operation points can be located in a region of better energy efficiency and mechanical reliability.

The chart on the left (Figure 6) plots the QH curves of the parallel pumps: the first pump operating at the nominal 740 rpm speed and the second pump at a 540 rpm speed, the system curve, and the combined parallel pump curve. The chart on the right shows the QH curves when both pumps are operating at a same reduced speed (605 rpm) delivering the same total flow Q_{1+2} . In the traditional speed control, it is quite common that parallel pumps are not operating (points B and C) near the pump BEP curve, which in this figure represents the justified operating region at different pump speeds rather than just the location of the best pump efficiency (ANSI/HI, 1997) (Martins & Lima, 2010). If the same flow rate is delivered using a decreased rotation speed for both pumps, the operation points of the pumps (point D) are closer to the BEP curve, which in this case suggests a higher energy efficiency and mechanical reliability.

4 ENERGY SAVING POSSIBILITIES

The energy saving benefits of using multiple simultaneously speed controlled parallel pumps compared with traditional rotation speed control can be studied by evaluating the specific energy use of observed control schemes.

The figure 7 plots the operation of three similar parallel-connected pumps in QH axis. The figure shows the nominal QH performance curve of a single pump and operation curves when either two or three pumps are operated in parallel. The system curve is also illustrated, and it can be seen that if three parallel pumps are running at nominal speed, the operation point of each pump would be at BEP.

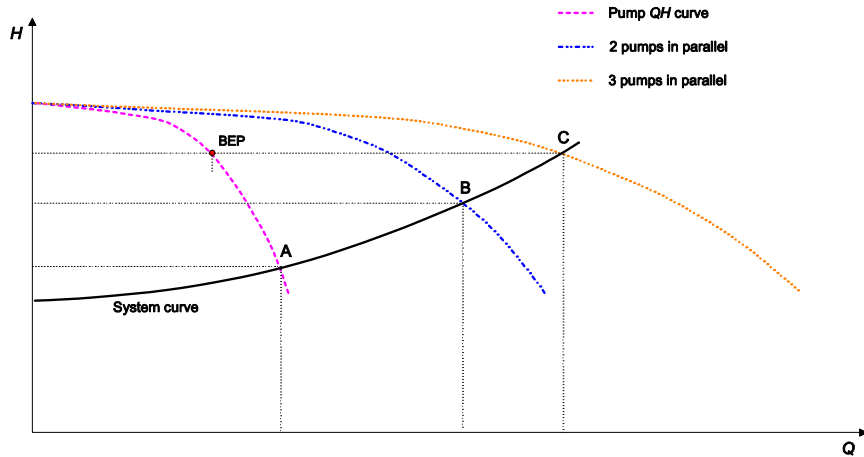


Figure 7. QH curves of three parallel pumps and a system curve.

The points A and B show the operation point location if the desired flow rate is delivered; using only one parallel pump on nominal rotational speed (point A) or using two parallel pumps on nominal speed (point B). In point C all parallel pumps are operating on nominal speed and system delivers the maximum flow rate. An example of the specific energy use of the illustrated system in traditional speed control is shown in Figure 8. In this study, the traditional speed control means that the speed of only one pump is controlled at a time. The specific energy use includes, besides pump power, also the estimated energy use of the motors and VSDs of the pump drive trains.

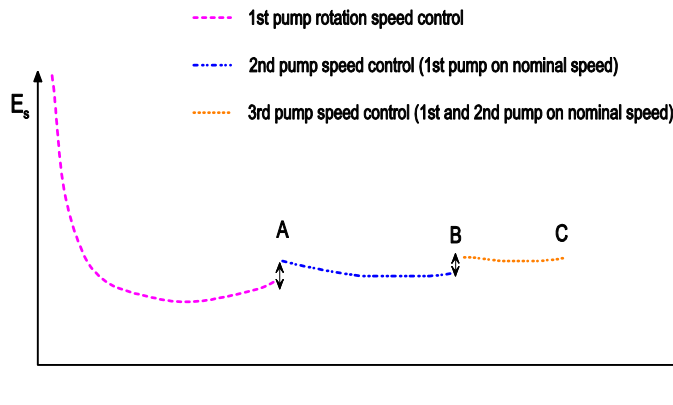


Figure 8. The specific energy consumption in traditional rotation speed control in parallel pumping. The specific energy is

In point A, the first pump has reached its nominal speed. To generate more flow, the second parallel pump is started, which increases the specific energy to higher level in point A (Figure 8). After reaching a rotational speed that overcomes the required head, more flow is delivered as the rotating speed of the second parallel pump is being increased. Usually after this the specific energy of the pumping starts to decrease slightly, but starts to increase again as the second pump is nearing its nominal speed in point B. Starting another parallel pump in point B again rises the specific energy to new level. In point C all three parallel pumps are operating on nominal speed.

If the rotational speed of multiple parallel pumps is being controlled at the same time, the specific energy use of the system is different as illustrated in Figure 9. The figure shows the same specific energy curves as in traditional rotating speed control scheme and also alternative curves if the speed of two or three parallel pumps is being controlled simultaneously.

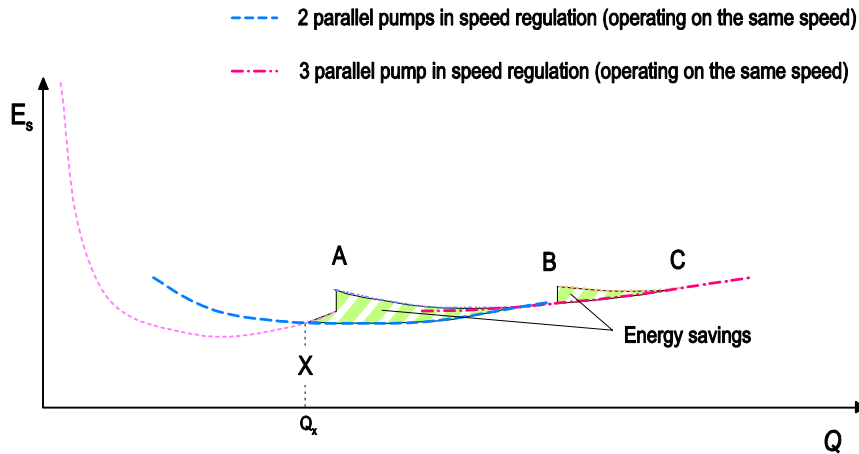


Figure 9. Specific energy use of parallel pump control schemes where two or three pumps are controlled simultaneously.

Two parallel pumps, having the same rotational speed will end up with the specific energy use illustrated in Figure 9. As it can be seen, running two pumps instead of one will result a higher specific energy use in low flow rates. However, when the speed of the pumps are further increased, using two pumps with lowered rotational speed becomes more energy efficient than delivering the same flow using only one speed regulated pump. In this case, using two parallel pumps with simultaneous speed control is clearly advantageous compared with traditional speed control just after point A, where the first pump is running on nominal speed but the second pump is operating on lower speed. Correspondingly, at higher flow rates, using three parallel pumps on same lowered rotational speed pumps results lower specific energy consumption compared with traditional speed control that uses two parallel pumps on nominal speed and third pump with reduced speed to deliver the same flow rate. The energy savings are achieved after point B. In point C all pumps are running at the same, nominal speed, which results equal specific energy consumption using both traditional speed control or multiple rotation speed control of parallel pumps.

The main point of this example is that it is not always justified to increase the speed of the first pump to nominal at low flow rates. Instead, secondary pumps should be added to process, and both pumps should be operated at lowered rotation speed to deliver the same flow. As it can be seen from the figure x, the specific energy curves of alternative control schemes cross at point X, which in this case is the point and flow rate (Q_x) after two simultaneously speed controlled parallel pumps should be operated.

5 HOW TO TAKE SHUT-OFF OR CAVITATION INTO ACCOUNT WHEN OPERATING PUMPS WITH VSIDS

The Figure 9 showed that energy savings can be achieved compared with traditional speed control if additional parallel pumps are started and operated at lowered speed to deliver the same flow as using less pumps. The point when using more parallel pumps can be determined with specific energy curves as illustrated in previous chapter. On the other hand, running parallel pumps in a situation, where one or several pumps are running at higher speed than other, there can be a risk that pumps are operating on unwanted region that can accelerate pump wearing, as explained chapter 3.

To prevent unwanted operation, the rotation speed of the parallel pumps should be balanced after new pumps are added to the system. Balancing the rotation speed up towards higher speed shifts the additional pump's operation point to area with lesser risk of shut-off. Consequently, balancing the speed of already ongoing pump(s) to lesser speed can reduce the risk of harmful events in right end of the QH-curve. After speed balancing, all ongoing pumps can be controlled simultaneously to higher speed if more flow is required. An example of this procedure is illustrated in figure 10.

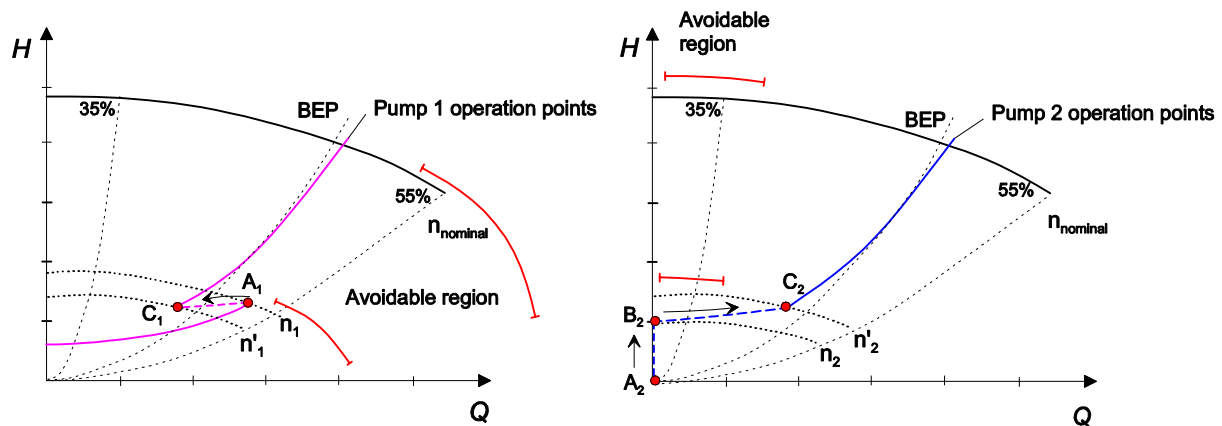


Figure 10. Using rotation speed balancing of parallel pumps to avoid unwanted pump operation area. Pump 2 should be started when there's a risk that Pump 1 is entering avoidable operating region. After Pump 2 has started to deliver flow in point B₂, the speed of both pumps can be balanced to meet the same head in points C₁ and C₂.

To avoid rotation speed controlled parallel pumps to operate on unwanted operation regions, the speeds of the pumps can be balanced like illustrated in figure 10. The speed of the primary pump (Pump1) is not increased further if there is risk of entering avoidable region. Thus, the speed is kept stable in n_1 . Consequently, the secondary pump (Pump 2) is started (A₂), and when Pump 2 starts to deliver flow at speed n_2 in point B₂, the speeds both of both are balanced to meet the same head level. This procedure results the operation point of Pump 1 to shift from A₁ to C₁ and the operation point of Pump 2 from B₂ to C₂. Adding pumps and performing the balancing procedure on the right moment can also result a lowered specific energy compared with traditional speed control, where the rotation speed of individual pumps are increased to nominal before adding more parallel pumps to the process as explained in previous chapter.

The preferred point when to use several speed regulated parallel pumps instead of only one pump can be determined if the individual operating point of each parallel-connected pump is being observed. VSDs can be utilized to pump monitoring as well as control (Hammo & Viholainen, 2006) and the flow metering using e.g. pressure sensors and pump characteristics can be used to controlling purposes. In that case, the unwanted operating regions, like areas near shut-off or increased cavitation risk should be selected based on pump characteristics. This data could be implemented to VSD-control procedure and based on flow metering information, parallel pumps could operated with lesser risk of shut-off and cavitation in addition to reduced energy consumption.

6 CONCLUSION

Installing variable speed drives to parallel pumping system enables the use of rotation speed control to adjust the pumping process flow rate with better energy efficiency compared with many other adjusting methods. The rotation speed control of parallel pumps can be seen most beneficial if the controlling scheme is fitted for parallel pumping and existing system characteristics. This can be done using rotation speed balancing of ongoing parallel pumps and adding and cutting parallel pumps on the right moment. The justified point is possible to determine by calculating the specific energy use of different pump controlling alternatives but also by defining the unwanted operating regions of each parallel pump, where there is a risk of reduced service life and poor energy efficiency.

Improving the speed control of parallel pumps does not necessary mean investments to new process components; more advantageous operation can be achieved in any parallel pumping systems where pumps are already equipped with VSDs. Utilizing the VSDs also to process monitoring can open the possibility to perform justified control schemes with very little initial data. The result can be energy efficient operation of parallel pumps with lower risk of mechanical failure.

REFERENCES

- ANSI/HI. (1997). 9.6.3: Centrifugal and vertical pumps for allowable operating region.
- Barringer, P. (2003). A Life Cycle Cost Summary. *International Conference of Maintenance Societies (ICOMS)*. Perth, Australia.
- Binder, A. (2008). Potentials for energy saving with modern drive technology – a survey. *International Symposium on Power Electronics, Electrical Drives, Automation and Motion*. Ischia, Italy.
- Bortoni, E. A.; Almeida, R. A.; & Viana, A. N. (2008). Optimization of parallel variable-speed-driven centrifugal pumps operation. *Energy Efficiency*, April(1), 167-173.
- Carlson, R. (2000). The correct method of calculating energy savings to justify adjustable-frequency drives on pumps. *IEEE Transactions on Industry Applications*, 36(6).
- Europump and Hydraulic Institute. (2004). *Variable Speed Pumping: A Guide to Successful Applications* (1st Edition p.). Oxford, UK: Elsevier Advanced Technology.
- Ferreira, F. J.; Fong, C.; & de Almeida, T. (2010). Eco-analysis of Variable-Speed Drives for Flow Regulation in Pumping Systems. *IEEE Transactions on Industrial Electronics*, PP (Early access)(99).
- Hammo, S.; & Viholainen, J. (2006). Providing flow measurement in parallel pumping systems from variable speed drives. *World Pumps*, 2006(483).
- Hammond, P. W. (1984). A Universal Controller for Parallel Pumps with Variable-Frequency Drives. *IEEE Transactions on Industry Applications*, IA-20(1).
- Hooper, W. (1999). Advantages of parallel pumping. *Plant Engineering*, November.
- Hovstadius, G.; Tutterow, V.; & Bossel, S. (2005). Getting it right, applying a systems approach to variable speed pumping. *Energy Efficiency in Motor Driven Systems (EEMODS)*, (ss. 304–314). Heidelberg, Germany.
- Jones, G. M. (2006). *Pumping Station Design*. Elsevier.
- Karassik, I. J.; & McGuire, T. (1998). *Centrifugal pumps* (2nd Edition p.). New York: Chapman & Hall.
- Karassik, I.; Messina, J.; Cooper, P.; & Heald, C. (2001). *Centrifugal Pump Handbook* (3rd Edition p.). New York: McGraw-Hill.
- Martins, G.; & Lima, E. (2010). Improving Reliability in a High Static Head System through VFD application. *International Pump Users Symposium*. Houston.
- Pemberton, M. (December 2003). Intelligent variable speed pumping. *Plant Engineering*(57).
- Pemberton, M.; & Bachmann, J. (April 2010). Pump Systems Performance Impacts Multiple Bottom Lines. *Engineering & Mining Journal*, 56-59.
- Shiels, S. (January 1997). The risk of parallel operation. *World Pumps*, 1997(364).
- Stavale, A. E. (2008). Reducing reliability incidents and improving meantime between repair. *Proceedings of 24th International Pump Users Symposium*. Houston, TX, USA.
- Viholainen, J.; Kortelainen, J.; Ahonen, T.; Aranto, N.; & Vakkilainen, E. (2009a). Energy efficiency in Variable Speed Drive (VSD) controlled parallel pumping. *International Conference on Energy Efficiency in Motor Driven Systems (EEMODS)*. Nantes.
- Volk, M. (2005). *Pump Characteristics and Applications*. Boca Raton: Taylor & Francis Group.

LIITE VIII

Muiden työryhmien kuulumiset



LTR kokous 12.12.2011



ATR: TAJ:n määräaikaistestaukset, BMS/Pöyry

- ATR:n kokouksen (20.4) kommenttien perusteella korjattu raportti on lähetetty vielä ATR:lle ja TUKESiin luettavaksi.
- Julkaistaan hallituksen hyväksynnällä ATR:n ja TUKESin kommenttien jälkeen
- Selvityksen tavoitteena oli saada soodakattiloille sekä samalla muille tehdaslaitoksille ohje TAJ:n määräaikaistestaustyön saamiseksi helpommaksi ja selkeämmäksi.
- Koska TAJ:n toteutukset eri laitoksissa poikkeavat lukitusten ja laitteistojen osalta suurestikin toisistaan, niin tarkkaa testausohjetta selvityksessä ei voitu tehdä, vaan selvityksessä on esitetty menettelytapa, jolla eri suojauslaiterakenteisiin saadaan määritettyä paras mahdollinen määräaikaistestausväli.
- Koska olemassa olevat turva- ja painelaitestandardit ja –säädökset eivät määrittele TAJ:n määräaikaistestausten teolle ja testausväleille selviä tapoja ja aikavälejä, selvityksessä päädyttiin toteuttamaan turvapiirien testaukset jo osittain vakiintuneella tavalla eli jakamalla suoja osajärjestelmiin ja testaamalla osajärjestelmät sopivien aikavälien mukaisesti. Tämä menettely sallii suojien osajärjestelmien, joissa ei ole havaittu käytännössä vikoja, testata huomattavasti harvemmin kuin järjestelmät, joissa vikoja on ollut ja joissa niitä oletetaan olevan useammin.

ATR: Turva-automaatiosuosituksen käännös englanniksi

- Käännöstyö FMGlobalin toimesta, käännöksen tarkastus (Mauri Heikkinen, Pöyry) sekä ulkoasun korjaus (sihteeri) tehty
- Julkaistaan hallituksen hyväksynnällä ATR:n kommenttien jälkeen

ATR/YTR: Hajukaasujen polttosuosituksen päivitys

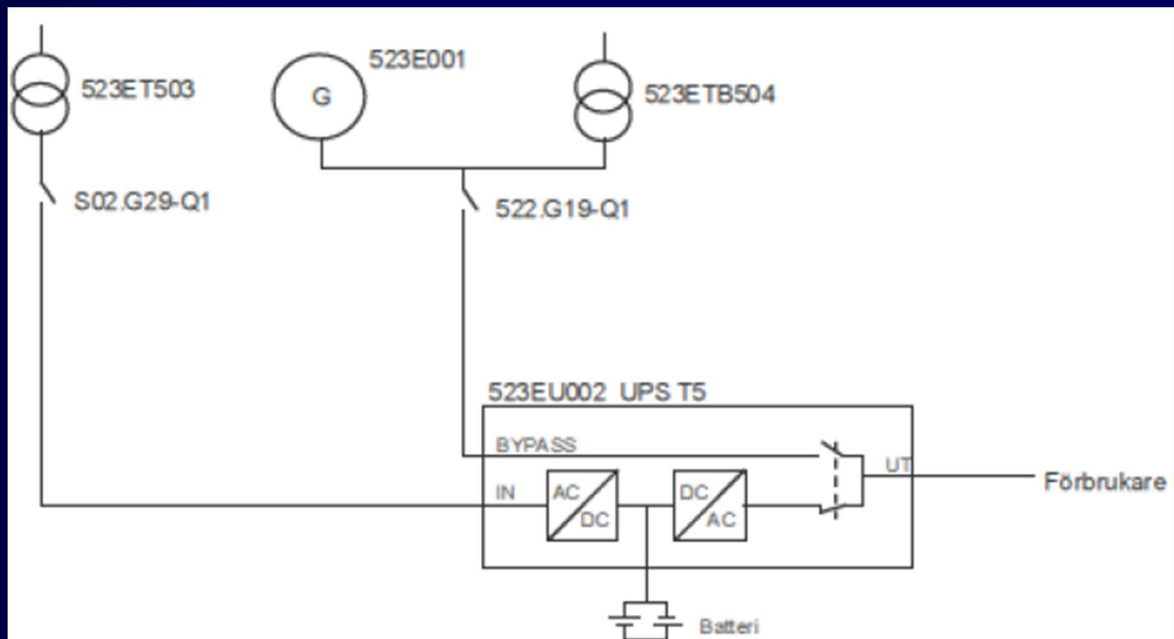
- Oma työryhmä
- Päivitystyöryhmä kokoontui edellisen kerran 31.3.2011 Metsolla, kappaleet 1-6 (mm. laimeat hajukaasut/liuottajan hönkä) käyty läpi ja kommentoitu
- Seuraava työryhmän (vahvistettuna Esa Vakkilaisella) kokous Andritzilla sopimatta, jonka aiheena mm. väkevät hajukaasut

ATR: Ohje UPS-järjestelmän periaatteeksi

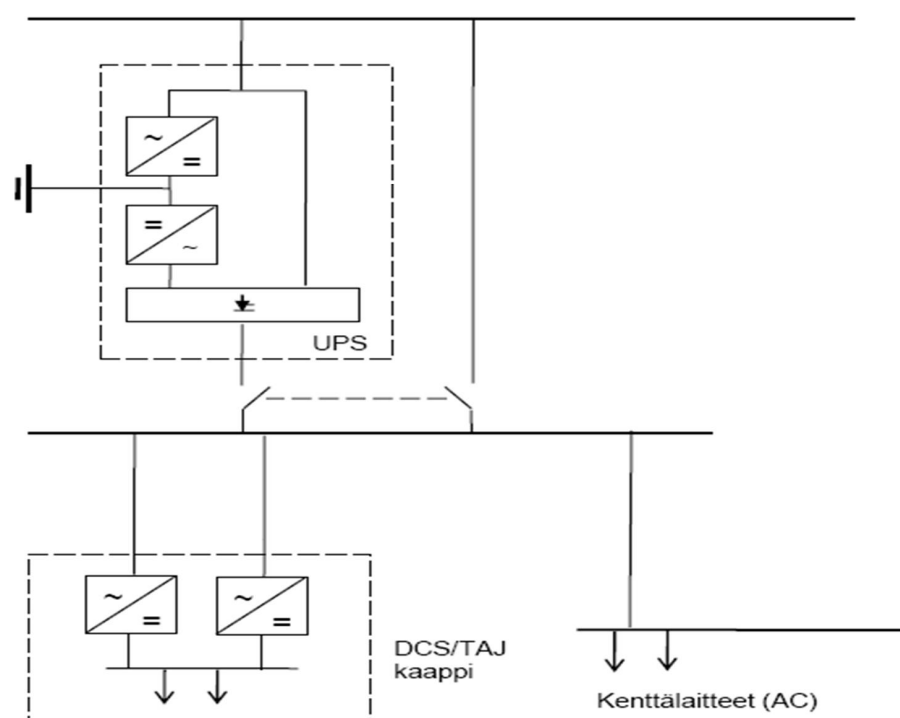
- Gruvössa sattuneet UPS johtuneen black outin jälkeen Pöyry on tehnyt Sunilan PI-kuvan perusteella periaatekuvan yhdistyksen ohjeeksi
- Ohje on kuitenkin vain yksi tapa, ei ainoa, toteuttaa UPS-järjestelmä.
- Projektia varten perustettu työryhmä on pitänyt ensimmäisen kokouksen 1.9.2011. Työryhmässä vertaillaan vikapuuanalyysin avulla neljää eri UPS-kytkentävaihtoehtoa.
- **Aikataulu:**
- Työryhmän seuraava kokous kun vikapuuanalyysin tulokset selviää (syys-lokakuussa).

ATR: Selvitys: UPS-kytkennät tehtailla

- Gruvön tehtaalla Ruotsissa sattunut UPS-vika (staattinen vaihtokytkin hajosi) -> 30 min blackout
- Tehdään yhdistyksen suositus UPS-kytkennästä
- Oma työryhmä perustettu tekemään vikapuu-analyysi neljästä eri UPS-kytkentävaihtoehdosta. Ensimmäinen kokous pidettiin 9.9
- Työryhmän seuraava kokous kun vikapuuanalyysin tulokset selviää (lokakuussa).
- Henri Tonder (UPM), Markku Toots (Metso), Juha Honkamaa (Pöyry), Pekka Tarvainen (Inspecta)

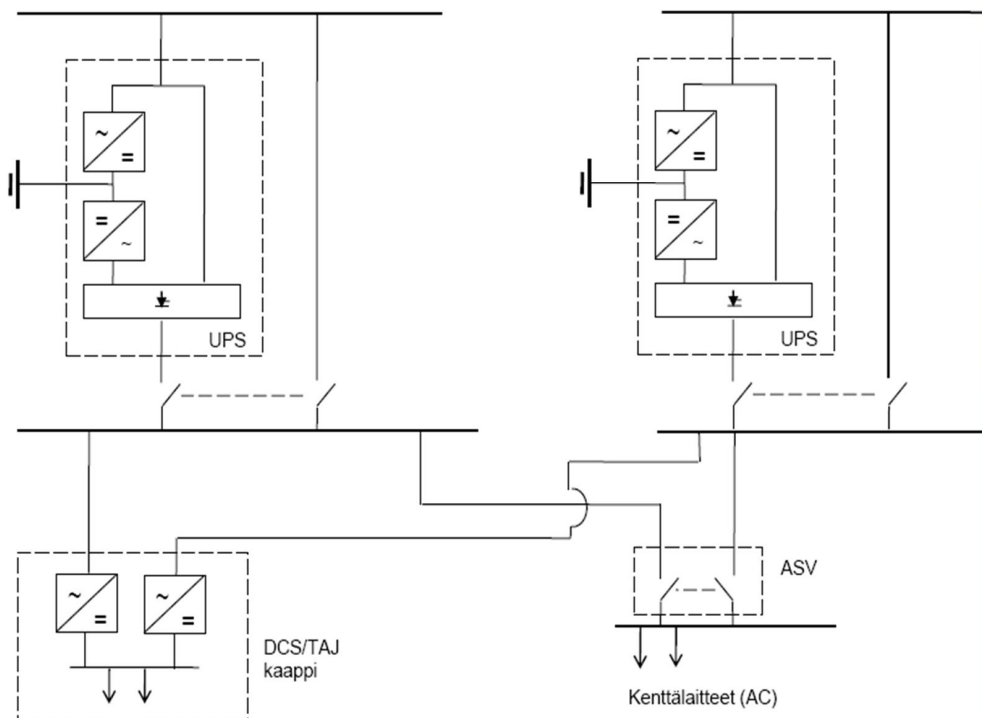


Vaihtoehto 1: "As usual"
1 x UPS, 1 x UPS-varmennettu verkko



Vaihtoehto 2: "Pöyry"

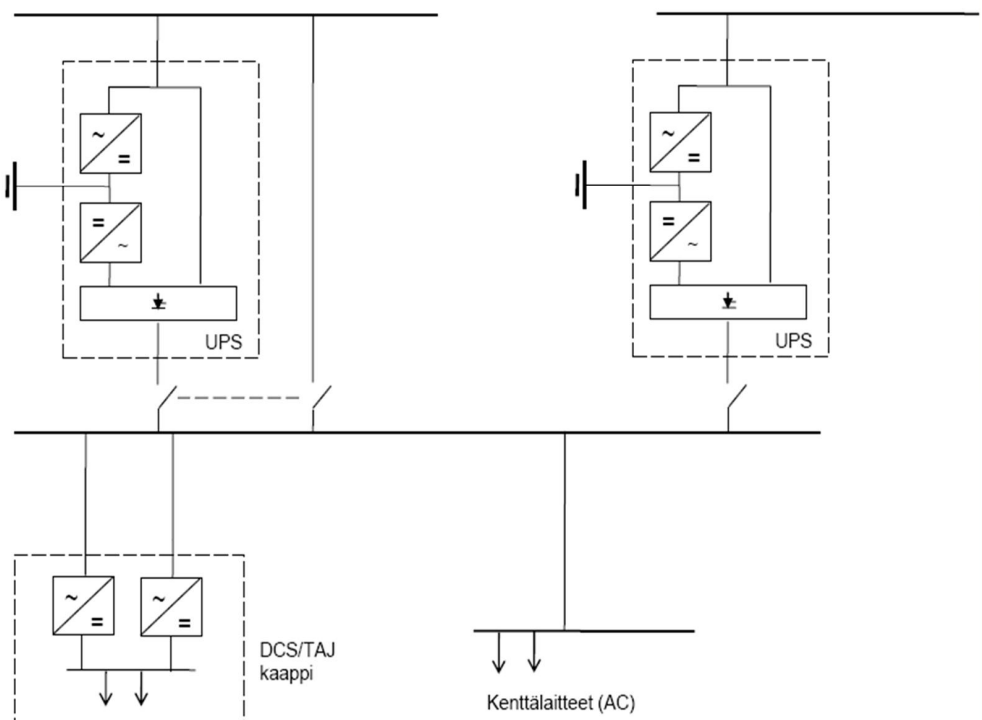
2 x UPS, 2 x UPS-verkko, automaattinen syötönvaihto kentälaitteille



9

Vaihtoehto 3: "Wisa"

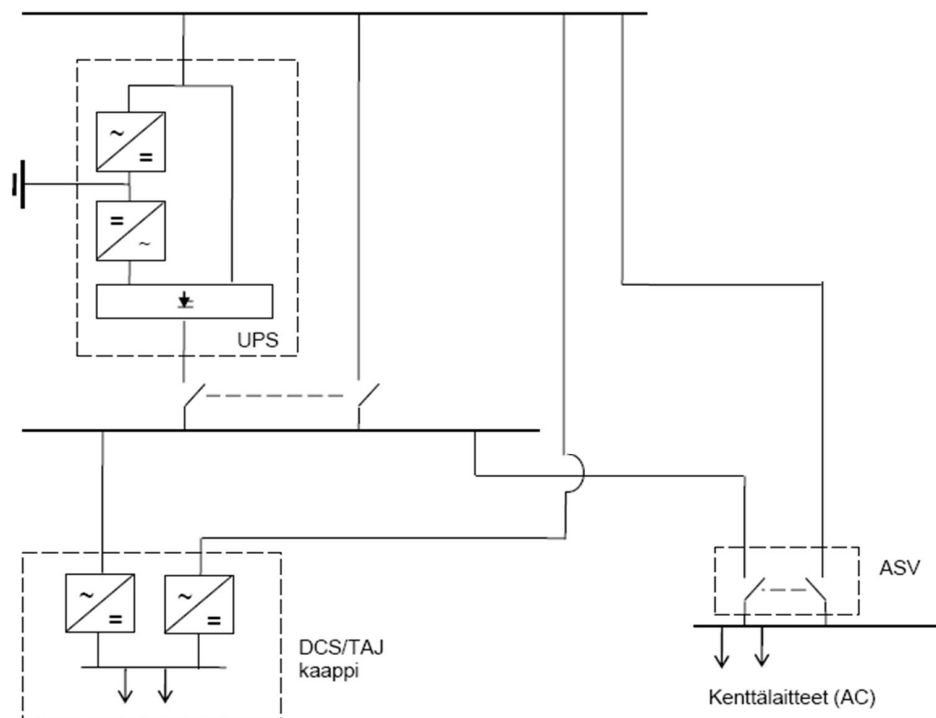
2 x UPS, 1 x UPS-verkko



10

Vaihtoehto 4: "Metson ehdotus"

1 x UPS, 1 x UPS verkko, varmentamaton sähkönsyöttö automaatiojärjestelmille ja automaattinen syötönvaihto kenttälaitteille



11

KTR: uudet vauriot

- 3/2011, Kymi, sularänni
- 4/2011, Rauma, sularänni
- 5/2011, Imatra, SK5 2:s eko
- 6/2011 SK5 keittoputkisto
- 7/2011 SK5 keittoputkisto
- 8/2011 SK5 keittoputkisto
- 9/2011 SK5 keittoputkisto
- 10/2011 Imatra, SK5 2:s eko
- 11/2011 Imatra, SK5 2:s eko
- 12/2011 SK5 keittoputkisto
- 13/2011 SK6 2:s eko
- 14/2011 SK5 seinäputken vuoto tulipesään

12



YTR: TEKES-hanke, Polttoperäisten päästöjen ja nanohiukkasten haitallisuuden määrittäminen uudella tutkimusmenetelmällä, Itä-Suomen yliopisto

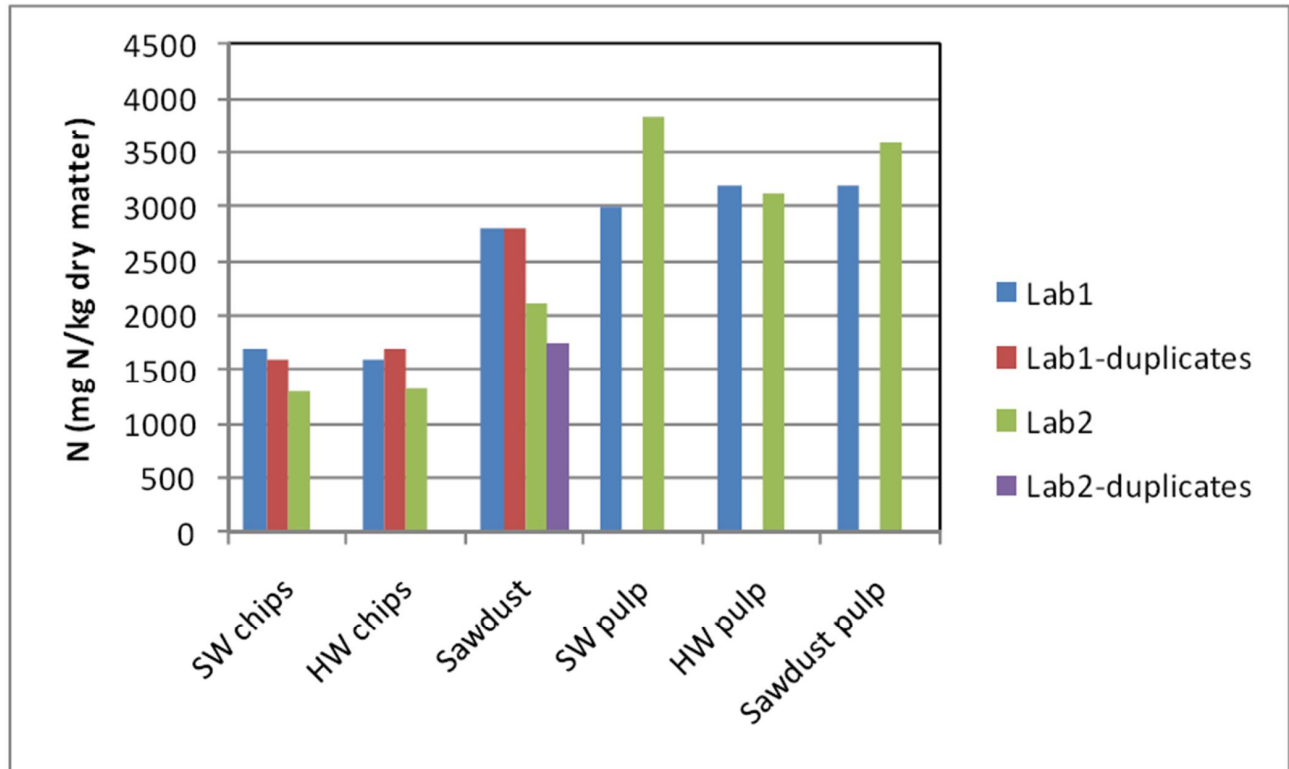
- Projektissa tutkitaan soodakattilan, meesauunin, hakevoimalaitoksen, pienpolton (tulisija ja arinakattila) päästöjä ja jälkikäsitteilytekniikoiden vaikutusta dieselajoneuvon päästöihin sekä päästöjen fysikaalis-kemiallisia ja toksikologisia ominaisuuksia. Lisäksi tutkitaan teollisten nanohiukkasten vastaavia ominaisuuksia.
- Projektin johtoryhmän aloituskokous pidettiin 7.2.2011 Kuopiossa. Kumpikaan johtoryhmään nimetyistä henkilöistä (Jens ja Timo-Pekka) eikä myöskään sihteeri päässyt paikalle. Kokouksessa hyväksyttiin projektin tutkimussuunnitelma.
- Johtoryhmän seuraava kokous 27.9.2011 Kuopiossa. Jens Kohlmann, Pöyry osallistuu kokoukseen.
- Soodakattilan/meesauunin mittaukset suunniteltu vuodelle 2012.



YTR: Lipeäkierron ammoniakkitase, ÅA

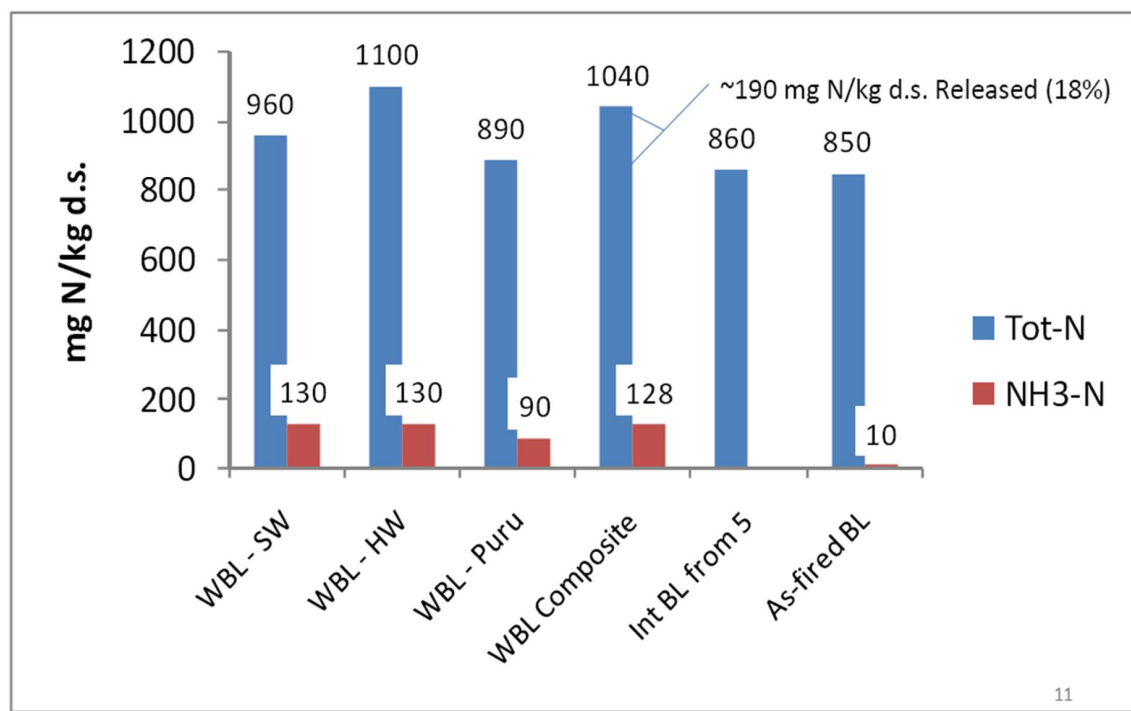
1. One mill balance – pulp mill and chemical recovery cycle (mill with a WL oxidation system & biosludge addition) (~50 solid and liquid samples);
 2. Laboratory tests for stripping of NH₃ from white liquor at 3 temperatures;
- Yhteistyöprojekti Metsäteollisuus ry kanssa. Mittaukset tehty Kymillä viikolla 48/2010 sekä lisämittaukset 22/2011.
 - Niko DeMartini esitteli analyysien alustavia tuloksia YTR 23.3.2011
 - Näytteiden otto onnistui hyvin, analysointi ei -> otettava lisänäytteet
 - Analysoinnin kanssa ollut ongelmia (MeOH, lauhteet)
 - Hajukaasunäytteitä ei otettu turvallisuusasioiden takia
 - Uusintänäytteiden tuloksia odotetaan, esitys YTR:n kokouksessa 16.11.2011

Nitrogen in Wood & Pulp

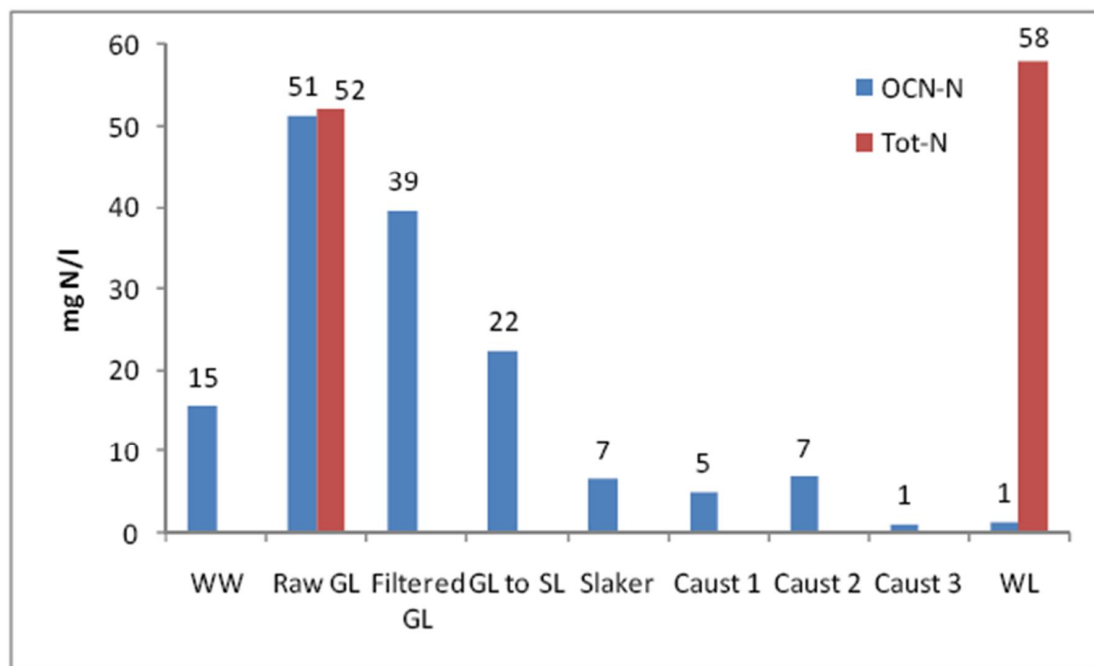


*Pulp values unexpectedly high (not consistent with earlier studies), need to resolve this; pulp analysis at lab 2 with pulp washed in laboratory

Concentration of N in BL



Cyanate in GL & WL



15

17

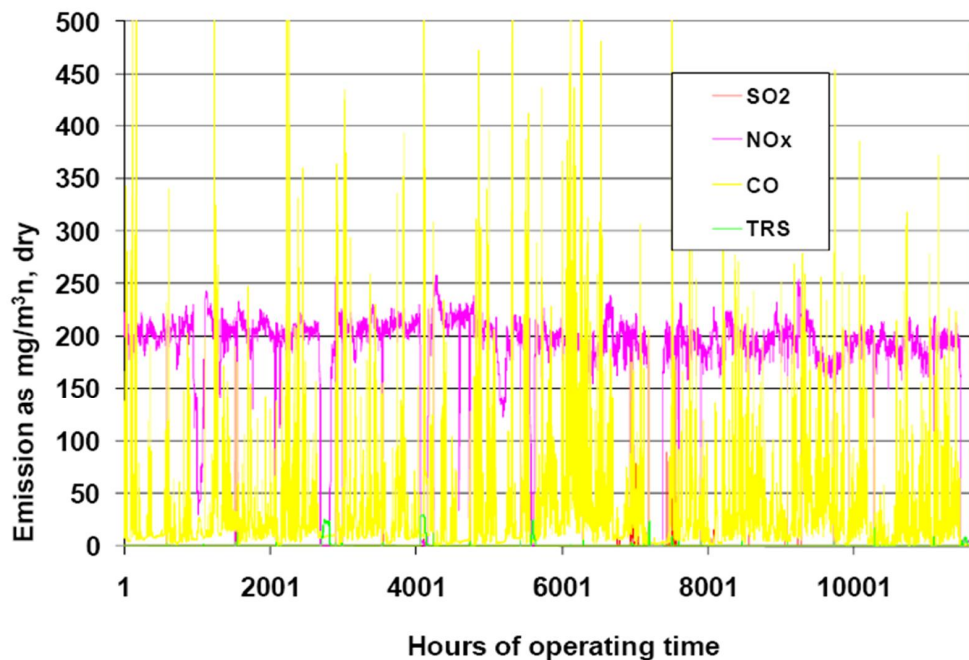
YTR: Päästötason riippuvuus tarkasteluajanjaksosta, LUT

- Projektiin valitut tehtaat:
 - Imatra, 2 kattilaa, toinen ajaa tasaisesti, toinen paperikoneen mukaan, sekalipeä
 - Joutseno, puhdas havu
 - Kymi, uusi kattila
- YTR:ssä keskusteltiin toimintahäiriö-määritelmästä jota ei ole määritelty missään standardissa vaan on lähinnä tehdaskohtainen. Ominaispäästöihin (kg/ADt) häiriöt eivät vaikuta, niihin luetaan kaikki päästöt, mutta ilmoitettavista päästöarvoista (mg/m³) häiriöt otetaan pois.
- Esa tiedustelee projektissa mukana olevilta tehtaita miten he määrittelevät häiriön.

18

Konsentraatio mittausaikana

Open your mind. LL
Lappeenranta University of Applied Sciences



19

YTR: BAT/BREF-dokumenttiluonnoksen kommentointi / NOx-asiat

- Yhdistyksen lausunto julkaistu ja lähetetty Michael Suhrille joulukuussa.
- Keväällä Suhrille on lähetetty myös hänen pyytämäänsä tietoa valittujen tehtaiten NOx- ja SO2-päästöistä.
- Dokumentin kasaaja Michael Suhr sai potkut kesällä, koska dokumentti julkaisu on myöhässä. (piti julkaista toukokuussa) Uusi tekijä on Gabriele Klein.
- Uutta versiota odotetaan

20

IED NOx

Open your mind. LUT.
Lappeenranta University of Technology

Existing

Total rated thermal input (MW)		O ₂ 6 %	O ₂ 3 %
50-100	mg/Nm ³	300	360
100-300	mg/Nm ³	250	300
> 300	mg/Nm ³	200	240

New

Total rated thermal input (MW)		O ₂ 6 %	O ₂ 3 %
50-100	mg/Nm ³	250	300
100-300	mg/Nm ³	200	240
> 300	mg/Nm ³	150	180

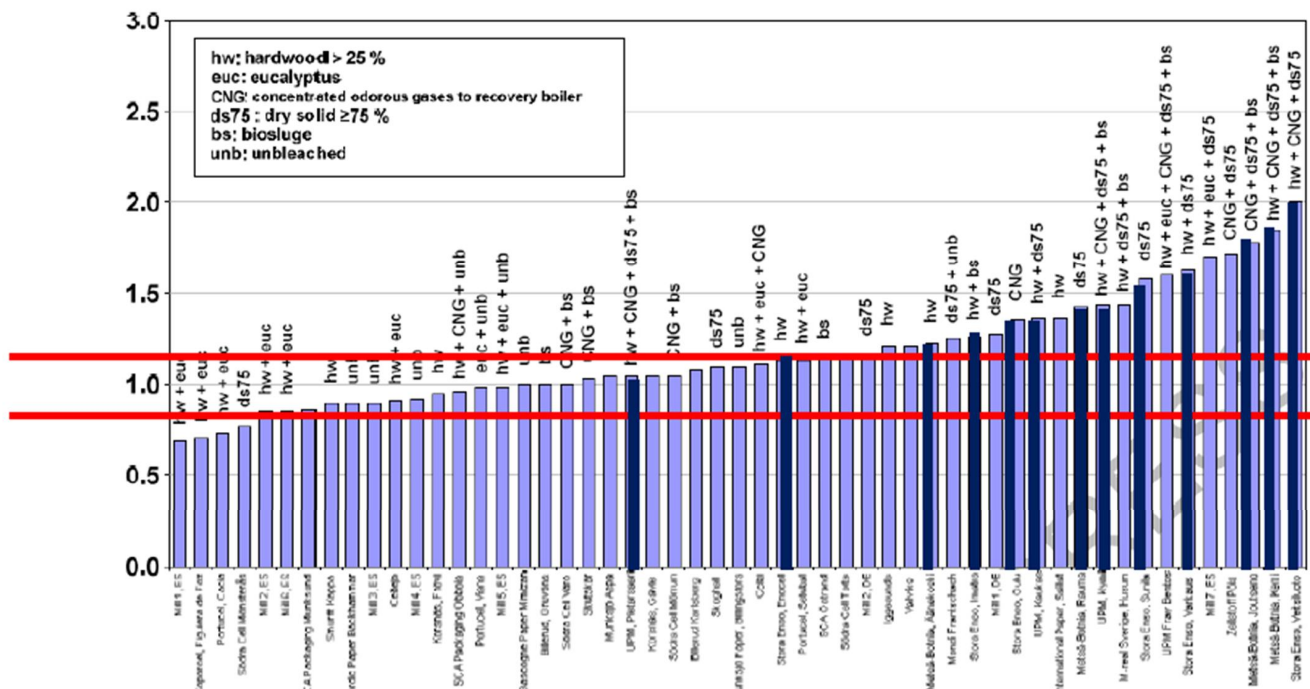
Why should Recovery Boiler emission levels be lower than IED?

21

NOx emission from recovery boilers

Open your mind. LUT.
Lappeenranta University of Technology

fired with different black liquors, dry solids and
NCG, kg/ADt (EU IPPC, 2011)



OTR: Konemestaripäivät 2012

- SE Sunilan tehdas, Kotka
 - 25.1.2012 Vauriokeskustelu
 - 26.1.2012 Konemestaripäivät
- Vesikemian ohjearvot, Teollisuuden Vesi
- Elinkaarikustannukset, Inspecta

OTR: 50-vuotisjuhla ja ICRC 2014

- Tampere-talosta varattu ma 9.6.2014 - to 12.6.2014
- ICRC Ma, Ti, To
- Ke 11.6 SKY 50v-juhla.
- Pe 13.6 jää mahdollisuus järjestää excursioita

Projektiehdotuksia

- KTR: Savukaasuräjähdyksen riippuvuus savukaasun koostumuksesta
 - Projektin tavoitteena olisi selvittää milloin kaasuseos on räjähdysvaarallinen ja minkälaiset lukitukset ovat tarpeellisia estämään räjähdys.
 - Tarjousta odotetaan Oulun Yliopistosta
- KTR: Sularännit, käyttöongelmat ja soodasulan juoksevuus
 - Tavoitteena on selvittää ongelmien riippuvuus keiton alkalista ja sulfiditeetista. Kokemuksen mukaan alle 35%-36% ja yli 45% sulfiditeetti aiheuttaa käyttöongelmia.

25

Sulavirran vaihtelu ajan funktiona, LUT

- Projektissa analysoitaisiin esimerkiksi kolmen kattilan sulavirrat.
- Soodakattilayhdistys on aikojen kuluessa tehnyt työtä sulavirtojen ja sulakourujen kanssa. Kuitenkaan sulavirran vaihtelusta ajan funktiona yksittäisen kourun läpi ja koko kattilasta ei ole tehty raporttia.

26

Syöttövesipumppujen säätö, LUT

- Projektissa laskettaisiin kolmen erikokoisen kattilan optimaalinen syöttövesipumppukoko ja lukumäärä.
- Projekteissa tulee aika ajoin vastaan kysymys, montako syöttövesipumppua ja miten säädettynä tulisi kattilassa olla.

27

Energiapäivä, LUT

- Esa Vakkilainen ehdotti että ensi keväänä järjestettäisiin energiapäivä esimerkiksi Lappeenrannan Teknillisessä Yliopistossa. Järjestelytapa ja kustannukset voisivat olla samanlaiset kuin päästömittauspäivässä Aalto yliopistolla.
- Energiapäivän aiheita voisivat olla:
 - LUT tutkimus optimaalisista paineista
 - Tehtaiden energia-analyysit (Energiansäästö) Pöyry
 - Tehtaiden energiankäyttö ja niiden raportointi (uusi IPPC BAT BREF)
 - Uusien energiatehokkaampien tehtaiden käytännöt
 - Lisäsähkö soodakattiloilla
 - LUT tutkimus soodakattilan paineista ja lämpötiloista sekä välitulituksesta
 - Haihdutusiasiaa
 - Sekundäärilämpöasiaa
 - Soodakattilan hyötysuhde

28

SKYREC

ÅA, Tulistinmateriaalien laboratoriokokeet, OSA 2

- Testata tulistinmateriaaleja pelkistävässä olosuhteissa. Kokeessa käytetään synteettistä tuhkaa (4 erilaista koostumusta) joka sisältää mustalipeän komponentteja (Na_2SO_4 , K_2SO_4 , KCl and NaCl). Lasireaktorin läpi menevän kaasun koostumus on 5% CO + 95% N_2 .
- Muutoksena osaan 1 pelkistävät olosuhteet luodaan lisäämällä synteettiseen tuhkaan koksia (aktiivihiilen sijasta) huolimatta siitä että se voi sisältää pieniä määriä klooria joka voi vaikuttaa tulokseen.
- Alustava korroosiokoe tehtiin 550°C lämpötilassa ja puolet suola nro 10:n (O 42,2 wt%, Na 24,9 wt%, K 10,5 wt%, Cl 1,3 wt%) rikistä oli korvattu Na_2S :llä. Testissä 10CrMo9 korrodoitui selvästi enemmän kuin aikaisemmissa testeissä.

29

SKYREC

ÅA, Tulistinmateriaalien laboratoriokokeet, OSA 2

- Projektin alustavista tuloksista on pidetty esitys SKYREC-seminaarissa 20.10 Sokos Hotel Presidentissä
- SEM-kuvien kanssa on kuitenkin ilmennyt haasteita, testeissä korroosiotuotteet ovat levinneet isolle alueelle ja tämä vaatii erilaisen SEM-analysointi tavan kuin mitä on käytetty.
- Ensimmäiset SEM-tulokset (esitetty SKYREC-seminaarissa) ovat jonkin verran väärät ja SEM-analyysit joudutaan tekemään uudestaan. Uusi tapa on paljon vaativampi ja kestää selvästi kauemmin kuin aikaisemmin käytetty. Tämä tarkoittaa että työ viivästyy vielä ja valmistuu vasta ensi vuoden puolella.
- SKYREC-johtoryhmä päättää sähköpostilla miten edetään.

30

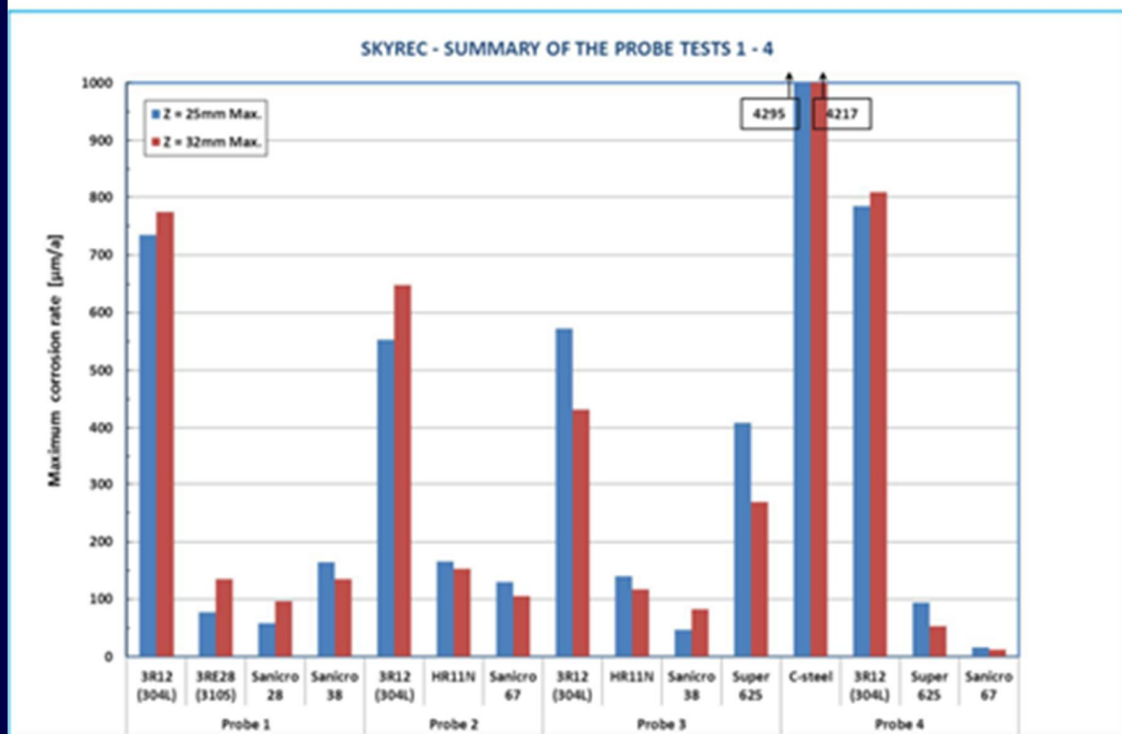
SKYREC

Boildec Oy, Materiaalikokeet tulipesässä

- Koe nro 5. käynnissä, 1000h tuli täyteen syyskuun puolella välissä.
- Johtoryhmä päätti jatkaa koetta Boildecin tarjouksen mukaisesti joulukuulle jolloin kokeen kestoksi vastaa koetta No.4, 2100 tuntia
- Sondi otettiin pois Joutsenon seisokin ajaksi lokakuun lopussa ja laitettiin takaisin onnistuneesti

31

Maximum CR calculated from the WT profiles



32



SKYREC

Materiaalisuositus

- Vuoden 1997 Suojaussuosituksen päivitys

Kappale 1 Soodakattila materiaalit ja hitsaukset:

- KTR:n päivittää

Kappale 2 Soodakattilapinnoitukset.

- VTT tehnyt alustavan arvion mukaan päivitys maksaa noin 6000 euroa. Kehitystä (työmenetelmät, pinnoitemateriaalit) on tapahtunut varsinkin jätteenpolton puolella

Kappale 3 Paineastian korjaukset

- KTR päivittänyt

Kappale 4 Soodakattilatarkastukset

- Inspecta on päivittänyt tarkastusosuuden,

Kappale 5. Soodakattilan vauriot.

- Sihteeri kerää viimeisen kymmenen vuoden ajalta tyypillisiä vauriota tietokannasta. Kommentoidaan työryhmän kokouksissa.



SKYREC

Vesikemian ohjearvot, Teollisuuden Vesi Oy

- **Tilanne:**

- Kesäkuussa 2011 saatu alustava suositus kommentoitavaksi. KTR kommentoinut suositusta kokouksessa 8.9.2011
- Esitys aiheesta pidetty SKYREC-seminaarissa

- **Aikataulu:**

- Uutta versiota työstä odotetaan joulukuun alussa. Ohjearvotyö esitellään yhdistykselle Konemestaripäivillä Sunilassa tammikuussa.

Aktiivihiilisuodatuksen ja UV-käsittelyn soveltaminen suolanpoistolaitokseen lisäveden TOC-tason alentamisessa, JP-analysis/Cewic

• AKTIIVIHIIILI TULOKSET

- Tehdasmittakaavan aktiivihiilikoe kesti noin kolme kuukautta. Sinä aikana TOC-poistoteho oli noin 40-65 % mikä vastasi pilot-kokeiden tuloksia. Pilot-kokeissa aktiivihiilen TOC-poistoteho pysyi lähes vakiona koko 11 kuukauden koejakson ajan.
- Aktiivihiilisuodattimen toimintamekanismi on käytännössä täysin adsorptioon perustuva.
- LC-OCD-määritysten perusteella käytetty aktiivihiilisuodatin vaikutti poistavan muita orgaanisen yhdisteiden fraktioita paitsi polymeerejä melko tehokkaasti.
- Tehdasmittakaavan kokeessa mitattiin aktiivihiilisuodatetun veden silikaattipitoisuutta, joka nousi huomattavasti: noin tasolle 200 mg/l aluksi mutta laskeutui tasolle 20 mg/l kahden viikon aikana
- Aktiivihiilisuodatinta seurannut sekavaihdin poistaa vapautuneen silikaatin ja sen rooli onkin tästä syystä erityisen tärkeä.

35

Aktiivihiilisuodatuksen ja UV-käsittelyn soveltaminen suolanpoistolaitokseen lisäveden TOC-tason alentamisessa, JP- analysis/Cewic

- UV-VALO YHTEENVETO
- TOC-reduktio oli noin 30% (käytössä yksi UV-kammio ja keskipainepumppu).
- Kokeissa selvitettiin myös seuraavien tekijöiden vaikutusta TOC-poistotehoon:
 - Viipymäaika UV-reaktorissa eli UV-säteilyannos
 - Lampun tyyppi (matalapaine- ja keskipainelamput)
 - TiO₂-katalyytti
 - Vetyperoksidin käyttö hapettimena
- Tutkituista tekijöistä mikään ei oleellisesti parantanut TOC-poistotulosta
- Vetyperoksidikokeen toteutus tosin epäonnistui, sillä käytetty putkimateriaali vapautti veteen muovinlisäaineita, mikä näkyi kohonneena TOC-pitoisuutena
- Tehtyjen kokeiden perusteella UV-käsittely TOC-poistomenetelmänä soodakattilan lisävedestä ei ole kilpailukykyinen suuren energiankulutuksen ja alkuinvestoinnin vuoksi.

36

