

Sami Pokka

## **JÄTELÄMPÖKATTILAN TEHOSTAMISVAIHTOEHTOJEN TARKASTELU**

Kannattavuus kattilanpaineen noston näkökulmasta

# **JÄTELÄMPÖKATTILAN TEHOSTAMISVAIHTOEHTOJEN TARKASTELU**

Kannattavuus kattilanpaineen noston näkökulmasta

Sami Pokka  
Opinnäytetyö  
Kevät 2022  
Energiatekniikan tutkinto-ohjelma  
Oulun ammattikorkeakoulu

## TIIVISTELMÄ

Oulun ammattikorkeakoulu  
Energiatekniikan tutkinto-ohjelma, Energiatekniikka

---

Tekijä(t): Sami Pokka

Opinnäytetyön nimi: Jätelämpökattilan tehostamisvaihtoehtojen tarkastelu

Työn ohjaaja(t): Jukka Ylikunnari (OAMK), Pekka Myllymäki (SSAB) ja Timo Vierimaa (SSAB)

Työn valmistumislukukausi ja -vuosi: Kevät 2022

Sivumäärä: 30 + 2 liitettä

---

Tämän opinnäytetyön toimeksiantaja on SSAB Europe Oy Raahen koksamo. Työn tarkoituksena on selvittää, toisiko koksamon krakkauslaitoksen jätelämpökattilan höyrynpaineen nosto säästöjä sivutuotelaitoksella.

Koksaamalla on lähitulevaisuudessa tarve päivittää vanha kattila uuteen, koska nykyinen kattila on tulossa käyttöikänsä päähän. Nykyisen kattilan kanssa ongelmana on ollut, että prosessikaasut ovat jääneet liian kuumaksi, minkä takia noin 80 % rikkihiukkeista menee Claus-laitokselle rikinkeräilyyn sijaan. Laskemalla prosessikaasujen lämpötila 150 °C:n tienoille, saadaan 80 % rikkihiukkeista erottamaan rikinkeräilyyn. Keskeisin toteutustapa oli tutkimusmenetelmä, jonka perusteella tehtiin laskelmat.

Työn ensimmäisenä tavoitteena oli selvittää, voitaisiinko uusi kattila toteuttaa kaksivaiheisena. Ensimmäisessä osassa tuotettaisiin 16 bar:n höyryä bentseenilaitokselle ja jälkimmäisessä osassa 1,3 bar:ista höyryä tislaimille. Selvitys tehtiin Excel-pohjalle, jossa muodostettiin energiavirtatase kattilalle ja laskettiin molempien osien tarvitsemat tehot ja savukaasun antama teho kattilaan. Selvityksen perusteella todettiin, että kaksivaiheinen kattila ei ole mahdollinen.

Työn toisena tavoitteena oli selvittää, mikä olisi vaihtoehtoinen ratkaisu kaksivaiheiselle kattilalle. Selvityksen perusteella todettiin, että nostamalla kattilanpaine 1,4 bar:iin, lisäämällä syöttöveden virtausta 19,2 kg/h ja tuotetun höyrynpaineen 230 °C:seen, saadaan maksimaalinen hyöty irti kattilasta. Lisäksi saadaan haluttu loppulämpötila savukaasulle, jolloin 80 % rikkihiukkeista erottuu rikinkeräilyyn.

Tämän työn pohjalta koksamon sivutuotelaitoksella on mahdollista saada aikaan vuosittaisia säästöjä nostamalla kattilanpainetta. Lisäksi kattilanpaineen nosto vähentää huoltoseisakkien määrää Claus-laitoksella.

---

Asiasanat: energia, höyrykattila, hukkalämpö, painelaitteet, koksaus

## ABSTRACT

Oulu University of Applied Sciences  
Degree Programme in Energy Technology

---

Author(s): Sami Pokka

Title of thesis: Increasing Performance of Waste Heat Boiler

Supervisor(s): Jukka Ylikunnari (OAMK), Pekka Myllymäki (SSAB) ja Timo Vierimaa (SSAB)

Term and year when the thesis was submitted: Spring 2022

Number of pages: 30 + 2 appendices

---

The commissioner of this thesis is SSAB Europe Oy, Raahe coking plant. The purpose of this thesis is to determine if raising the pressure in waste heat boiler will bring any savings for the by-product plant.

Coking plant has a need to update their old waste heat boiler for a new one in the near future because the old one is coming to the end of its lifecycle. The problem with the current boiler has been that the flue gas has not cooled down enough in the boiler. This has caused a problem that only 20 % of the sulfur particles separate to the sulfur collector. By raising the amount of feed water, its pressure and the temperature of the steam, flue gas would cool down to the wanted 150 °C and 80 % of the sulfur particles would separate to the sulfur collector.

Based on the studies of this thesis, by-product plant would make almost 30 000 euros per year worth of savings by only raising pressure in the boiler. Raising the pressure in the boiler would also reduce the need for maintenance stoppage at Claus plant from being every two years to every four years instead.

---

Keywords: energy, steam boiler, waste heat, pressure vessel, coking

# SISÄLLYS

1	JOHDANTO .....	6
2	RAAHEN TERÄSTEHDAS .....	7
3	KOKSAAMO .....	8
3.1	Koksausprosessi .....	8
3.2	Ammoniaki- ja rikinpoistolaitos .....	10
3.2.1	Kaasun loppujäähdytys .....	10
3.2.2	Rikkivedyn pesu .....	10
3.2.3	Ammoniakin pesu .....	11
3.2.4	Rikkivedyn tislauk .....	11
3.2.5	Ammoniakin tislauk .....	11
3.2.6	Krakkaus .....	12
3.2.7	Claus-laitos .....	14
3.2.8	Veden pehmenntys .....	14
3.2.9	Hiekkasuodatus .....	15
3.2.10	Ammoniakin varapolttu .....	15
4	JÄTELÄMPÖKATTILAN LASKENTA .....	16
4.1	Nykyisen jätelämpökattilan laskenta .....	18
4.2	Kaksivaiheisen jätelämpökattilan laskenta .....	23
5	VAIHTOEHTOINEN RATKAISU .....	26
6	SÄÄSTÖT .....	28
7	YHTEENVETO .....	29
	LÄHTEET .....	30

# 1 JOHDANTO

Tämän opinnäytetyön tarkoituksena on selvittää, voiko Raahen terästehtaan koksaaamon krakkauslaitoksen jätelämpökattilan höyrynpainetta nostamalla saada säästöjä aikaiseksi koksaaamon sivutuotelaitoksella. Lisäksi laskujen avulla tarkastellaan prosessikaasujen jäähtymisen järkevyyttä, koska uuden kattilan tarkoituksena olisi saada prosessikaasut jäähtymään nykyisestä noin 220 °C:sta noin 150 °C:seen. Opinnäytetyön tilaajana toimii Raahen SSAB:n terästehtaan koksaaamo.

Nykyisen kattilan kanssa ongelmana on ollut, että prosessikaasut ovat jääneet liian kuumaksi, minkä takia noin 80 % rikkiartikkeleista menee Claus-laitokselle rikinkeräilyyn sijaan. Laskemalla prosessikaasujen lämpötila 150 °C:n tienoille, saadaan 80 % rikkiartikkeleista erottumaan rikinkeräilyyn. Tämä taas auttaisi tulevaisuudessa koksaaamo, koska nykyisin Claus-laitoksella joka toinen vuosi tehtävä huoltoseisakki tarvitsisi tehdä vain noin joka neljäs vuosi.

## 2 RAAHEN TERÄSTEHDAS

Raahen terästehtas perustettiin vuonna 1960 nimellä Rautaruukki, joka fuusioitui ruotsalaisen SSAB:n kanssa vuonna 2014. Raahen terästehtas kuuluu SSAB-konsernin SSAB Europe-divisioonan, tehtaalla työskentelee noin 2500 työntekijää. SSAB on maailmanlaajuisesti toimiva teräsyhtiö ja johtava erikoislujien terästen toimittaja. (1.)

Raahen tehtaalla (kuva 1) valmistetaan iso osa edellä mainituista standardi-, premium- ja erikoisteräksistä. Päätuotteita ovat kuumavalssatut levyt ja kelatuotteet. Tehdas on kooltaan noin 500 hehtaarin suuruinen alue, joka sisältää tehtaita tehtaan sisällä. Kahdessa masuunissa valmistetaan raakarautaa, joka jalostetaan teräkseksi terässulatolla. Sulasta teräksestä tehdään teräsaihoita, jotka valssataan tuotteiksi kuumavalssaamalla. Tehdasalueella on myös koksaamo, korjaamo, keskusvarasto, paloasema, voimalaitos, oma satama ja yksi Suomen suurimmista laboratoriokokonaisuuksista. Lisäksi alueelta löytyy noin 40 km tietä ja 30 km rautatietä. (1.)



KUVA 1. SSAB Raahen terästehtas (1)

### 3 KOKSAAMO

Koksaamo on tehtaan sisällä erillinen raaka-aine- ja energiantuotantolaitos, jossa tuotanto on aloitettu yhden koksipatterin voimin lokakuussa 1987. Toinen koksipatteri on otettu tuotantoon marraskuussa 1992. (1.)

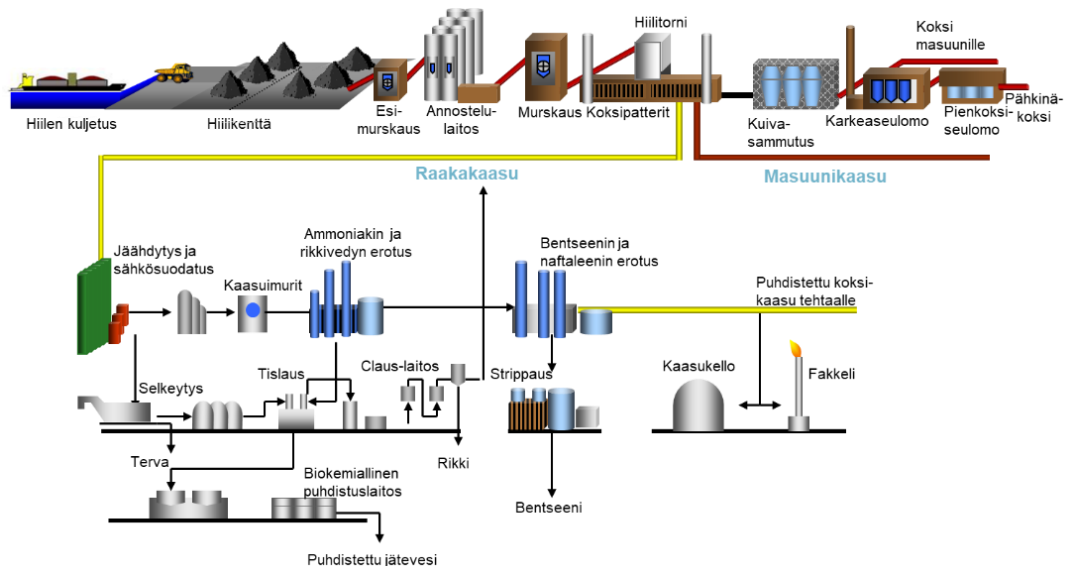
Koksaamon päätuote on kivihiilestä kuivatislattu koksi. Koksi on kivihiiltä puhtaampaa ja lämpöarvoltaan parempaa polttoainetta. Koksia käytetään masuuneilla raudanvalmistuksen polttoaineena ja brikettien valmistuksessa raaka-aineena. Kaikki valmistettu koksi käytetään Raahen tehtaalla. Prosessin aikana sivutuotteina syntyy koksikaasua, kivihiilitervaa, bentseeniä ja rikkiä, jotka käsitellään koksaamon sivutuotelaitoksella. Merkittävien näistä sivutuotteista on koksikaasu, jota käytetään lämpöenergian lähteenä masuunilla ja valssaamalla. Koksikaasua käytetään myös koksipatterien lämmitykseen. Terva, bentseeni ja rikki myydään eri teollisuusyrityksille raaka-aineiksi. (1.)

#### 3.1 Koksausprosessi

Koksausprosessissa (kuva 2) käytetään raaka-aineena rikastettua kivihiiltä, jota ostetaan pääasiassa Yhdysvalloista, Venäjältä, Kanadasta ja Australiasta. Koksauksella käytetään 7–10 eri seosta ja 5–7 eri kivihiililaatua vuosittain. Vuosittain käytetään noin 1,2 miljoonaa tonnia kivihiiltä. (1.)

Koksipatterin koksijuoneilla tehdään panostus- ja purkutapahtumia järjestyksessä ja aikataulun mukaisesti noin 105 kpl vuorokaudessa. Keskimäärin joka 12,5 minuutin välein puretaan yksi uuni. Koksijuonien käyttöaste on noin 99 % ja kuivasammutuksen 100 %. Koksaamon toimintavarmuus on noin 97 %. (1.)





KUVA 2. Koksausprosessi (1)

Kivihiiileos panostetaan kokspatterien uuneihin, jossa sitä lämmitetään hapettomassa tilassa 1200 °C:n lämpötilassa noin 16 tunnin ajan. Koksauksessa kivihieilestä poistuvat kaikki haihtuvat ainesosat ja jäljelle jää valmis koks, joka sisältää hiiltä noin 88 %. Valmis koks kuljetetaan hihna-kuljettimella polttoaineeksi masuuneille. Yksittäinen koksiuuni on 16 metriä pitkä, 7 metriä korkea ja 0,40 metriä leveä. Koksiuunit kuumennetaan polttamalla koksikaasua tai koksi- ja masuunikaasun seosta uunien välisissä seinämissä, joissa on 32 kappaletta lämmityshormeja, joiden lämpötila on noin 1230 °C. Koksia saadaan yhdestä uunillisesta noin 24 tonnia. Uunien purku ja panostus tapahtuvat patterikoneiden avulla. Patterikoneita ovat työntövaunu, panostusvaunu, ovikone ja koksiveturi, joita kaikkia on kaksi kappaletta. Koksausten yhteydessä syntyneet sivutuotteet ohjataan sivutuotelaitokselle jatkokäsittelyä varten. (1.)

Valmis koks puretaan uunista työntövaunun ja ovikoneen avulla koksiveturiin, jolla koks kuljetetaan kuivasammutuslaitokselle. Kuivasammutukseen tullessaan koks on noin 1 050 °C:n lämpöistä, ja se kuivatistaan kiertotyyppillä noin 150 °C:seen. Tyyppiä kiertää prosessin jokaisessa kolmessa yksikössä noin 80 000 m<sup>3</sup>/h. Kaasu kuumentuu prosessissa noin 800 °C:seen. Kuivasammutuslaitoksen läpimenoaika koksille on noin 5 tuntia. Kuivasammutuslaitoksella tuotettu höyry ohjataan suurilta osin voimalaitokselle sähkön ja lämmön tuottamiseen. Osa tuotetusta höyrystä ohjataan myös sivutuotelaitoksen käyttöön. (1.)

### 3.2 Ammoniakki- ja rikinpoistolaitos

Ammoniakki- ja rikinpoistolaitos tarvitaan koksikaasun puhdistamiseksi rikkivedystä ja ammoniakista sekä ammoniakin erottamiseksi ylimääräisestä kiertohuuhTELUvedestä. Ammoniakki (NH<sub>3</sub>) -pitoisia vesiä ei ole luvallista laskea mereen, koska typpikuormitus aiheuttaa vesien rehevöitymistä. (2.)

Koksikaasussa oleva ammoniakki puolestaan aiheuttaa ympäristöongelman koksikaasua poltettaessa, koska silloin syntyy ympäristölle haitallisia typpioksideja. Koksikaasu sisältää vettä, joka kaasun jäähtyessä lauhtuu putkistoihin ja kaasunkäsittelylaitteisiin. Mikäli koksikaasu sisältää ammoniakkia, ammoniakki liukenee lauhtuvaan veteen muodostaen erittäin korrodoivan liuoksen. Tämä johtaisi siihen, että kaasuputkistot ja kaasunpolttolaitteistot syöpyisivät nopeasti. Rikki (H<sub>2</sub>S) taas aiheuttaa koksikaasua poltettaessa rikkipäästöjä sekä valssaamon normalisointiunian- ja kalkinpolttamon uuneja lämmitettäessä rikin siirtymistä kyseessä oleviin tuotteisiin. (2.)

Ammoniakki- ja rikinpoistolaitos on suunniteltu käsittelemään koksikaasua n. 60 000 Nm<sup>3</sup>/h. Sulaa rikkiä valmistuu noin 2500 t/vuosi, ja se myydään ulkopuolisille asiakkaille käytettäväksi. (2.)

Ammoniakki - ja rikinpoistolaitoksen prosessivaiheet on esitetty seuraavissa luvuissa.

#### 3.2.1 Kaasun loppujäähdytys

Koska koksikaasun lämpötila on liian korkea rikkivedyn ja ammoniakin pesua varten, se jäähdytetään 27–30 °C:n lämpötilaan. Loppujäähdytys tapahtuu suorassa jäähdyttimessä, jossa jäähdytysvesi on suljetussa kierrossa. (2.)

#### 3.2.2 Rikkivedyn pesu

Rikkivedyn erottaminen koksikaasusta perustuu siihen, että rikkivety liukenee ammoniakkipitoiseen veteen parhaiten. Sen sijaan koksikaasun pääkomponentit kuten vety, metaani, häkä ja korkeammat hiilivedyt ovat heikosti veteen liukenevia. Liukenemista auttaa matala lämpötila, kohotettu koksikaasun paine sekä iso vesimäärä. Loppujäähdyttimen jälkeen koksikaasu johdetaan rikkivetypesurin läpi. Pesurin yläosaan johdetaan rikkivetyislaimen (rikkivedystä vapaata mutta ammoniakkipitoista) alitevettä ja ammoniakkipesurin pesuvettä. Pesurin alaosaan vesi johdetaan välisäiliöön,

josta se pumpataan tislaukseen. Rikkivedyn reagoidessa ammoniakkin kanssa syntyy reaktiolämpöä. Tämän poistamiseksi pesurissa on kaksi jäähdytyskiertoa. (2.)

### **3.2.3 Ammoniakin pesu**

Rikkivetypesurin jälkeen koksikaasu johdetaan ammoniakkipesurin läpi. Pesurin yläosaan johdetaan ammoniakkin tislauksesta tulevaa ammoniakista puhdistettua vettä sekä putkilämmönvaihtimien läpi hiekkasuodatettua hiilivettä. Lisäksi pesuriin voidaan syöttää pehmenettyä teollisuusvettä. Pesurin pohjalta pesuvesi pumpataan rikkivetypesurin huipulle. (2.)

### **3.2.4 Rikkivedyn tislauk**

Rikkivedyn tislauk varten on rikkivetytislauk kolonni. Kolonnin pohjaosa toimii ylhäältä valuvan nesteen pumppusammiona. Kaikki NH<sub>3</sub>-tislaimelta tuleva höyry syötetään H<sub>2</sub>S-tislaimeseen. Höyryä tulee NH<sub>3</sub>-tislaimen puolivälistä H<sub>2</sub>S-tislaimen alaosaan, sekä NH<sub>3</sub>-tislaimen yläosasta H<sub>2</sub>S-tislaimen puoliväliin. Sisään syötettävä höyry pyrkii ylöspäin, jolloin paineen noustessa se aukoo välipohjan venttiilejä ja kohtaa alaspäin valuvan nesteen. Tällä tavalla tislautuvat höyryt kulkeutuvat välipohjalta toiselle rikastuen samalla. Tislattavaksi tuleva pesuvesi syötetään kolonnin yläosaan, jossa se jakolaitteen avulla jakautuu tasaisesti.

Levylämmönvaihtimet toimivat H<sub>2</sub>S-tislauk salitteen jäähdyttimenä ja pesuvesisäiliöstä tislaukseen menevän veden lämmittimenä. Näin H<sub>2</sub>S-tislauk salitteen sisältämä lämpöenergia saadaan hyötykäyttöön. Rikkivetytislaimen kolonnin huipun lämpötila on noin 86–90 °C ja pohjan 90–92 °C. Tuorehöyryä kolonniin syötetään 700–1400 kg/h. (2.)

### **3.2.5 Ammoniakin tislauk**

Tislauk kolonneja on 2 kappaletta, joista toinen on käytössä ja toinen varalla. Varalla olevaa pidetään lämpimänä syöttämällä sinne pieniä määriä höyryä, jolloin se olisi heti käyttövalmis, koska kylmänä olevan kolonnin lämpötilaa tulee nostaa hitaasti kolonnin rakenteesta johtuen.

Kolonnin pohjaosa toimii ylhäältä valuvan nesteen keräysaltaana. Kolonniosassa nestepinnan alapuolella sijaitsevat höyrynsyöttöputket, missä sisään syötettävä höyry saa nesteen kiehumaan, jolloin höyry pyrkii ylöspäin seuraavalle välitasolle ja nesteytyy siellä olevan liuoksen joukkoon. Vapautuva lämpöenergia saa välitasolla olevan nesteen kiehumaan, jolloin syntyvä höyry pyrkii taas ylöspäin seuraavalle välitasolle. Tällä tavalla tislautuvat höyryt kulkeutuvat kolonnissa ylöspäin välipohjalta toiselle rikastuen samalla ammoniakkin kanssa. Yksittäiselle välipohjalle kertyvä neste valuu ylivuotoperiaatteella alemmalle välitasolle. (2.)

Tislauskolonnin syötteen muodostavat  $H_2S$  tislauskolonnin ammoniakkipitoinen vesi, jonka ammoniakkipitoisuus on noin 20 mg/l, sekä kondensointiosastolta peräisin oleva hiilivesi, jonka ammoniakkipitoisuus on noin 8 mg/l. Hiilivesi sisältää epäpuhtauksina tervaa ja pölyä, joten se suodatetaan hiekkasuodattimilla.

Tislauskolonnin alaosaan syötetään höyryä sekä keskiosaan natriumhydroksidiliuosta. Natriumhydroksidiliuoksen tarkoituksena on hajottaa ammoniumsuoloina oleva ammoniakki. Kolonnin keski- ja yläosasta poistuva ammoniakkihöyry johdetaan rikkivetytislaimen energian säästämiseksi. (2.)

### **3.2.6 Krakkaus**

Rikkivetytislauksesta poistuva seoshöyry sisältää kaikki koksikaasusta lienneet komponentit ja johdetaan titaanista rakennetun lauhduttimen kautta krakkausreaktorille. Lauhdutin on putkivaihdintyyppinen lämmönvaihdin, josta lauhtunut vesi johdetaan takaisin rikkivetytislaimen. Krakkausreaktorin sisällä oleva nikkelikatalyyttipatja on sijoitettu keraamisen palkiston päälle. Katalyyttipatjan päällä on erityinen keraaminen suojakerros, joka suojaa katalyyttimassaa paikalliselta ylikuumenemiselta. Katalyyttimassalla on kaksi kriittistä lämpötilaa, 750 ja 1200 °C. Normaalikäytön aikana lämpötila ei saa laskea alle 750 °C, koska lämpötilan alapuolella tapahtuu katalyyttimassassa sellaisia muutoksia, jotka pienentävät massan kestävyyttä, mikä johtuu rikkivedyn vaikutuksesta. Mikäli taas reaktorin lämpötila on yli 1200 °C, alkaa nikkeli erottua katalyyttimassasta, ja kun saavutetaan 1300 °C:n lämpötila, alkaa katalyyttimassa paikallisesti sulaa. (2.)

Rikkivetytislauksesta tuleva seoshöyry, joka rikkivedyn lisäksi sisältää ammoniakkia, syaanivetyä ja muita hiilivetyjä, johdetaan reaktorin päällä olevaan spiraalipolttimeen. 1100–1200 °C:n lämpötilassa syaanivety, ammoniakki ja hiilivedyt hajoavat täysin katalyyttipatjassa ja kun ne reagoivat hapen kanssa, reaktiotuotteena syntyy CO<sub>2</sub>, CO, H<sub>2</sub>, N<sub>2</sub> ja H<sub>2</sub>O yhdisteitä. Kun katsotaan reaktiosta syntyneitä yhdisteitä, voidaan todeta jätelämpökattilaan menevän polttoaineen olevan 96 %:sti savukaasua (taulukko 1). Orgaaniset yhdisteet vaikuttavat rikin puhtauteen. Syaanivety ja ammoniakki aiheuttavat ongelmia Claus-laitoksella, esimerkiksi konversion alenemista ja tukkeentumista laitoksen prosessissa. (2.)

TAULUKKO 1. Savukaasun prosentuaaliset massa-arvot ja tiheys (5)

CO <sub>2</sub>	13,885	%
CO	3,518	%
H <sub>2</sub> O	0	%
O <sub>2</sub>	0,02	%
N <sub>2</sub>	78,638	%
Σ <sub>sk</sub>	96,061	%
Tiheys	1,301	kg/m <sup>3</sup>

Reaktorin alaosaan katalyyttipatjan alapuolelle syötetään lisäilmaa, jolloin kaasujen sisältämä rikkivety palaa osittain vedeksi ja rikkidioksidiksi. Ilman lisäystä reaktoriin säädetään analysaattorin avulla siten, että Claus-reaktorissa tarvittava prosessikaasun  $\frac{H_2S}{SO_2}$  -suhde saavutetaan ja pysytään turvallisesti reaktorin lämpötilassa. (2.)

Krakkausreaktorista tulevat prosessikaasut, eli savukaasut jäähdytetään jätelämpökattilassa, jolla otetaan prosessikaasujen lämpöenergia talteen (2). Jätelämpökattilan tehtävänä on hyödyntää erityyppisten teollisten prosessien sivutuotteena syntyvää hukkalämpöä. Jätelämpökattila tunnetaan myös nimellä WHB-kattila, eli Waste Heat Boiler. Monesti puhutaan myös hukkalämmön talteenotokattilasta, joka on ehkä hiukan kuvaavampi nimitys. (4, s. 21) Kattilan jälkeen savukaasujen lämpötila on 225–250 °C. Kattilassa tuotetaan noin 2400 kg/h matalapaineista tulistettua höyryä, jonka paine on 1,1 bar ja lämpötila 150 °C. Kattilan syöttövesi tulee kuivasammutuslaitoksen kattilalaitokselta. (2.)

Kaasun jäähtymisessä kondensoituu jätelämpökattilassa nestemäistä rikkiä. Rikki erottuu rikkierottimessa, joka on kattilan loppupäässä, mistä rikki erotetaan rikkisäiliöön. Jäähtymisestä lähtevän kaasun lämpötila säädetään sellaiseksi, että jatkoreaktio rikiksi Claus-reaktorissa tapahtuu optimaalisesti. (2.)

### 3.2.7 Claus-laitos

Jätelämpökattilasta prosessikaasu johdetaan ensimmäiseen Claus-reaktoriin. Sisällä olevassa katalyyttimassassa rikin pelkistyminen jatkuu ja reaktiossa kaasun lämpötila kohoaa noin 270 °C:seen. Claus-reaktorista tuleva prosessikaasu jäähtytetään rikkilauhduttimessa, jossa kaasun lämpöenergia otetaan talteen. Rikkilauhduttimessa rikki nesteytyy ja poistuu lauhduttimesta, mutta osa rikistä jää kaasuun ja erotetaan rikkierottimessa. (2.)

Lauhduttimen jälkeen prosessikaasu johdetaan rikinerottimeen, jonka sisällä oleva verkkometallipaketti saa kaasussa olevan rikin pisaroiksi. Tämän jälkeen skolonnilevyt ottavat pisarat niin sanottu kiinni. Jäähtynyt prosessikaasu lämmitetään prosessikaasun lämmittimessä toisen Claus-reaktorin tarvitsemaan lämpötilaan, joka on noin 210 °C. Tämän jälkeen prosessikaasu johdetaan toiseen Claus-reaktoriin, jossa tapahtuu loppuosa rikin pelkistymisreaktiosta. Toisesta reaktorista tuleva kaasu jäähtytetään rikkilauhduttimen toisessa lohossa, minkä jälkeen kaasu jatkaa toisen rikkierottimen läpi raakakaasuputkeen. (2.)

Nesterikki, jonka puhtaus on 99,8 painoprosenttiltaan, kerätään eri pisteistä rikkilukkojen kautta keräyssäiliöön. Nesterikki on vaativa aine lämpötilan suhteen: sen sallittu lämpötila-alue on 130–150 °C ja optimi 140 °C. Tästä johtuen nesterikin ns. vaippaputket ja säiliöt lämmitetään oikean lämpöisellä höyryllä. Höyryn lauhteet kerätään omaan höyrynlauhdessaäiliöön. Säiliöstä pumpataan vedenpinnan perusteella osa teknisen jäähtymisveden sekaan. Höyryn kehittämissä kehitetään rikin säiliöissä ja vaippaputkissa tarvittava höyry. (2.)

### 3.2.8 Veden pehmennys

Ammoniakkitislaimen huoltoseisokkien aikana syötetään NH<sub>3</sub> pesuriin pehmenettyä vettä. Veden tulee olla pehmenettyä, sillä ammoniakin tislauksessa muodostuisi kovasta vedestä kattilakiveä

tislauskolonnin välitasoille. Vesi pehmennetään ionivaihtoon perustuvalla pehmennysyksiköllä. Vedden virratessa ioninvaihtohartsin läpi vedessä olevat Ca-ionit vaihtuvat hartsissa oleviin Na-ioneihin. (2.)

### **3.2.9 Hiekkasuodatus**

Koska kondensointi- ja jäähdytysosastolta tuleva ammoniakkipitoinen kaasunlauhde sisältää kiinteitä epäpuhtauksia, kuten pölyä, öljyä ja tervaa, täytyy se ennen tislaukseen syöttämistä hiekkasuodattaa. Tämä tapahtuu kahdessa hiekkasuotimessa. Hiekkasuotimia ajetaan sarjassa siten, että vesi menee ensin ensimmäiseen hiekkasuotimeen ja tämän jälkeen vielä toiseen. (2.)

### **3.2.10 Ammoniakin varapoltto**

Varapolttoyksikköön kuuluvia laitteita ovat ammoniakkihöyryn tuloputkisto, koksikaasuputkisto, sytytysilmapuhallin, palamisilmapuhallin, jäähdytysilmapuhallin ja savupiippu. Itse hajotusuuniin kuuluu pilot-poltin, lämmönvaihto-osa, polttokammio ja sekoituskammio. Tukipolttoaineena käytettävä koksikaasu ja osa polttoilmasta johdetaan hajotusuunin sytytyspolttimeen. Varsinainen palamisilma johdetaan lämmönvaihto-osaan, jossa se esilämmitetään ja samalla jäähdyttää uunin seinämiä. Hajotettava ammoniakki- ja koksikaasu johdetaan palamisilman joukkoon kahteen pisteeseen uunin lämmönvaihto-osassa. (2.)

Uunin polttokammiossa on lämpötilamittaus, joka ohjaa palamisilman ja koksikaasun suhdetta säätelemällä sopivan ammoniakin hajotuslämpötilan. Aluksi uunin ollessa kylmä palamisilmaa johdetaan vähän ja koksikaasua paljon, mutta vähitellen uunin seinämien lämmetessä suhde muuttuu toisin päin, eli koksikaasun määrä pienenee ja palamisilman määrä suurenee. Kun reaktiolämpötila on saavutettu, ammoniakkihöyryä aletaan johtaa uuniin. (2.)

Ammoniakin palamisreaktio on eksotermi eli lämpöä synnyttävä, ja koksikaasun määrää voidaan edelleen pienentää. Lopulta koksikaasumäärä jää tiettyyn minimimääräänsä, ja polttoilman määrää lisäämällä, voidaan lämpötila pitää maksimilämpötilan 1200 °C:n alapuolella. Noin 1100 °C:ssa olevat savukaasut jäähdytetään uunin sekoituskammiossa sekoittamalla jäähdytysilmaa, joka syötetään uunin vaipan kautta sen jäähdyttämiseksi. Sekoituskammiosta poistuvien savukaasujen lämpötila mitataan ja lämpötila säätää jäähdytysilman määrää. (2.)

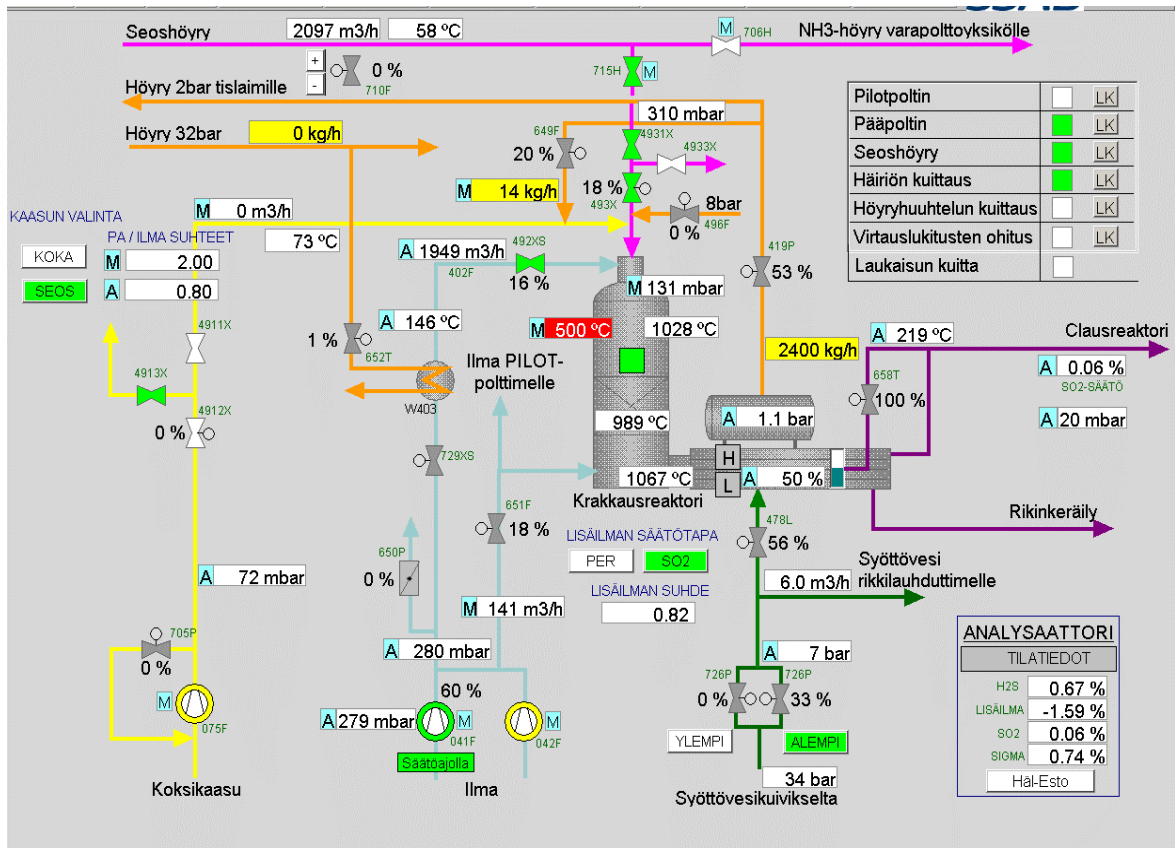
## 4 JÄTELÄMPÖKATTILAN LASKENTA

Krakkausreaktorista tulevat prosessikaasut jäädytetään jätelämpökattilassa, jolla otetaan prosessikaasujen lämpöenergia talteen. Laskujen avulla tarkastellaan prosessikaasujen jäähtymisen järjestyttävyyttä, koska uuden kattilan tarkoituksena olisi saada prosessikaasut jäähtymään nykyisestä noin 220 °C:sta noin 150 °C:seen. Laskemalla prosessikaasujen lämpötila 150 °C:n tienoille saadaan 80 % rikkipartikkeleista erottumaan rikinkeräilyyn.

Veden ja ilman energiavirtojen laskentaa varten luetaan usein niin sanottuja taulukkoentalpioita. Jotta nämä taulukkoentalpiat olisivat omassa joukossaan vertailu- tai laskentakelpoisia, täytyy niille laskea yhteinen nollakohta. Tästä syystä niin veden kuin ilman ominaisentalpioiden nollakohdat tuli muuttaa 0°C:sta 25 °C:seen. Polttoaineen laskennallinen lämpöarvo ja savukaasun ominaisentalpia-arvot on annettu vertailulämpötilassa 25 °C. Liitteessä 1 ja liitteessä 2 on esitetty ilman ja veden ominaisentalpioiden vertailukelpoiset arvot.

Nykyiseen krakkausreaktoriin tulevan seoshöyryn ja polttoilmojen arvot on esitetty taulukossa 2. Arvot ovat prosessista riippuvaisia eli muuttuvia, joten laskuissa on käytetty sen hetkisiä arvoja, kun prosessista on otettu näyttökuvat laskennan aloittamista varten (kuva 3).





KUVA 3. Krakkausreaktorin prosessikuva (6)

TAULUKKO 2. Seoshöyryn, savukaasun ja polttoilman arvot

$V_{\text{seoshöyry}}$	2097	$\text{m}^3/\text{h}$	$V_1$ ilma	1951	$\text{m}^3/\text{h}$
$V_{\text{seoshöyry}}$	0,5825	$\text{m}^3/\text{s}$	$V_1$ ilma	0,54	$\text{m}^3/\text{s}$
$T_{\text{sav ukaasu reaktorin jälkeen}}$	1067	$^{\circ}\text{C}$	$T_{\text{ilma}}$	146	$^{\circ}\text{C}$
$h_{\text{sav ukaasu in}}$	1130	$\text{kJ}/\text{kg}$	$V_2$ ilma	141	$\text{m}^3/\text{h}$
$T_{\text{sav ukaasu out}}$	219	$^{\circ}\text{C}$	$V_2$ ilma	0,01	$\text{m}^3/\text{s}$
$h_{\text{sav ukaasu out}}$	192	$\text{kJ}/\text{kg}$	$p_{\text{ilma}}$	0,28	bar
			$m_{\text{sk}}$ ennen kattilaa	1,653	$\text{kg}/\text{s}$

Nykyiseen krakkausreaktoriin tulevan syöttöveden ja lähtevän höyryn arvot on esitelty taulukossa 3. Taulukosta 2 löytyvät savukaasun ominaisentalpia arvot on arvioitu savukaasun peruskomponenttien muodostumisentalpioiden avulla (taulukko 1).

### TAULUKKO 3. Syöttöveden ja lähtevän höyryn arvot

$p_{\text{syöttövesi}}$	1,1	bar
$m_{\text{syöttövesi}}$	2400	kg/h
$\dot{m}_{\text{syöttövesi}}$	0,67	kg/s
$T_{\text{syöttövesi}}$	102,29	°C
$h_{\text{syöttövesi}}$	323,88	kJ/kg
$T_{\text{höyry}}$	150,00	°C
$h_{\text{höyry}}$	2670,97	kJ/kg

#### 4.1 Nykyisen jätelämpökattilan laskenta

Laskenta aloitettiin ilman tiheyden selvittämällä, johon hyödynnettiin ideaalikaasuoletusta. Ideaalikaasuoletuksen yhtälö ja sen muutos on esitetty kaavassa 1 (3).

$$P * v = R * T \equiv \frac{P * M}{\rho} = R * T \rightarrow \rho = \frac{P * M}{R * T}, \quad \text{KAAVA 1}$$

jossa

P = ilman paine

M = ilman moolimassa

R = ilman moolinen kaasuvakio

T = ilman lämpötila

$\rho$  = ilman tiheys.

$$\rho = \frac{28000 \text{ Pa} * 28,97 \frac{\text{g}}{\text{mol}}}{8,314 * 10^3 \frac{\text{J}}{\text{molK}} * 419,15 \text{ K}} = 0,23 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Ilman paineena käytettiin prosessiarvoa 0,28 mbar, joka vastaa 28 000 pascalia. Ilman moolimassa on 28,97 g/mol. Ilman moolinen kaasuvakio, 8,314 J/molK, on kokeellisesti määritetty luonnonvakio. Ilman lämpötilana käytettiin prosessiarvoa 419,15 K, joka on celsiusasteina 146 °C. Määritetyn ilman tiheyden avulla voitiin määrittää arvioitu ilman massavirta krakkausreaktorin ylä- ja alaosaan kaavalla 2 (3).

$$m = \rho * \frac{V}{3600 \text{ s}}, \quad \text{KAAVA 2}$$

jossa

$m$  = ilman massavirta

$\rho$  = ilman tiheys

$V$  = ilman tilavuusvirta.

$$m_{ilma\ yläosaan} = 0,23 \frac{kg}{m^3} * \frac{1951 \frac{m^3}{h}}{3600 s} = 0,13 \frac{kg}{s}$$

$$m_{ilma\ alaosaan} = 0,23 \frac{kg}{m^3} * \frac{141 \frac{m^3}{h}}{3600 s} = 0,01 \frac{kg}{s}$$

Ilman tilavuusvirtana käytettiin kohdassa 1 krakkausreaktorin yläosaan syötettävän polttoilman virtausta 1951 m<sup>3</sup>/h ja kohdassa 2 krakkausreaktorin alaosaan syötettävän polttoilman virtausta 141 m<sup>3</sup>/h.

Näin ollen laskennalliseksi savukaasun tilavuusvirraksi saatiin 1,16 m<sup>3</sup>/s, kun lasketaan yhteen polttoilmojen ja seoshöyryn tilavuusvirtaukset. Taulukosta 1 löytyvän savukaasun tiheyden avulla voidaan määrittää savukaasun laskennallinen massavirta, joka on määritetty kaavalla 3 (3).

$$m_{sk} = V_{lask} * \rho_{sk},$$

KAAVA 3

jossa

$V_{lask}$  = laskennallinen tilavuusvirta

$\rho_{sk}$  = savukaasun tiheys.

$$m_{sk} = 1,16 \frac{m^3}{s} * 1,301 \frac{kg}{m^3} = 1,51 \frac{kg}{s}$$

Laskennalliseksi savukaasun massavirraksi saatiin 1,514 kg/s, mutta laskuissa savukaasun massavirtana käytettiin 1,653 kg/s. Laskennallinen massavirta ei ole todellinen massavirta, koska virtausmittarit antavat yleensä pienellä vääristymällä mittausarvonsa. Iteroitaessa todellista massavirtausta Exceliin osuivat 1,653 kg/s massavirtauksella tulokset kohdilleen.

Polttoilman teho  $Q_{polttoilma}$  krakkausreaktorin yläosaan ja alaosaan on laskettu kaavalla 4 (3).

$$Q_{polttoilma} = m_{ilma} * (h_{ilma} - h_{ilma\ ref\ 0^{\circ}C}),$$

KAAVA 4

jossa

$h_{\text{ilma}}$  = ilman ominaisentalpia (liite 1)

$h_{\text{ilma } 0^{\circ}\text{C}}$  = ilman taulukko ominaisentalpia kohdassa  $0^{\circ}\text{C}$  (liite 1).

$$Q_{pa\ yläosa} = \frac{0,13 \frac{\text{kg}}{\text{s}} * \left( 122,07 - (-25,06) \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right)}{1000} = 0,019 \text{ MW}$$

$$Q_{pa\ alaosa} = \frac{0,01 \frac{\text{kg}}{\text{s}} * \left( 122,07 - (-25,06) \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right)}{1000} = 0,001 \text{ MW}$$

Jätelämpökattilan höyrystysteho  $Q_{\text{höyr}}$  on laskettu kaavalla 5 (3).

$$Q_{\text{höyr}} = m_{\text{syve}} * (h_{\text{höyr}} - h_{\text{syve}}),$$

KAAVA 5

jossa

$m_{\text{syve}}$  = syöttöveden massavirta (taulukko 2)

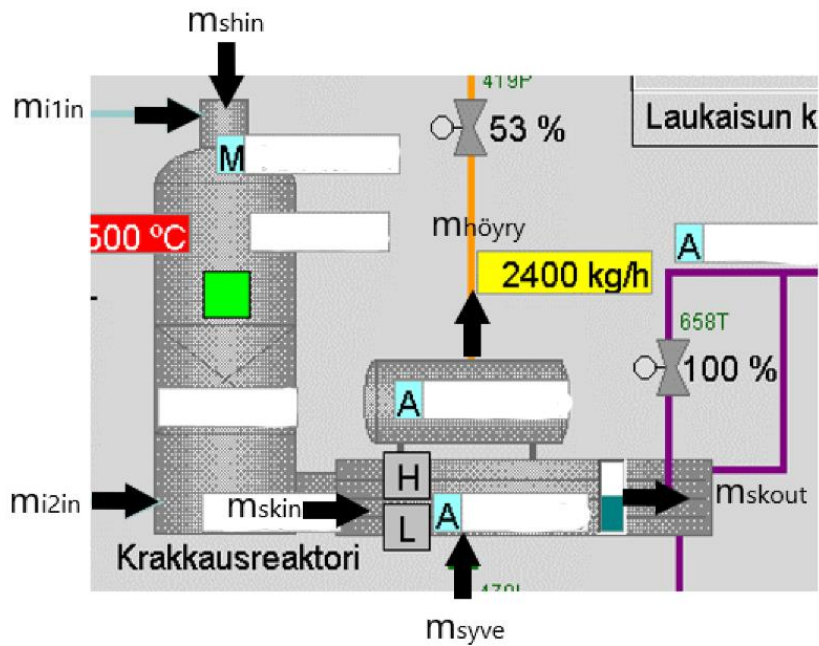
$h_{\text{höyr}}$  = höyryn ominaisentalpia (liite 2)

$h_{\text{syve}}$  = syöttöveden ominaisentalpia (liite 2).

Laskuissa käytetyt ominaisentalpiat on määritetty tarkasti kattilanpaineen 1,1 bar ja tulevan syöttöveden  $102,29^{\circ}\text{C}$  ja lähtevän  $150^{\circ}\text{C}$  matalapainehöyryn lämpötilan perusteella, joista on vähennetty veden referenssi ominaisentalpia  $h_{\text{ref}25^{\circ}\text{C}}$   $104,89 \text{ kJ/kg}$ , lämpötilassa  $25^{\circ}\text{C}$ .

$$Q_{\text{höyr}} = \frac{0,67 \frac{\text{kg}}{\text{s}} * \left( 2670,97 - 323,88 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right)}{1000} = 1,56 \text{ MW}$$

Seuraavaksi muodostettiin kattilan energiavirtatase, joka on havainnollistettu kuvassa 4 ja kuvan alapuolella olevalla yhtälö yhdistelmällä.



KUVA 4. Energiavirtatase havainnollistettuna

$$\begin{aligned}
 & m_{i1} * h_{ilma} + m_{i2} * h_{ilma} + m_{syve} * h_{syve} - m_{höry} * h_{höry} \\
 & \equiv Q_{i1} + Q_{i2} + Q_{syve} - Q_{höry} \\
 & \rightarrow Q_{out} - Q_{in} = Q_{savukaasu\ luovuttaa} \\
 & \equiv Q_{höry} - (Q_{i1} + Q_{i2} + Q_{syve}) = Q_{savukaasu\ luovuttaa}
 \end{aligned}$$

$$Q_{out} = \frac{0,67 \frac{kg}{s} * 2670,97 \frac{kJ}{kg}}{1000} = 1,78 \text{ MW}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{in} &= \frac{\left(0,13 \frac{kg}{s} * 122,07 \frac{kJ}{kg} + 0,01 \frac{kg}{s} * 122,07 \frac{kJ}{kg} + 0,67 \frac{kg}{s} * 323,88 \frac{kJ}{kg}\right)}{1000} \\
 Q_{in} &= 0,23 \text{ MW}
 \end{aligned}$$

$$Q_{savukaasu\ luovuttaa} = 1,78 \text{ MW} - 0,23 \text{ MW} = 1,55 \text{ MW}$$

Seuraavaksi laskettiin kaavalla 6, paljonko tehoa savukaasu  $Q_{sk}$  tuottaa nykyiseen kattilaan, kun tiedetään, mikä on savukaasun lämpötilan muutos kattilassa (3). Tällä laskettavalla tehon määrällä saadaan matalapaineista, 1,1 bar:n tulistettua 150-asteista höyryä.

$$Q_{sk} = \frac{m_{sk} * (h_{skin} - h_{skout})}{1000},$$

KAAVA 6

jossa

$m_{sk}$  = savukaasun massavirta (taulukko 2)

$h_{skin}$  = savukaasun ominaisentalpia kattilaan lämpötilassa 1067 °C (taulukko 2)

$h_{skout}$  = savukaasun ominaisentalpia kattilasta lämpötilassa 219 °C (taulukko 2).

$$Q_{sk} = \frac{1,653 \frac{kg}{s} * (1130 - 192 \frac{kJ}{kg})}{1000} = 1,55 \text{ MW}$$

Kuten nähdään kaavasta 5,  $Q_{höyr}$  tulokseksi saatiin 1,56 MW ja  $Q_{sk}$  tulokseksi 1,55 MW. Kahden edellä mainitun tehon erotus laskurin mukaan on vain 0,014 MW, joka voidaan tulkita massavirtausten tai/ja lämpötilamittausten mittavirheenä, joka taas näkyy pieninä heittoina ominaisentalpioissa ja tehojen määrissä. On mahdotonta sanoa, mitkä mittaukset ovat missäkin kohdin minkäkin verran väärässä. Varmaksi tiedetään kuitenkin se, että mitatut arvot, jotka ovat Honeywell -järjestelmässä, eivät ole täysin todellisia. Tästä syystä oletetaan, että lasketut vastaukset ovat riittävän lähellä totuutta.

Seuraavaksi laskettiin kaavalla 7, paljonko savukaasun entalpiavirta on kattilan jälkeen, kun savukaasun lämpötila on 219 °C (7).

$$H_{sk \text{ kattilan jälkeen}} = \frac{m_{sk} * h_{skout}}{1000}$$

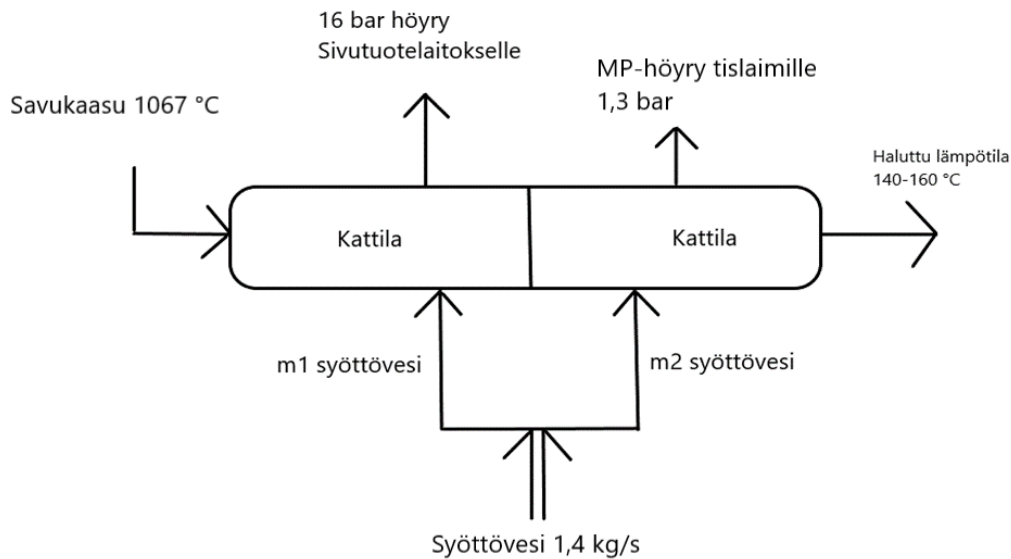
KAAVA 7

$$H_{sk \text{ kattilan jälkeen}} = \frac{1,653 \frac{kg}{s} * 192 \frac{kJ}{kg}}{1000} = 0,317 \text{ MW}$$

Lasketun vastauksen perusteella voidaan todeta, että savukaasuun jäi vielä käyttämätöntä lämpöä, koska savukaasun kattilan jälkeinen lämpötila on 219 °C. Kattilan kokonaisentalpiavirta kattilaan on 1,86 MW. Kattilasta saatava laskennallinen kokonaisteho on 1,91 MW, mikäli haluttaisiin, että kattilan jälkeisen savukaasun lämpötila olisi 0 °C. Tällöin laskussa käytettäisiin jälkimmäisenä ominaisentalpia arvona -24,3 kJ/kg.

## 4.2 Kaksivaiheisen jätelämpökattilan laskenta

Opinnäytetyön tavoitteena oli määrittää, riittäisikö mahdollinen uusi kaksivaiheinen kattila tuottamaan 1,1 bar:n matalapainehöyryn lisäksi bentseenilaitokselle 16 bar:sta matalapainehöyryä. Uuden kattilan tarkoituksena olisi nostaa matalapainehöyryn paine 1,1 bar:sta 1,3 bar:iin. Kuvassa 5 on havainnollistettu uuden kaksivaiheisen kattilan taseet.



KUVA 5. Uuden kaksivaiheisen kattilan havainnollistus

Uudessa kattilassa savukaasun- ja polttoilmojen massavirtaukset pysyisivät nykyisellään, arvot löytyvät taulukosta 2. Erot nykyiseen yksivaiheiseen kattilaan olisivat, että kattilaan tuotaisiin kahdessa osassa kahdella eri massavirtauksella syöttövedtä. Ensimmäisessä osassa syöttöveden massavirtaus olisi 2645 kg/h ja toisessa 2400 kg/h. Lisäksi kattilan jälkeisen savukaasun lämpötilan tulisi olla 140–160 °C. Tilaajan kanssa tultiin yhteisymmärrykseen, että lasketaan kattilan energiat niin, että kattilan jälkeisen savukaasun lämpötila olisi 150 °C. Taulukossa 4 on esitelty kattilaan tulevien savukaasun, syöttövesien ja lähtevien höyryjen arvot.

TAULUKKO 4. Kattilaan tulevat ja lähtevät arvot

Savukaasu			1 osa			2 osa		
$T_{\text{savukaasu in}}$	1067	°C	$p_{\text{syöttövesi1}}$	16,00	bar	$p_{\text{syöttövesi2}}$	1,3	bar
$h_{\text{savukaasu in}}$	1130	kJ/kg	$T_{\text{syöttövesi1}}$	105,00	°C	$T_{\text{syöttövesi2}}$	105,00	°C
$T_{\text{savukaasu out}}$	150	°C	$h_{\text{syöttövesi1}}$	336,42	kJ/kg	$h_{\text{syöttövesi2}}$	335,33	kJ/kg
$h_{\text{savukaasu out}}$	123	kJ/kg	$T_{\text{höyry 16 bar}}$	210,00	°C	$T_{\text{höyry 1,3 bar}}$	150,00	°C
			$h_{\text{höyry 16 bar}}$	2712,86	kJ/kg	$h_{\text{höyry 1,3 bar}}$	2669,49	kJ/kg

Seuraavaksi muodostettiin kattilan energiavirtatase.

$$m_{i1} * h_{ilma} + m_{i2} * h_{ilma} + m_{\text{syve1}} * h_{\text{syve1}} + m_{\text{syve2}} * h_{\text{syve2}} - m_{\text{höyry1}} * h_{\text{höyry1}} - m_{\text{höyry2}} * h_{\text{höyry2}}$$

$$\equiv Q_{i1} + Q_{i2} + Q_{\text{syve1}} + Q_{\text{syve2}} - Q_{\text{höyry1}} - Q_{\text{höyry2}}$$

$$\rightarrow Q_{\text{out}} - Q_{\text{in}} = Q_{\text{savukaasu luovuttaa}}$$

$$\equiv Q_{\text{höyry 1 \& 2}} - (Q_{i1} + Q_{i2} + Q_{\text{syve1}} + Q_{\text{syve2}}) = Q_{\text{savukaasu luovuttaa}}$$

$$Q_{\text{out}} = \frac{0,73 \frac{\text{kg}}{\text{s}} * 2712,86 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} + 0,67 * 2669,5 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}}{1000} = 3,77 \text{ MW}$$

$Q_{\text{in}}$

$$= \frac{\left( 0,13 \frac{\text{kg}}{\text{s}} * 122,07 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} + 0,01 \frac{\text{kg}}{\text{s}} * 122,07 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} + 0,73 \frac{\text{kg}}{\text{s}} * 336,42 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} + 0,67 \frac{\text{kg}}{\text{s}} * 335,33 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right)}{1000}$$

$$Q_{\text{in}} = 0,49 \text{ MW}$$

$$Q_{\text{savukaasu luovuttaa}} = 3,77 - 0,49 \text{ MW} = 3,28 \text{ MW}$$

Savukaasun tulisi luovuttaa 3,28 MW, jotta saataisiin tuotettua kahta eripaineista matalapaine-höyryä. Seuraavaksi määritettiin savukaasun teho kattilassa, kun haluttu kattilan jälkeinen lämpötila olisi 150 °C.  $Q_{\text{sk}}$  on määritetty kuten kaavassa 6. Kattilan jälkeiseksi ominaisentalpiaksi 150 °C:n lämpötilassa määritettiin 123,0 kJ/kg (taulukko 4).



$$Q_{sk} = \frac{1,653 \frac{kg}{s} * (1130,0 - 123,0 \frac{kJ}{kg})}{1000} = 1,66 MW$$

Kuten laskusta nähdään, savukaasusta saatava teho on ainoastaan 1,66 MW, joka ei riitä toteuttamaan haluttua lopputulosta kaksivaiheisen kattilan osalta. Savukaasuun tulisi myös jäädä lämpöä 0,2 MW, koska savukaasun loppulämpötilan tulisi olla 150 °C.

## 5 VAIHTOEHTOINEN RATKAISU

Tässä luvussa on esitetty vaihtoehtoinen ratkaisu, jolla saataisiin haluttu savukaasun kattilan jälkeinen lämpötila 150 °C:seen. Ratkaisulla saataisiin toivottu 80 % rikkipartikkeleista suodattumaan rikinkeräilyyn Claus-laitoksen sijasta. Lisäksi nykyään joka toinen vuosi suoritettava Claus-laitoksen huoltoseisakki saataisiin siirrettyä suoritettavaksi noin joka neljännen vuoden ajalle ja saataisiin joitain vuosittaisia säästöjä nostamalla kattilan painetta.

Taulukossa 5 on esitetty uuden yksivaiheisen kattilan tulevan veden ja lähtevän höyryn arvot. Taulukosta huomataan, että syöttöveden massavirtausta on nostettu 19,2 kg/h, kattilan painetta 0,3 bar ja tuotetun matalapainehöyryn lämpötila 230 °C:seen.

TAULUKKO 5. Uuden kattilan tulevan veden ja lähtevän höyryn arvot

$m_{\text{syöttövesi}}$	0,672	kg/s
$m_{\text{syöttövesi}}$	2419,2	kg/h
$T_{\text{höyry}}$	230,00	°C
$p_{\text{kattila}}$	1,4	bar
$T_{\text{syöttövesi}}$	109,29	°C
$h_{\text{syöttövesi}}$	353,48	kJ/kg
$h_{\text{höyry}}$	2828,45	kJ/kg

Muodostetaan kattilan energiavirtatase.

$$\begin{aligned}
 & m_{i1} * h_{ilma} + m_{i2} * h_{ilma} + m_{\text{syve}} * h_{\text{syve}} - m_{\text{höyry}} * h_{\text{höyry}} \\
 & \equiv Q_{i1} + Q_{i2} + Q_{\text{syve}} - Q_{\text{höyry}} \\
 & \rightarrow Q_{\text{out}} - Q_{\text{in}} = Q_{\text{savukaasu luovuttaa}} \\
 & \equiv Q_{\text{höyry}} - (Q_{i1} + Q_{i2} + Q_{\text{syve}}) = Q_{\text{savukaasu luovuttaa}}
 \end{aligned}$$

$$Q_{\text{out}} = \frac{0,672 \frac{\text{kg}}{\text{s}} * 2828,45 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}}{1000} = 1,90 \text{ MW}$$

$$Q_{in} = \frac{\left(0,13 \frac{kg}{s} * 122,07 \frac{kJ}{kg} + 0,01 \frac{kg}{s} * 122,07 \frac{kJ}{kg} + 0,672 \frac{kg}{s} * 353,48 \frac{kJ}{kg}\right)}{1000}$$

$$Q_{in} = 0,25 \text{ MW}$$

$$Q_{savukaasu \text{ luovuttaa}} = 1,90 \text{ MW} - 0,25 \text{ MW} = 1,65 \text{ MW}$$

Savukaasun tuoma teho kattilaan ja tarvittava teho kattilan jälkeen on laskettu luvussa 4.2. Savukaasun antama teho kattilaan on 1,66 MW, mikäli halutaan 150-asteista savukaasua kattilan jälkeen, koska kattilan jälkeinen tarvittava savukaasun entalpiavirta on 0,2 MW. Savukaasun kokonaisentalpiavirta kattilaan on 1,86 MW. Kattilan höyrystysteho on laskettu kuten kaavassa 5.

$$Q_{höyr} = \frac{0,672 \frac{kg}{s} * (2828,45 - 353,48 \frac{kJ}{kg})}{1000} = 1,66 \text{ MW}$$

Ratkaisusta nähdään, että kattilan höyrystysteho  $Q_{höyr}$  täsmää savukaasun kattilaan tuomaan entalpiavirtaan. Laskennallinen ero tehoilla laskurin mukaan on vain 0,0014 MW. Kyseinen ero voidaan tulkita niin, että Honeywell-järjestelmän antamat massavirtaukset eivät ole täysin todellisia, vaan niissä on pieniä mittausvirheitä. Muuttamalla tai tietämällä täsmälleen oikeat massavirtausten määrät, saataisiin täsmäivät tulokset.

## 6 SÄÄSTÖT

Uusi vaihtoehtoinen kattila olisi teholtaan (0,09846 MW) 98,46 kW tehokkaampi kuin nykyinen. Tämä johtuu siitä, että kattilan paine olisi 0,3 bar aiempaa korkeampi, veden- ja höyryn massavirtaus 19,2 kg/h suurempi ja tuotetun matalapaineisen tulistetun höyryn lämpötila 80 °C korkeampi. Kattiloiden erotuksen määrän tuottama teho vuodessa on laskettu kaavalla 8 (7).

$$Q_a = \frac{Q_{erotus} \cdot a_h}{1000}, \quad \text{KAAVA 8}$$

jossa

$Q_a$  = erotuksen tuottama teho vuodessa

$Q_{erotus}$  = uuden kattilan tuottaman tehon lisäys verrattuna vanhaan

$a_h$  = vuoden tuntimäärä.

$$Q_a = \frac{98,46 \text{ kW} \cdot 8760 \text{ h}}{1000} = 862,5 \frac{\text{MWh}}{\text{a}}$$

Ulos myytävän höyryn esimerkkihintana on käytetty 34 €/MWh. Uuden kattilan tuoma säästö on laskettu kaavalla 9 (7).

$$\epsilon_a = Q_a \cdot \epsilon_{höyry}, \quad \text{KAAVA 9}$$

jossa

$\epsilon_a$  = säästö vuodessa

$\epsilon_{höyry}$  = myytävän höyryn esimerkkihinta.

$$\epsilon_a = 862,5 \frac{\text{MWh}}{\text{a}} \cdot 34 \frac{\text{€}}{\text{MWh}} = 29324,71 \frac{\text{€}}{\text{a}}$$

Kattilan höyrynpainetta nostamalla koksaaon sivutuotelaitoksella säästettäisiin vuodessa vajaa 30 000 euroa. Lisäksi säästöjä toisi se, että kattilan jälkeisen savukaasun lämpötila olisi optimaalisempi, minkä seurauksena rikkihiukkaset erottuisivat huomattavan paljon paremmin rikinkeräilyyn Claus-laitoksen sijaan. Tämä muuttaisi vuosittaiset Claus -laitoksen huoltoseisakit tehtäväksi vain noin joka kolmas tai neljäs vuosi.

## 7 YHTEENVETO

Työn tavoitteena oli selvittää, voisiko Raahen terästehtaan koksaaamon krakkauslaitoksen jätelämpökattilan höyrynpainetta nostamalla saada säästöjä aikaiseksi koksaaamon sivutuotelaitoksella. Lisäksi opinnäytetyön tilaaja halusi selvittää, voitaisiinko uusi kattila muuttua kaksivaiheiseksi. Ensimmäisessä osassa tuotettaisiin 16 bar:n matalapainehöyryä bentseenilaitokselle ja toisessa 1,3 bar:n matalapainehöyryä tislaimille. Työ tehtiin SSAB Raahen koksaaamon toimeksiannosta.

Koksaamalla sijaitseva nykyinen jätelämpökattila alkaa olla käyttöikänsä loppupuolella, minkä takia on alettu tekemään alustavia pohdintoja, millaisilla muutoksilla saataisiin uusi jätelämpökattila toimimaan optimaalisemmin. Tämä helpottaisi Claus-laitoksen huoltotoimenpiteitä ja toisi vuosittaisia säästöjä.

Laskelmien perusteella voidaan todeta, että kattilaan menevän savukaasun energia ei riitä tuottamaan kaksivaiheiseen kattilaan riittävästi tehoa. Lisäksi haluttu kattilan jälkeinen lämpötila 150 °C ei ole mahdollinen, koska savukaasun tuoma entalpiavirta kattilaan on 1,62 MW liian pieni. Määrään on sisällytetty kattilasta poistuvan savukaasuun entalpiavirta (0,2 MW).

Vaihtoehtoinen ratkaisu, jossa nostettaisiin kattilan painetta 1,1 bar:sta 1,4 bar:iin, lisättäisiin syötöveden massavirtausta 19,2 kg/h ja nostettaisiin tuotettavan matalapainehöyryn lämpötila 150 °C:sta 230 °C:een, olisi mahdollinen nykyisen polttoaineen avulla ja toisi halutun tuloksen savukaasun loppulämpötilan (150 °C) osalta. Optimaalisempi loppulämpötila edesauttaisi rikkihiukkasten erottumista rikinkeräilyyn ja tätä kautta parantaisi Claus -laitoksen toimivuutta sekä vähentäisi tarvittavien huoltoseisakkien määrää. Kattilanpaineen nosto toisi vuodessa suoria säästöjä vajaan 30 000 euroa.

Jätelämpökattilan tulee täyttää tietyt standardit ja vaatimukset, minkä perusteella tiedetään, tarvitseeko nykyinen kattila uusia. Kuten tässä työssä on laskettu ja todistettu, pienillä muutoksilla saataisiin säästöjä aikaan niin jätelämpökattilan kuin Claus-laitoksen osalta, kun joudutaan uusi kattila vaihtamaan nykyisen tilalle.

## LÄHTEET

1. SSAB 2019. SSAB Raabe - esittelymateriaalit. Hakupäivä 08.03.2022. Saatavissa: SSAB eWorx - intranet. Vaatii kirjautumisen.
2. SSAB 2022. SSAB Raabe – Ammoniakki- ja rikinpoistolaitoksen työohjeet. Hakupäivä 14.03.2022. Saatavissa: SSAB eWorx -intranet. Vaatii kirjautumisen.
3. Mäkelä, Mikko, Soininen, Lauri, Tuomola, Seppo & Öistämö Juhani 2017. Tekniikan kaavasto. Tammertekniikka.
4. Vesterinen, Joonas 2012. Konvektiopakettien optimointi. Savonia-ammattikorkeakoulu. Kone- ja tuotantotekniikan koulutusohjelma. Opinnäytetyö. Hakupäivä 14.04.2022. <https://urn.fi/URN:NBN:fi:amk-201205218945>.
5. ABB Koksti-järjestelmä 2022. Laboratoriotulokset. Hakupäivä 14.03.2022. Sisäinen lähde SSAB. Vaatii kirjautumisen.
6. Honeywell-järjestelmä 2022. Hakupäivä 31.03.2022. Sisäinen lähde SSAB. Vaatii kirjautumisen.
7. Ylikunnari, Jukka 2020. T621306 Höyrykattilat 5 op. Opintojakson luennot syksyllä 2020. Oulu: Oulun ammattikorkeakoulu, tekniikan yksikkö.

T [K]	h [kJ/kg]	T-273,15 [°C]	h-298,33 [kJ/kg]
200	199,97	-73,15	-98,36
210	209,97	-63,15	-88,36
220	219,97	-53,15	-78,36
230	230,02	-43,15	-68,31
240	240,02	-33,15	-58,31
250	250,05	-23,15	-48,28
260	260,09	-13,15	-38,24
270	270,11	-3,15	-28,22
273,15	273,27	0,00	-25,06
280	280,13	6,85	-18,20
285	285,14	11,85	-13,19
290	290,16	16,85	-8,17
295	295,17	21,85	-3,16
298,15	298,33	25,00	0,00
300	300,19	26,85	1,86
305	305,22	31,85	6,89
310	310,24	36,85	11,91
313,15	313,41	40,00	15,08
315	315,27	41,85	16,94
320	320,29	46,85	21,96
325	325,31	51,85	26,98
330	330,34	56,85	32,01
340	340,42	66,85	42,09
350	350,49	76,85	52,16
360	360,58	86,85	62,25
370	370,67	96,85	72,34
380	380,77	106,85	82,44
390	390,88	116,85	92,55
400	400,98	126,85	102,65
410	411,12	136,85	112,79
419,15	420,40	146,00	122,07
420	421,26	146,85	122,93
430	431,43	156,85	133,10
440	441,61	166,85	143,28

VEDEN JA HÖYRYN OMINAISENTALPIAT VERTAILULÄMPÖTILASSA 25 °C Liite 2/1

T [°C]	$h_{\text{vesi}}$ [kJ/kg]	$h_{\text{höyr}}$ [kJ/kg]	$h_{\text{vesi}} - h_{25^{\circ}\text{C}}$ [kJ/kg]	$h_{\text{höyr}} - h_{\text{vesi}25^{\circ}\text{C}}$ [kJ/kg]
0	0,01	2501,4	-104,88	2396,51
4	16,78	2508,7	-88,11	2403,81
5	20,98	2510,6	-83,91	2405,71
10	42,01	2519,8	-62,88	2414,91
15	62,99	2528,9	-41,90	2424,01
20	83,96	2538,1	-20,93	2433,21
25	104,89	2547,2	0,00	2442,31
30	125,79	2556,3	20,90	2451,41
35	146,68	2565,3	41,79	2460,41
40	167,57	2574,3	62,68	2469,41
45	188,45	2583,2	83,56	2478,31
50	209,33	2592,1	104,44	2487,21
55	230,23	2600,9	125,34	2496,01
60	251,13	2609,6	146,24	2504,71
65	272,06	2618,3	167,17	2513,41
70	292,98	2626,8	188,09	2521,91
75	313,93	2635,3	209,04	2530,41
80	334,91	2643,7	230,02	2538,81
85	355,90	2651,9	251,01	2547,01
90	376,92	2660,1	272,03	2555,21
95	397,96	2668,1	293,07	2563,21
100	419,04	2676,1	314,15	2571,21
102,29	420,40	2679,6	315,51	2574,74
105	440,17	2683,3	335,28	2578,41
107	449,08	2687,0	344,19	2582,16
110	461,30	2691,5	356,41	2586,61