

(19)



SUOMI - FINLAND

(FI)

PATENTTI- JA REKISTERIHALLITUS

PATENT- OCH REGISTERSTYRELSEN

FINNISH PATENT AND REGISTRATION OFFICE

(10) **FI 761917 A7**

(12) **JULKISEKSI TULLUT PATENTTIHAKEMUS
PATENTANSÖKAN SOM BLIVIT OFFENTLIG
PATENT APPLICATION MADE AVAILABLE TO THE
PUBLIC**

(21) Patentihakemus - Patentansökan - Patent application 761917

(51) Kansainvälinen patenttiluokitus - Internationell patentklassifikation -
International patent classification
C01B

(22) Tekemispäivä - Ingivningsdag - Filing date **01.07.1976**

(23) Saapumispäivä - Ankomstdag - Reception date **01.07.1976**

(41) Tullut julkiseksi - Blivit offentlig - Available to the public **04.01.1977**

(43) Julkaisupäivä - Publiceringsdag - Publication date **12.06.2019**

(32) (33) (31) Etuoikeus - Prioritet - Priority

03.07.1975 DE 2529708

(71) Hakija - Sökande - Applicant

1 •Bayer Aktiengesellschaft, 51368 Leverkusen, SAKSA, (DE)

2 •Metallgesellschaft Aktiengesellschaft, Reuterweg 14, 60323 Frankfurt am Main, SAKSA, (DE)

(72) Keksijä - Uppfinnare - Inventor

1 •Dörr, Karl-Heinz, BRD, SAKSA, (DE)

2 •Grimm, Hugo, BRD, SAKSA, (DE)

3 •Daradimos, Georg, BRD, SAKSA, (DE)

4 •Schmidt, Karl, BRD, SAKSA, (DE)

5 •Gerken, Rudolf, BRD, SAKSA, (DE)

6 •Mücke, Christoph, BRD, SAKSA, (DE)

7 •Feucht, Helmut, BRD, SAKSA, (DE)

(74) Asiamies - Ombud - Agent

Kolster Oy Ab, Salmisaarenaukio 1, 00180 Helsinki

(54) Keksinnön nimitys - Uppfinningens benämning - Title of the invention

Menetelmä rikkihapon valmistamiseksi

Förfarande för framställning av svavelsyra

1. Bayer Aktiengesellschaft, 509 Leverkusen, Länsi-Saksa
2. Metallgesellschaft Aktiengesellschaft, Reuterweg 14, 6 Frankfurt am Main, Länsi-Saksa

12.04.84

Menetelmä rikkihapon valmistamiseksi - Förfarande för framställning av svavelsyra

Tämä keksintö koskee menetelmää rikkihapon valmistamiseksi SO_2 : katalyyttisellä muuttamisella SO_3 :ksi useissa kontaktihiloissa, SO_3 -pitoisen kaasun jäädyttämisellä kontaktihilojen välillä ja SO_3 :n absorptiolla rikkihappoon.

Monissa kemiallisissa prosesseissa, esim. malmin lipeöinnissä ja metallin petrauksessa rikkihappoliuoksilla, tulee jätteeksi jätehappoja, joiden rikkihappokonsentraatio on suhteellisen pieni ja jotka sisältävät enemmän tai vähemmän epäpuhtauksia suolojen muodossa. Ympäristösuojelusyistä näiden jätehappojen päästöjä jokiin tai rannikkovesiin tulee yhä enemmän rajoittaa, lisäksi jätteiden poistoon liittyy huomattavia kuljetuskustannuksia.

Nämä jätehapot on siis käsiteltävä sopivalla tavalla uudelleen hyväksikäytettäväksi tai ei-vahingollisiksi tuotteiksi tai kuljetuspainon tai -tilavuuden pienentämiseksi. Tämä käsittely tulee myös raaka-aineiden talteenottamisen vuoksi yhä pakottavammaksi.

Jätehappojen käsittely tapahtuu lähinnä termisellä hajottamisella (pilkkomisella) lämpötiloissa noin $250-1100^\circ\text{C}$. Tällöin muodostuu SO_2 :ta, H_2O :ta ja epäpuhtauksien luonteesta riippuen muita hajoamistuotteita. Yleensä arvokkain hajoitustuote, nimittäin SO_2 , muutetaan tavallisesti vastaavalla jälkikäsitteilyllä katalyyttisesti SO_3 :ksi ja rikkihappoa muodostaen absorboidaan rikkihappoon.

Hapon hajottaminen on sitä taloudellisempaa, mitä korkeampi on jätelhappojen rikkihappokonsentraatio. Tämän vuoksi jätelihapot yleensä haihdutetaan mahdollisimman suureen konsentraatioon.

On tunnettua suorittaa jätelhappojen konsentroidi uppopolttimilla, mihin kuitenkin tarvitaan arvokasta primäärienergiaa ja korkea lämpötila.

On myös tunnettua toteuttaa jätelhappojen konsentroidi suoralla lämmönvaihdolla hajottamisprosessin kuumien hajoamiskaasujen kanssa (DE-patenttijulkaisu 2 037 619 ja 861 552 ja DE-hakemusjulkaisu 2 339 859) tai epäsuoralla lämmönvaihdolla kuumien hajoamiskaasujen kanssa (DE-hakemusjulkaisu 1 621 637). Näissä menetelmissä tarvitaan kuitenkin korkealämpötilaisia, so. suuren lämpösisällön omaavia kaasuja konsentroidiin.

Edelleen on tunnettua SO_3 :n ja rikkihappohöyrysumujen poistamiseksi kontaktilaitosten loppukaasuista pestä nämä loppukaasut laimennetulla rikkihapolla, jolloin laimennettu rikkihappo tulee konsentroidiksi (DE-hakemusjulkaisu 2 145 546). Tällöin voidaan loppukaasut ennen käsittelyä kuumentaa laimennetulla rikkihapolla, minkä johdosta konsentroidi tehostuu.

Tämän keksinnön perusteena on tehtävä muodostaa laimennettujen, suolapitoisten rikkihappojen käsittely lämpötaloudellisesti mahdollisimman suotuisaksi, pitää käyttökustannukset ja laitteistokustannukset alhaisina.

Tämä tehtävä ratkaistaan keksinnön mukaisesti suorittamalla seuraavat vaiheet:

a) rikkihapon valmistuksen yhdistäminen laimeiden suolapitoisten rikkihappojen käsittelyyn

b) käsittelyssä tulevien sulfaattien hajottaminen ja mahdollisesti ainakin osan hajottaminen tulevasta käsittelystä laimeasta rikkihaposta

c) SO_3 :n absorption toteuttaminen katalyysein kontaktikaasuista ainakin väliabsorptiossa, kuuma-absorptiolla työlämpötiloissa 100-200°C

d) veden poistaminen laimeista suolapitoisista rikkihapoista suoralla kosketuksella kuumiin kaasuihin, jotka muodostavat katalyysein loppukaasusta ja/tai inerteistä vähävetisistä kaasuista, jotka kuumennetaan kontaktijärjestelmästä peräisin olevalla lämmöllä

e) samanaikainen lämpöenergian tuominen kuumasta absorberihaposta ja mahdollisesti kontaktijärjestelmän kuivaajahaposta epäsuoralla lämmönvaihdolla laimeiden suolapitoisten rikkihappojen kanssa

f) laimean rikkihapon konsentroidi useissa kaasupuolelta katsottuna peräkkäin kytketyissä konsentroidilaitteissa, joilla on erilliset happokierrot erilaisin happokonsentraatioin, ja

g) SO_3 :n absorptiossa kuumista kontaktikaasuista absorberihappoon tulevan lämpöenergian ainakin osittainen käyttö laimean rikkihapon kuumentamiseen konsentrintiportaiden happokierroissa.

Keksinnön eräs edullinen suoritusmuoto perustuu siihen, että veden poistamiseen käytetyn kaasun tilavuus on suurempi kuin viimeisestä kontaktihilasta tulevan loppukaasun tilavuus SO_3 :n loppuabsorption jälkeen. Tämän johdosta kaasujen lämmönvaihtopinnat voidaan pitää olennaisesti pienempinä.

Erilaisilla happokonsentraatioilla voidaan saavuttaa käytännössä kaasun höyrykyllästys myös alhaisilla happolämpötiloilla, minkä johdosta voidaan taloudellisesti käyttää hyväksi myös alhaisemmalle lämpötilatasolle osuvia lämmönlähteitä kontaktijärjestelmästä.

Eräs edullinen suoritusmuoto perustuu siihen, että happojen konsentraatio erilaisissa happovirtauspiireissä alenee kaasusisäänmenosta kaasu-ulostuloon. Täten voidaan sekä samana pysyvällä että myös kohoavalla kaasulämpötilalla saavuttaa korkeampi veden vastaanotto kaasussa.

Eräs edullinen suoritusmuoto perustuu siihen, että laimennetun rikkihapon konsentroidi tapahtuu ainakin yhdessä konsentroidiportaassa, jossa on peräkkäin kytkettyjä konsentroidilaitteita ja konsentroidilaitteiden välissä sekoitetaan ilmaa ja/tai savukaasua kaasuvirtaukseen. Täten voi veden poistaminen tapahtua alhaisemmissa kaasunlämpötiloissa tai veden poistoa voidaan suurentaa.

Eräs edullinen suoritusmuoto perustuu siihen, että laimennetun rikkihapon konsentroidi happopuolelta katsottuna tapahtuu aluksi ainakin yhdessä ensimmäisessä konsentroidiportaassa ilmalla ja/tai savukaasulla ja viimeisessä konsentroidiportaassa loppukaasulla mahdollisesti lisättynä ilmalla ja/tai savukaasulla. Konsentroidiportaat muodostuvat edullisesti useista peräkkäin kytketyistä konsentroidilaitteista, joilla on erilliset happovirtauspiirit erilaisin happokonsentraatioin. Täten tulee loppukaasu kosketukseen enemmän konsentroidun hapon kanssa ja H_2SO_4 -sumun ja SO_3 :n erottaminen on parempaa.

Vielä eräs edullinen suoritusmuoto perustuu siihen, että laimennettujen rikkihappojen konsentroidi happopuolelta katsottuna aluksi tapahtuu ainakin yhdessä ensimmäisessä konsentroidiasteessa loppukaasulla mahdollisesti lisäten ilmaa ja/tai savukaasua ja viimeisessä konsentroidiasteessa ilmalla ja/tai savukaasulla. Konsentroidiportaat muodostuvat edullisesti useista peräkkäin kytketyistä konsentroidilaitteista, joilla on erilliset happopiirit erilaisin happokonsentraatioin. Vähäisellä konsentroidinnalla, erityisesti alhaisilla happokonsentraatioilla, voi tämä suoritusmuoto myös olla edullinen, koska loppukaasun poistokaasulämpötilat voidaan pitää alhaisina.

Eräs edullinen suoritusmuoto perustuu siihen, että laimennetun rikkihapon konsentrointi tapahtuu useissa konsentroidintiportaissa, joilla on rinnan kytketyt happokierrot. Täten voidaan kaasun lämpötila kaikissa konsentroidintiportaissa pitää alhaisena, vast. korkeammilla kaasun lämpötiloilla veden poisto kaikista portaista voidaan pitää samoissa arvoissa.

Eräs edullinen suoritusmuoto perustuu siihen, että konsentroidinnin jälkeen tai konsentroidintiportaiden välissä haposta erotetaan suoloja. Erottaminen tapahtuu edullisesti kiteyttämällä. Täten on edelleen konsentroidinnassa suolojen erottamisen jälkeen mahdollista saada happoa, joka sisältää vain vähäisiä määriä suoloja. Tämä happo voidaan ohittamalla hajottaminen edelleen vahvistamisen jälkeen suoraan sekoittaa kontaktilaitoksessa tuotetun rikkihapon kanssa. Täten voidaan hajottamislaitos ja kosketuslaitos pitää pienempinä.

Eräs edullinen suoritusmuoto perustuu siihen, että ainakin osaa väliabsorption jälkeen kontaktilaitokseen tulevasta kaasunlämmöstä käytetään lämmittämään veden poistamiseen laimennetusta rikkihaposta käytettyä kaasuja. Tällöin ajetaan edullisesti sekä väli- että myös loppuabsorptiota kuuma-absorptiona ja kaasujen kuivaaminen ennen niiden tuloa kontaktijärjestelmään toteutetaan korkeissa lämpötiloissa, noin $60 - 75^{\circ}\text{C}$. Täten voidaan nostaa ylimääräistä kaasunlämpöä ja erityisen taloudellisella tavalla käyttää se hyödyksi vähäisillä lämmönvaihtopinnoilla. Osa väliabsorption jälkeen olemassaolevasta kaasunlämmöstä täytyy mahdollisesti alhaisen SO_2 -pitoisuuden omaavissa kontaktikaasuissa käyttää kontaktikaasujen kuumentamiseen.

Eräs edullinen suoritusmuoto perustuu siihen, että kontaktijärjestelmään menevien kaasujen kuivauksessa kuivaushappoon tulevaa lämpöä ainakin osaksi käytetään laimennetun rikkihapon kuumentamiseen ennen sen tuloa konsentroidintiportaaseen. Lämmön siirto voi tapahtua joko lämmönvaihdolla happojen välillä taikka kytkemällä väliin erillinen aine, esim. vesi, öljy taikka jokin muu aine. Tällä tavoin voidaan kokonaisprosessissa suuressa määrin käyttää hyväksi kuivatuksesta tosin alhaisemmalla lämpötilatasolla mutta suurissa määrin tuleva lämpöenergia taloudellisella tavalla.

Eräs edullinen suoritusmuoto perustuu siihen, että SO_3 :n absorptiossa kuumista kontaktikaasuista absorberihappoon tulevaa lämpöenergiaa ainakin osaksi käytetään laimennetun rikkihapon kuumentamiseen konsentroidintiportaiden happopiireissä. Lämmönsiirto voi tapahtua joko lämmönvaihdolla happojen välillä taikka kytkemällä väliin erillinen aine, esim. vesi, öljy tai jokin muu aine. Tällä tavoin voidaan taloudellisella tavalla kokonaisprosessissa käyttää hyväksi korkeammalla lämpötilatasolla absorberihappoihin tuleva lämpöenergia.

Eräs edullinen suoritusmuoto perustuu siihen, että osaa SO_3 :n absorptiossa kuumista kontaktikaasuista absorberihappoon tulevasta lämpöenergiasta käytetään laimennetun rikkihapon kuumentamiseen ennen tämän tuloa konsentrintiportaisiin. Lämmönsiirto voi tapahtua joko lämmönvaihdolla happojen välillä taikka kytkemällä väliin erillinen aine, esim. vesi, öljy tai jokin muu aine. Tämä suoritusmuoto on edullinen erityisesti silloin, kun kuivaushaposta saatava lämpöenergia ei riitä siihen, että saavutettaisiin laimennetun rikkihapon haluttu kuumentaminen ennen sen tuloa konsentrintiportaisiin.

Eräs edullinen suoritusmuoto perustuu siihen, että laimennetun rikkihapon haluttua konsentrintia varten tarpeellisesta lämpöenergiasta puuttuva määrä lisätään tuomalla vierasta energiaa kaasuvirtaukseen ennen konsentrintiportaita ja/tai kaasuvirtaukseen konsentrintiportaiden konsentrintielimien välillä. Vieras lämpö tuodaan edullisesti kuumien kaasujen, kuten esim. savukaasujen muodossa. Tällöin voi myös yhden konsentrintiportaan koko kaasuvirtaus muodostua vierasta lämpöä tuovasta kaasusta. Täten tulee tarvittavan vieraan lämmön osuus pidetyksi mahdollisimman pienenä ja voidaan käyttää vierasta lämpöä, jolla on suhteellisen alhainen lämpötilataso. Kaikkea lämpöä, joka ei tule kontaktijärjestelmästä, siis myös lämpöä hajottamisprosessista, nimitetään tässä vieraaksi lämmöksi.

Eräs edullinen suoritusmuoto perustuu siihen, että laimennetun rikkihapon halutusta konsentroinnista puuttuva lämpöenergia viedään prosessiin kuumentamalla laimennettuja rikkihappoja konsentrintiportaiden happokierroissa. Myös tähän voidaan käyttää vierasta (ulkopuolista) lämpöä, jolla on alhainen lämpötilataso, esim. turpiinilaitosten poistohöyryä tai kuumaa vettä.

Eräs edullinen suoritusmuoto perustuu siihen, että kokonaisprosessissa erotetut suolat dehydratoidaan ennen niiden vientiä hajottamiseen. Täten tulevat suolat hyötyä tuottavasti käytetyiksi prosessissa ja rikinkantajien välttämätön lisäys hajottamisessa vähenee. Dehydratoimisen etuna on, että veden poistamisen ei tarvitse tapahtua korkeassa hajottamislämpötilassa ja prosessiin viedään vähemmän vettä.

Eräs edullinen suoritusmuoto perustuu siihen, että konsentrinti ainakin osaksi tapahtuu venturilaitteissa. Nämä laitteet sopivat varsin hyvin konsentrintiin ja erityisesti suolapitoisten happojen käsittelyyn.

Eräs edullinen suoritusmuoto perustuu siihen, että konsentrinti tapahtuu alipaineessa. Täten edistetään veden poistamista.

Vielä eräs edullinen suoritusmuoto perustuu siihen, että konsentrintin jälkeen lasketaan kaasujen vesipitoisuutta veden kondensoinnilla. Veden poiskondensoinnin jälkeen voidaan kaasu suoraan johtaa takaisin uuniin, kon-

sentrointiin tai johtaa toiseen konsentroidiin. Täten voidaan alentaa poistokaasun vesipitoisuutta tai useita kertoja kuormittaa annettu kaasumäärä vedellä taikka konsentroidi voidaan toteuttaa ilman jätokaasun poistoa. Kondensointi voi tapahtua suoraan tai epäsuorasti.

Vielä eräs edullinen suoritustapa perustuu siihen, että suolapitoisen hapon ja/tai suolojen hajottaminen tapahtuu hapella tai hapella rikastetuilla kaasuilla. Täten voidaan tuottaa kaasuja, joilla on korkea SO_2 -pitoisuus.

Keksintö on erityisen sopiva Ti-pitoisten aineiden käsittelyn jättehappojen konsentroidiin ja käsittelyyn.

Seuraavassa selitetään keksinnön mukaista menetelmää lähemmin ja esimerkkien valaisemana oheisiin piirustuksiin liittyen.

Esimerkki 1

Kuvio 1 esittää määräkaaviota pigmenttilaitokselle, lähtien australialaisesta ilmeniitistä, jonka rikkihappotarve vastaa 1000 päivätonna (tato) SO_3 . Kaaviollisesti esitetyssä toimintatavassa hajoitetaan hydrolyysistä tulevat hydrolyysihapot, höyrystämisen jälkeen noin 44,4 painoprosenttiin H_2SO_4 termisellä käsittelyllä, esim. pyörreuunissa, syntyvä SO_2 muutetaan edellisen perään kytketyssä kontaktilaitoksessa rikkihapoksi, mikä tämän jälkeen jälleen johdetaan ilmeniitin liuennukseen. Kokonaisprosessissa esiintyvät häviöt (laskettuna SO_3 :na) korvataan hajottamisuunissa viemällä mukaan S-pitoisia aineita.

Lämmön tarve laimean hapon höyrystämiseen peitetään täydelleen kontaktilaitoksen lämpöylimäärällä. Yksityisissä menetelmävaiheissa kontaktilaitoksesta tulevat lämpömäärät on kaaviollisesti esitetty kuviossa 3. Kuviossa 3 esitettyjen lämpömäärien tuottamistapa kontaktilaitoksessa ja näiden lämpömäärien käyttäminen laimean hapon höyrystämiseen on esitetty kuviossa 5, jossa ei ole esitetty kontaktiryhmää, joka muodostuu kontaktikattilasta ja lämmönvaihtimista.

Johdon 1 kautta johdetaan noin $40\,830\text{ Nm}^3/\text{h}$ SO_2 -kaasua, jonka konsentraatio on noin 28,43 tilavuus-% SO_2 ja lämpötila noin 38°C , venturikuivajaan 2, missä kaasu kuivataan ja josta se johdetaan pois johdon 3 kautta lämpötilassa noin 65°C . Kuivaajahappo johdetaan johdon 4, jäähdyttimen 5, johdon 6 pumpun 7, johdon 8 ja suuttimen 9 kautta kiertoon.

Johdon 1a kautta johdetaan $89\,930\text{ Nm}^3/\text{h}$ osittain SO_3 :ksi muutettua kaasua lämpötilassa noin 190°C venturi-väliabsorberiin 2a, missä SO_3 pitkälti absorboidaan ja johdetaan pois johdon 3a kautta lämpötilassa noin 140°C . Absorberihappo johdetaan johdon 4a, jäähdyttimen 5a ja 5al, johdon 6a, pumpun 7a, johdon 8a ja suuttimen 9a kautta kiertoon.

Johdon 1b kautta johdetaan $78\,590\text{ Nm}^3/\text{h}$ valmiiksi katalysoitua kaasua

lämpötilassa noin 180°C venturi-pääteabsorberiin 2b, missä jäännös- SO_3 absorboidaan ja mistä se johdetaan pois johdon 3b kautta lämpötilassa noin 110°C . Absorberihappo johdetaan johdon 4b, jäähdyttimen 5b, johdon 6b, pumpun 7b, johdon 8b ja suuttimen 9b kautta kiertoan.

Hapon poikittaiskulkuja venturikuivaajan ja venturiabsorbereiden välillä ja väkevän happotuotteen poisottamista ei kaaviossa ole esitetty.

Laimeiden happojen konsentroidi noin 44,4 painoprosenttiin H_2SO_4 tapahtuu moniportaisessa höyrystyslaitoksessa, joka muodostuu kahdesta konsentroidiportaasta. Tarpeellinen lämmöntarve laimean hapon esilämmittämiseen ja veden höyrystämiseen laimeasta haposta on kaikkiaan noin 26,2 milj. kcal/h.

106 000 kg/h laimeata happoa, jonka konsentraatio on noin 21 painoprosenttia H_2SO_4 ja lämpötila noin 45°C johdetaan johdon 92 kautta happojäähdyttimen 5 läpi ja esilämmitetään täällä vastavirtaan kuivaajahapolla lämpötilaan noin 75°C . Johdon 93 kautta saapuu happo ensimmäisen konsentroidiportaastaan altaaseen 46. Puhaltimella 34 tuodaan ulkoilmaa, jota käytetään vesihöyryn kuljettimena.

Noin 62 285 Nm^3/h ilmaa, joka sisältää noin 1 147 kg/h vesihöyryä, siirretään johdon 35 kautta esittämättä jätettyyn kontaktiryhmään viimeisen kosketushilan ja loppuabsorberin väliin sijoitetun lämmönvaihtimen 36a ylitse, missä se esilämmitetään lämpötilaan n. 330°C ja johdon 37 kautta johdetaan vertikaaliventuriin 38 ensimmäisessä konsentroidiportaassa. Noin 23 085 kg/h vedellä kyllästettyä poistokaasua poistuu lämpötilassa noin 75°C yhdistämisenysän 39, horisontaaliventurin 41, suutintornin 42, erottimen 43 ja johdon 44 kautta noin 23 085 kg/h vedellä kuormitettuina laitoksesta. Happokonsentraatio kiertävässä hapossa vertikaaliventurin kierrossa on noin 30 painoprosenttia H_2SO_4 ja horisontaaliventuri- ja valutustorni- kierrossa noin 25,7 painoprosenttia H_2SO_4 . Happo poistetaan altaasta 45 johdon 47 kautta lämpötilassa noin 75°C , johdetaan happojäähdyttimen 5a kautta, esilämmitetään täällä noin 140°C kuumalla väliabsorberihapolla lämpötilaan noin 100°C ja pumpataan sieltä johdon 48, pumpun 49, johdon 51 kautta suuttimeen 62, johdon 50 kautta suuttimeen 63. Suuttimessa 62 vihmotetaan noin $150 \text{ m}^3/\text{h}$ happoa ja suuttimessa 63 noin $150 \text{ m}^3/\text{h}$ happoa kaasuvirtaukseen. Altaasta 46 otetaan johdon 52 kautta happoa lämpötilassa noin 75°C ja painetaan ilman hapon esilämmitystä pumpun 58, johdon 60 kautta suuttimeen 64, johdon 59 kautta suuttimeen 65. Johdon 61 kautta pumpataan altaaseen 45 happoa noin 89 620 kg/h. Suuttimessa 64 vihmotetaan kaasuvirtaukseen happoa noin $100 \text{ m}^3/\text{h}$ ja suuttimessa 65 noin $100 \text{ m}^3/\text{h}$. 78 670 kg/h happoa, jonka konsentraatio on noin 30 painoprosenttia H_2SO_4 , siirretään johdon 33 kautta

toisen konsentroidintiportaan altaaseen 17.

Toisessa konsentroidintiportaassa käytetään rikkihappolaitoksesta tulevaa loppukaasua vesihöyryn kuljettimena. Johdon 31 kautta saapuu noin $77\,485\text{ Nm}^3/\text{h}$ käytännöllisesti katsoen vesihöyrytöntä loppukaasua lämpötilassa noin 110°C , joka esittämättä jätettyyn kontaktiryhmään molempien viimeisten kosketushilojen väliin sijoitetussa lämmönvaihtimessa 36 esilämmitetään lämpötilaan noin 182°C , johdon 10a kautta toisen konsentroidintiportaan vertikaaliventuriin 10. Yhdistämisen 11, horisontaaliventurin 12, suutintornin 14, erottimen 15 kautta johdetaan noin $104\,860\text{ Nm}^3/\text{h}$ kosteaa poistokaasua, joka on kuormitettu noin $21\,980\text{ kg/h H}_2\text{O}$:lla ja jonka lämpötila on noin 70°C , esittämättä jätettyyn loppukaasu-uuniin. Happokonsentraatio vertikaaliventuri-kierrossa on noin 44,4 painoprosenttia H_2SO_4 ja horisontaaliventuri- ja vihmotustorni-kierrossa noin 32,7 painoprosenttia H_2SO_4 . Happo vedetään pois altaasta 13 johdon 18 kautta lämpötilassa noin 70°C , johdetaan happojäähdyttimen 5a kautta, esilämmitetään täällä lämmönvaihdossa noin 140°C lämpöisen väliabsorberihapon kanssa lämpötilaan noin 100°C ja pumpataan sieltä johdon 19, pumpun 20, johdon 22 kautta suuttimeen 28, johdon 21 kautta suuttimeen 29. Suuttimessa 28 vihmotetaan noin $150\text{ m}^3/\text{h}$ happoa ja suuttimessa 29 noin $150\text{ m}^3/\text{h}$ happoa kaasuvirtaukseen. Altaasta 17 vedetään happo pois johdon 24 kautta lämpötilassa noin 70°C , johdetaan happojäähdyttimen 5b kautta, esilämmitetään täällä lämmönvaihdossa noin 110°C lämpötilaisen päteabsorberihapon kanssa lämpötilaan noin 90°C ja pumpataan sieltä johdon 24a, pumpun 25, johdon 27 kautta suuttimeen 31, johdon 26 kautta suuttimeen 30. Suuttimessa 31 vihmotetaan kaasuvirtaukseen noin $100\text{ m}^3/\text{h}$ happoa ja suuttimessa 30 noin $100\text{ m}^3/\text{h}$ happoa. Johdon 32 kautta pumpataan altaaseen 13 happoa noin $67\,640\text{ kg/h}$. Noin $62\,000\text{ kg/h}$ konsentroitua happoa, jonka konsentraatio on noin 44,4 painoprosenttia H_2SO_4 ja lämpötila noin 100°C , poistetaan johdon 23 kautta ja johdetaan hapon hajottamislaitokseen.

Esimerkki 2

Kuvio 2 esittää määräkaaviota pigmenttilaitokselle, lähtien kanadalaisesta kuonasta (kanadischer Schlacke), jonka rikkihappotarve vastaa 1000 päivätonnia SO_3 . Käsiteltäessä kanadalaista kuonaa jää liuentamisen jälkeen pois välikiteytys. Poistuva hydrolyysihappo johdetaan höyrystämislaitokseen ja konsentroidaan täällä käyttäen hyväksi kaikkea kontaktilaitoksesta tulevaa lämpö määrää (kuvio 4). Konsentroidun hydrolyysihapon hajottaminen tapahtuu toisin kuin esimerkissä 1 viemällä ulkoilmaa O_2 -rikastetun ilman sijasta, niin että SO_2 -konsentraatio kontaktilaitokseen sisäänmenossa on noin 17,0 tilavuusprosenttia SO_2 , minkä johdosta jäännöslämpö määrät ja lämpötilat muuttuvat.

Kuviossa 4 esitettyjen lämpömäärien tuottamistapa kontaktilaitoksessa ja niiden käyttäminen höyrystämiseen on esitetty kuviossa 6, jolloin on jätetty esittämättä kontaktiryhmä, joka muodostuu kontaktikattilasta ja lämmönvaihtimista.

Johdon 1 kautta johdetaan noin $67\,430\text{ Nm}^3/\text{h}$ SO_2 -kaasua, jonka konsentraatio on noin 17,0 tilavuusprosenttia SO_2 ja lämpötila noin 38°C , venturikuivaaajaan 2, lisäksi sekoitetaan noin $63\,570\text{ Nm}^3/\text{h}$ ulkoilmaa, jonka lämpötila on noin 25°C , johdon 1c kautta SO_2 -kaasun ohentamiseksi ja kuivataan yhdessä ja poistetaan johdon 3 kautta lämpötilassa noin 65°C . Kuivajahappo johdetaan johdon 4, jäähdyttimen 5 ja 5,1, johdon 6, pumpun 7, johdon 8 ja suuttimen 9 kautta kiertoön.

Johdon 1a kautta johdetaan noin $126\,240\text{ Nm}^3/\text{h}$ osittain SO_3 :ksi muutettua kaasua lämpötilassa noin 185°C venturi-väliabsorberiin 2a, täällä pitkälti absorboidaan SO_3 ja johdetaan lämpötilassa 140°C johtoon 3a. Absorberihappo johdetaan johdon 4a, jäähdyttimen 5a ja 5a1, johdon 6a, pumpun 7a, johdon 8a ja suuttimen 9a kautta kiertoön.

Johdon 1b kautta johdetaan noin $115\,820\text{ Nm}^3/\text{h}$ valmiiksi katalysoitua kaasua lämpötilassa noin 180°C venturi-loppuabsorberiin 2b, täällä absorboidaan loppu SO_3 ja johdetaan johtoon 3b lämpötilassa noin 110°C . Absorberihappo johdetaan johdon 4b, jäähdyttimen 5b, johdon 6b, pumpun 7b, johdon 8b ja suuttimen 9b kautta kiertoön.

Hapon poikittaiskulkuja venturi-kuivaaajan ja venturiabsorbereiden välillä ja väkevän happotuotteen poistoa ei kaaviossa ole esitetty.

Laimean hapon konsentroidi noin 38,9 painoprosenttiin H_2SO_4 tapahtuu moniportaisessa höyrystyslaitoksessa, joka muodostuu kahdesta konsentroidiportaasta. Tarvittava lämpömäärä laimean hapon esilämmittämiseksi ja veden höyrystämiseksi laimeasta haposta on kaikkiaan noin 30,4 milj. kcal/h.

$129\,580\text{ kg/h}$ laimeata happoa, jonka konsentraatio on noin 22,1 painoprosenttia H_2SO_4 ja lämpötila noin 45°C johdetaan johdon 92 kautta läpi happojäähdyttimen 5 ja esilämmitetään täällä vastavirtaan kuivajahapon kanssa lämpötilaan noin 85°C . Johdon 93 kautta saapuu happo ensimmäisen konsentroidiportaan altaaseen 46. Puhaltimella 34 tuodaan ulkoilmaa, jota käytetään vesihöyryn kuljettimena.

Noin $103\,000\text{ Nm}^3/\text{h}$ ilmaa, joka sisältää noin $2\,568\text{ kg/h}$ H_2O -höyryä, siirretään johdon 35 kautta esittämättä jätettyyn kontaktiryhmään viimeisen kontaktihilan ja loppuabsorberin väliin sijoitetun lämmönvaihtimen 36a kautta, esilämmitetään täällä lämpötilaan noin 260°C ja johdetaan johdon 37 kautta ensimmäisen konsentroidiportaan vertikaaliventuriin 38. Noin $28\,570\text{ kg/h}$ H_2O :lla kyllästettyä poistokaasua poistuu lämpötilassa noin 70°C yhdistämisenysän 39, horisontaaliventurin 41, vihmotustornin 42, erottimen 43

ja johdon 44 kautta noin 28 570 kg/h H_2O :lla kuormitettuna laitoksesta.

Happokonsentraatio vertikaaliventuri-kierrossa kiertävässä hapossa on noin 28,4 painoprosenttia H_2SO_4 ja horisontaaliventuri- ja vihmotustorni-kierrossa noin 23,6 painoprosenttia H_2SO_4 . Happo vedetään altaasta 45 johdon 47 kautta lämpötilassa noin $70^{\circ}C$, johdetaan happojäähdyttimen 5b kautta, esilämmitetään täällä lämmönvaihdossa noin $110^{\circ}C$ lämpötilaisen loppuabsorberihapon kanssa lämpötilaan noin $88^{\circ}C$ ja pumpataan johdon 48, pumpun 49, johdon 51 kautta suuttimeen 62, johdon 50 kautta suuttimeen 63. Suuttimessa 62 vihmotetaan noin $150\ m^3/h$ happoa ja suuttimessa 63 noin $100\ m^3/h$ happoa kaasuvirtaukseen. Altaasta 46 vedetään happo pois johdon 52 kautta noin $70^{\circ}C$ lämpötilassa, johdetaan happojäähdyttimen 5,1 kautta, esilämmitetään täällä lämmönvaihdossa kuivaajahappoon lämpötilaan noin $77^{\circ}C$ ja painetaan johdon 53, pumpun 58, johdon 60 kautta suuttimeen 64, johdon 59 kautta suuttimeen 65. Johdon 61 kautta pumpataan 121 947 kg/h happoa altaaseen 45. Suuttimessa 64 vihmotetaan noin $100\ m^3/h$ happoa ja suuttimessa 65 noin $100\ m^3/h$ happoa kaasuvirtaukseen. 103 583 kg/h happoa, jonka konsentraatio on noin 28,4 painoprosenttia H_2SO_4 siirretään johdon 33 kautta toisen konsentraatioportaan altaaseen 17.

Toisessa konsentroidiportaassa käytetään rikkihappolaitoksesta tulevaa loppukaasua vesihöyryn kuljettimena. Johdon 3b kautta saapuu noin $113\ 750\ Nm^3/h$ käytännöllisesti katsoen vesihöyrytöntä loppukaasua lämpötilassa noin $110^{\circ}C$ toisen konsentroidiportaan vertikaaliventuriin 10. Yhdistämisenysän 11, horisontaaliventurin 12, vihmotustornin 14, erottimen 15, johdon 16 kautta johdetaan noin $144\ 740\ Nm^3/h$ kostea poistokaasua, noin 24 680 kg/h H_2O :lla kuormitettuna, lämpötilassa noin $70^{\circ}C$ esittämättä jätettyyn loppukaasu-uuniin. Happokonsentraatio vertikaaliventuri-kierrossa on noin 38,9 painoprosenttia H_2SO_4 ja horisontaaliventuri- ja vihmotustorni-kierrossa noin 32,1 painoprosenttia H_2SO_4 . Happo vedetään pois altaasta 13 johdon 18 kautta lämpötilassa noin $70^{\circ}C$, johdetaan happojäähdyttimen 5a kautta, esilämmitetään täällä lämmönvaihdossa noin $140^{\circ}C$ lämpötilaisen väliabsorberihapon kanssa lämpötilaan noin $93^{\circ}C$ ja pumpataan johdon 19, pumpun 20, johdon 22 kautta suuttimeen 28, johdon 21 kautta suuttimeen 29. Suuttimessa 28 vihmotetaan kaasuvirtaukseen happoa noin $150\ m^3/h$ ja suuttimessa 28 noin $100\ m^3/h$. Altaasta 17 otetaan johdon 24 kautta pois happoa lämpötilassa noin $70^{\circ}C$, johdetaan happojäähdyttimen 5a kautta, esilämmitetään täällä lämmönvaihdossa noin $140^{\circ}C$ lämpötilaisen väliabsorberihapon kanssa lämpötilaan noin $91^{\circ}C$ ja pumpataan johdon 24a, pumpun 25, johdon 27 kautta suuttimeen 31, johdon 26 kautta suuttimeen 30. Suuttimessa 31 vihmotetaan kaasuvirtaukseen happoa noin $150\ m^3/h$ ja suuttimessa 30 noin $100\ m^3/h$.

Johdon 32 kautta pumpataan noin 93 040 kg/h happoa altaaseen 13. 78 901 kg/h konsentroitua happoa, jonka konsentraatio on noin 38,9 painoprosenttia H_2SO_4 ja lämpötila noin 70°C johdetaan johdon 23 kautta haponhajottamislaitokseen.

Esimerkki 3

Kuviossa 7 on esitetty yksiportainen konsentrintilaitos, jossa noin 22,6 painoprosenttinen H_2SO_4 konsentroidaan noin 28,0 painoprosenttiseksi. Esitetyssä toimintatavassa katetaan hapon esilämmittämiseen ja hapon höyrystämiseen tarpeellinen lämpömäärä suurimmalta osalta käyttämällä hyväksi esittämättä jätetystä kontaktilaitoksesta tulevaa happolämpöä, niin että kaikkiaan noin 15,0 miljoonasta kcal/h määrästä vain noin 5,4 milj.kcal/h on käytettävä pienpaineisen höyryn muodossa olevaa vierasta lämpöä.

Noin 100 000 kg/h noin 22,6 painoprosenttista laimeaa happoa esilämmitetään esittämättä jätetyssä happojähdyttimessä noin 45°C :sta noin 70°C :een ja johdetaan johdon 93 kautta konsentrintilaitoksen altaaseen 46.

Johdon 37 kautta johdetaan noin 18 800 Nm^3/h (laskettuna kuivana) ilmaa, joka sisältää noin 350 kg/h vesihöyryä, lämpötilassa noin 30°C vertikaaliventuriin 38. Johdon 35 kautta sekoitetaan noin 45 000 Nm^3/h (laskettuna kuivana) ilmaa, joka sisältää noin 850 kg/h vesihöyryä, lämpötilassa noin 30°C yhdistämisenysään 39. Noin 17 600 kg/h H_2O :lla kyllästetty poistokaasu poistuu laitoksesta lämpötilassa noin 70°C yhdistämisenysään 39, horisontaaliventurin 41, vihmotustornin 42, erottimen 43 ja johdon 44 kautta. Poistokaasu johdetaan sitten kondensaatiotornin 44a kautta, jossa se vihmotuksella vedellä, jota tuodaan johdon 44b kautta, pitkälti vapautetaan vesihöyrystä. Vesi poistuu kondensaatiotornista johdon 44c kautta. Johdon 44e kautta poistuu poistokaasu noin 20°C lämpötilaisena kondensaatiotornista ja tulee sitten jälleen puhaltimella 34 johdetuksi konsentrintilaitokseen.

Noin 70°C kuumien kiertävien happojen happokonsentraatio vertikaaliventurikierrossa on noin 28 painoprosenttia H_2SO_4 ja horisontaaliventuri- ja vihmotustorni-kierrossa noin 25 painoprosenttia H_2SO_4 . Happo vedetään pois altaasta 45 johdon 47 kautta noin 70°C lämpötilassa, johdetaan esittämättä jätetyn happojähdyttimen kautta, esilämmitetään täällä lämmönvaihdossa kuumaan absorberihappoon lämpötilaan noin 110°C ja pumpataan johdon 48, pumpun 49, johdon 50 kautta suuttimeen 63 ja johdon 51 kautta suuttimeen 62. Suuttimessa 62 kaasuvirtaukseen vihmotetaan noin 100 m^3/h happoa ja suuttimessa 63 noin 90 m^3/h happoa. Altaasta 46 vedetään johdon 52 kautta pois noin 25 painoprosenttinen happo lämpötilassa 70°C . Johdon 55 kautta johdetaan happo esilämmittimen 56 kautta, missä se noin 10 t/h matalapainehöyryllä esilämmitetään noin 92°C :een ja johdon 57, pumpun 58, johdon 60 kautta siirretään suuttimeen 64, johdon 59 kautta suuttimeen 65. Suuttimessa 64 vihmotetaan kaasuvirtaukseen noin 150 m^3/h happoa ja suuttimessa 65 noin 100 m^3/h happoa.

Johdon 61 kautta pumpataan altaaseen 45 noin 92 000 kg/h happoa. Noin 83 300 kg/h noin 28 painoprosenttiin H_2SO_4 konsentroitua happoa annetaan pois johdon 33 kautta.

Keksinnön edut perustuvat pääasiallisesti siihen, että on mahdollista taloudellisella tavalla käyttää suolapitoisten laimeiden rikkihappojen konsentroimiseen ylimäärälämpöä kontaktijärjestelmästä sekä sellaista lämpöä, joka tulee suhteellisen alhaisella lämpötilatasolla. Täten voidaan välttää tai vähentää kalliin primäärienergian käyttöä taikka korkean lämpötilatason omaavan lämmön käyttöä.

Patenttivaatimukset:

1. Menetelmä rikkihapon valmistamiseksi katalyyttisesti muuttamalla SO_2 SO_3 :ksi useissa kontaktihiloissa käyttämällä panostukseen sulfaattien ja laimean rikkihapon hajotessa syntyvää SO_2 -kaasua, jäähdyttämällä SO_3 -pitoinen kaasu kontaktihilojen välissä, absorboimalla SO_3 rikkihappoon, t u n n e t t u siitä, että suoritetaan seuraavat vaiheet:

- a) rikkihapon valmistuksen yhdistäminen laimeiden suolapitoisten rikkihappojen käsittelyyn
- b) käsittelyssä tulevien sulfaattien hajottaminen ja mahdollisesti ainakin osan hajottaminen tulevasta käsitellystä laimeasta rikkihaposta
- c) SO_3 :n absorption toteuttaminen katalyyysin kontaktikaasuista ainakin väliabsorptiossa, kuuma-absorptiolla työlämpötiloissa $100 - 200^\circ\text{C}$
- d) veden poistaminen laimeista suolapitoisista rikkihapoista suoralla kosketuksella kuumiin kaasuihin, jotka muodostuvat katalyyysin loppukaasusta ja/tai inerteistä vähävetisistä kaasuista, jotka kuumennetaan kontaktijärjestelmästä peräisin olevalla lämmöllä
- e) samanaikainen lämpöenergian tuominen kuumasta absorberihaposta ja mahdollisesti kontaktijärjestelmän kuivaajahaposta epäsuoralla lämmönvaihdon laimeiden suolapitoisten rikkihappojen kanssa
- f) laimean rikkihapon konsentroidi useissa kaasupuolelta katsottuna peräkkäin kytketyissä konsentroidilaitteissa, joilla on erilliset happokierrot erilaisin happokonsentraatioin, ja
- g) SO_3 :n absorptiossa kuumista kontaktikaasuista absorberihappoon tulevan lämpöenergian ainakin osittainen käyttö laimean rikkihapon kuumentamiseen konsentroidiportaiden happokierroissa.

2. Patenttivaatimuksen 1 mukainen menetelmä, t u n n e t t u siitä, että veden poistamiseen käytetyn kaasun tilavuus on suurempi kuin loppukaasun tilavuus viimeisestä kontaktihilasta SO_3 :n loppuabsorption jälkeä.

3. Patenttivaatimusten 1 ja 2 mukainen menetelmä, t u n n e t t u siitä, että happojen konsentraatio erillisissä happokierroissa alenee kaasusisäänmenosta kaasu-ulostuloon.

4. Patenttivaatimusten 1 - 3 mukainen menetelmä, t u n n e t t u siitä, että laimeiden rikkihappojen konsentroidi tapahtuu ainakin yhdessä konsentroidiportaassa, jossa on peräkkäin kytkettyjä konsentroidilaitteita ja että konsentroidilaitteiden välissä kaasuvirtaukseen sekoitetaan ilmaa ja/tai savukaasua.

5. Patenttivaatimusten 1 - 4 mukainen menetelmä, t u n n e t t u siitä, että laimeiden rikkihappojen konsentrointi tapahtuu happopuolelta katsottuna aluksi ainakin yhdessä ensimmäisessä konsentroidiportaassa ilmalla ja/tai savukaasulla ja viimeisessä konsentroidiportaassa loppukaasulla mahdollisesti ilmaa ja/tai savukaasua lisäten.

6. Patenttivaatimusten 1 - 4 mukainen menetelmä, t u n n e t t u siitä, että laimeiden rikkihappojen konsentrointi tapahtuu happopuolelta katsottuna aluksi ainakin yhdessä ensimmäisessä konsentroidiportaassa loppukaasulla mahdollisesti ilmaa ja/tai savukaasua lisäten ja viimeisessä konsentroidiportaassa ilmalla ja/tai savukaasulla.

7. Patenttivaatimusten 1 - 4 mukainen menetelmä, t u n n e t t u siitä, että laimeiden rikkihappojen konsentrointi tapahtuu useissa konsentroidiportaissa, joilla on rinnan kytketyt happokierrot.

8. Patenttivaatimusten 1 - 7 mukainen menetelmä, t u n n e t t u siitä, että konsentroidinnin jälkeen tai konsentroidiportaiden välillä haposta erotetaan suoloja.

9. Patenttivaatimusten 1 - 8 mukainen menetelmä, t u n n e t t u siitä, että ainakin osaa väliabsorption jälkeen kontaktilaitoksesta tulevasta kaasunlämmöstä käytetään veden poistamiseen laimeasta rikkihaposta käytetyn kaasun lämmittämiseen.

10. Patenttivaatimusten 1 - 9 mukainen menetelmä, t u n n e t t u siitä, että kontaktijärjestelmään menevän kaasun kuivatuksessa kuivaajahappoon tulevasta lämmöstä ainakin osa käytetään laimean rikkihapon lämmittämiseen ennen sen tuloa konsentroidiportaaseen.

11. Patenttivaatimusten 1 - 10 mukainen menetelmä, t u n n e t t u siitä, että osaa SO_3 :n absorptiossa kuumista kontaktikaasuista absorberihappoon tulevasta lämpöenergiasta käytetään laimean rikkihapon kuumentamiseen ennen sen tuloa konsentroidiportaisiin.

12. Patenttivaatimusten 1 - 11 mukainen menetelmä, t u n n e t t u siitä, että laimean rikkihapon halutusta konsentroidinnista puuttuvan lämpöenergian lisääminen tapahtuu lisäämällä ulkopuolista lämpöä kaas^uvirtaukseen ennen konsentroidiportaita ja/tai kaasuvirtauksiin konsentroidiportaiden konsentroidilaitteiden välillä.

13. Patenttivaatimusten 1 - 12 mukainen menetelmä, t u n n e t t u siitä, että laimean rikkihapon halutusta konsentroidinnista puuttuva lämpöenergia laimeaa rikkihappoa kuumentamalla viedään konsentroidiportaiden happokiertoihin.

14. Patenttivaatimusten 8 - 13 mukainen menetelmä, t u n n e t t u siitä, että kokonaisprosessissa erotetut suolat dehydratoidaan ennen niiden vientiä hajottamiseen.

15. Patenttivaatimusten 1 - 14 mukainen menetelmä, t u n n e t t u siitä, että konsentroidit ainakin osittain tapahtuvat venturilaitteissa.

16. Patenttivaatimusten 1 - 15 mukainen menetelmä, t u n n e t t u siitä, että konsentroidi tapahtuu alipaineessa.

17. Patenttivaatimusten 1 - 16 mukainen menetelmä, t u n n e t t u siitä, että konsentroidin jälkeen kaasun vesipitoisuutta alennetaan kondensoimalla pois vettä.

18. Patenttivaatimusten 1 - 17 mukainen menetelmä, t u n n e t t u siitä, että suolapitoisen hapon ja/tai suolojen hajottaminen tapahtuu hapella tai hapella rikastetuilla kaasuilla.

Patentkrav

1. Förfarande för framställning av svavelsyra genom katalytisk omsättning av SO_2 till SO_3 i ett flertal kontaktbäddar med användning av en insats vid spaltning av sulfater och utspädd svavelsyra erhållen SO_2 -gas, ^f kylning av den SO_3 -haltiga gasen mellan kontaktbäddarna och absorption av SO_3 i svavelsyra, k ä n n e t e c k n a t därav, att man genomför följande steg:

- a) genomför svavelsyraframställningen i anslutning till upparbetning av utspädda salthaltiga svavelsyror,
- b) spaltar vid upparbetningen erhållna sulfater och eventuellt spaltar åtminstone en del av den erhållna upparbetade utspädda svavelsyran,
- c) genomför absorptionen av SO_3 ur kontaktgasen från katalysen åtminstone vid mellanabsorptionen såsom hetabsorption vid arbetstemperaturer av $100-200^\circ\text{C}$,
- d) avdriver vatten ur de utspädda salthaltiga svavelsyrorna genom direkt kontakt med heta gaser, som utgöres av slutgas från katalysen och/eller inert vattenfattig gas, som upphettas med värme från kontaktsystemet,
- e) samtidigt tillför värmeenergi från het absorberingssyra och eventuellt torkarsyra i kontaktsystemet genom indirekt värmeväxling med de utspädda salthaltiga svavelsyrorna,
- f) uppkoncentrerar den utspädda svavelsyran i ett flertal i gasströmmens riktning sett efter varandra inkopplade uppkoncentreringsanordningar med separata syrakretslopp med olika syrakoncentrationer, samt,
- g) använder den vid absorptionen av SO_3 ur de heta kontaktgaserna i absorberingssyran erhållna värmeenergin åtminstone delvis för upphettning av den utspädda svavelsyran i syrakretsloppen för uppkoncentreringsstegen.

2. Förfarande enligt patentkravet 1, k ä n n e t e c k n a t därav, att volymen av den för vattenavdrivningen använda gasen är större än volymen av slutgasen från den sista kontaktbädden efter slutabsorptionen av SO_3 .

3. Förfarande enligt patentkraven 1 och 2, k ä n n e t e c k n a t därav, att koncentrationen av syrorna i de separata syrakretsloppen avtager från gasinloppet till gasutloppet.

4. Förfarande enligt patentkraven 1-3, k ä n n e t e c k n a t därav, att uppkoncentrereringen av de utspädda svavelsyrorna ^{steer} i minst ett uppkoncentreringssteg med efter varandra inkopplade uppkoncentreringsanordningar samt att mellan uppkoncentreringsanordningarna luft och/eller rökgas inblandas i gasströmmen.

5. Förfarande enligt patentkraven 1-4, k ä n n e t e c k n a t därav, att uppkoncentrereringen av de utspädda svavelsyrorna i syrans strömningsriktning sett

först genomföres i minst ett första uppkoncentreringssteg med luft och/eller rökgas samt i det sista uppkoncentreringssteget med slutgas, eventuellt under tillsats av luft och/eller rökgas.

6. Förfarande enligt patentkraven 1-4, k ä n n e t e c k n a t därav, att uppkoncentreringen av de utspädda svavelsyrorna i syrans strömningsriktning sett först genomföres i minst ett första uppkoncentreringssteg med slutgas, eventuellt med tillsats av luft och/eller rökgas samt i det sista uppkoncentreringssteget med luft och/eller rökgas.

7. Förfarande enligt patentkraven 1-4, k ä n n e t e c k n a t därav, att uppkoncentreringen av de utspädda svavelsyrorna genomföres i ett flertal uppkoncentreringssteg med parallellkopplade syrakretslopp.

8. Förfarande enligt patentkraven 1-7, k ä n n e t e c k n a t därav, att salter avskiljes ur syran efter uppkoncentreringen eller mellan uppkoncentreringsstegen.

9. Förfarande enligt patentkraven 1-8, k ä n n e t e c k n a t därav, att åtminstone en del av den efter en mellanabsorption i kontakthanläggningen erhållna gasvärmen utnyttjas för upphettning av den vid avdrivningen av vatten ur den utspädda svavelsyran använda gasen.

10. Förfarande enligt patentkraven 1-9, k ä n n e t e c k n a t därav, att den vid torkningen av den i kontaktsystemet ingående gasen i torksyran erhållna värmen åtminstone delvis användes för upphettning av den utspädda svavelsyran före införelse av denna i uppkoncentreringssteget.

11. Förfarande enligt patentkraven 1-10, k ä n n e t e c k n a t därav, att en del av den vid absorptionen av SO_3 ur de heta kontaktgaserna i absorberings-syran erhållna värmeenergin användes för upphettning av den utspädda svavelsyran före införelse av denna i uppkoncentreringsstegen.

12. Förfarande enligt patentkraven 1-11, k ä n n e t e c k n a t därav, att den för en önskad uppkoncentrering av den utspädda svavelsyran ytterligare erforderliga värmeenergin tillföres genom tillsats av yttre värme till gasströmmen före koncentreringsstegen och/eller till gasströmmen mellan uppkoncentreringsanordningarna i uppkoncentreringsstegen.

13. Förfarande enligt patentkraven 1-12, k ä n n e t e c k n a t därav, att den för en önskad uppkoncentrering av den utspädda svavelsyran ytterligare erforderliga värmeenergin tillföres genom upphettning av den utspädda svavelsyran i syrakretsloppen i uppkoncentreringsstegen.

14. Förfarande enligt patentkraven 8-13, k ä n n e t e c k n a t därav, att de i den totala processen avskilda salterna dehydratiseras före tillförelsen till spaltningen.

15. Förfarande enligt patentkraven 1-14, k ä n n e t e c k n a t därav, att uppkoncentreringen åtminstone delvis genomföres i venturiapparater.

16. Förfarande enligt patentkraven 1-15, k ä n n e t e c k n a t därav, att uppkoncentreringen genomföres under undertryck.

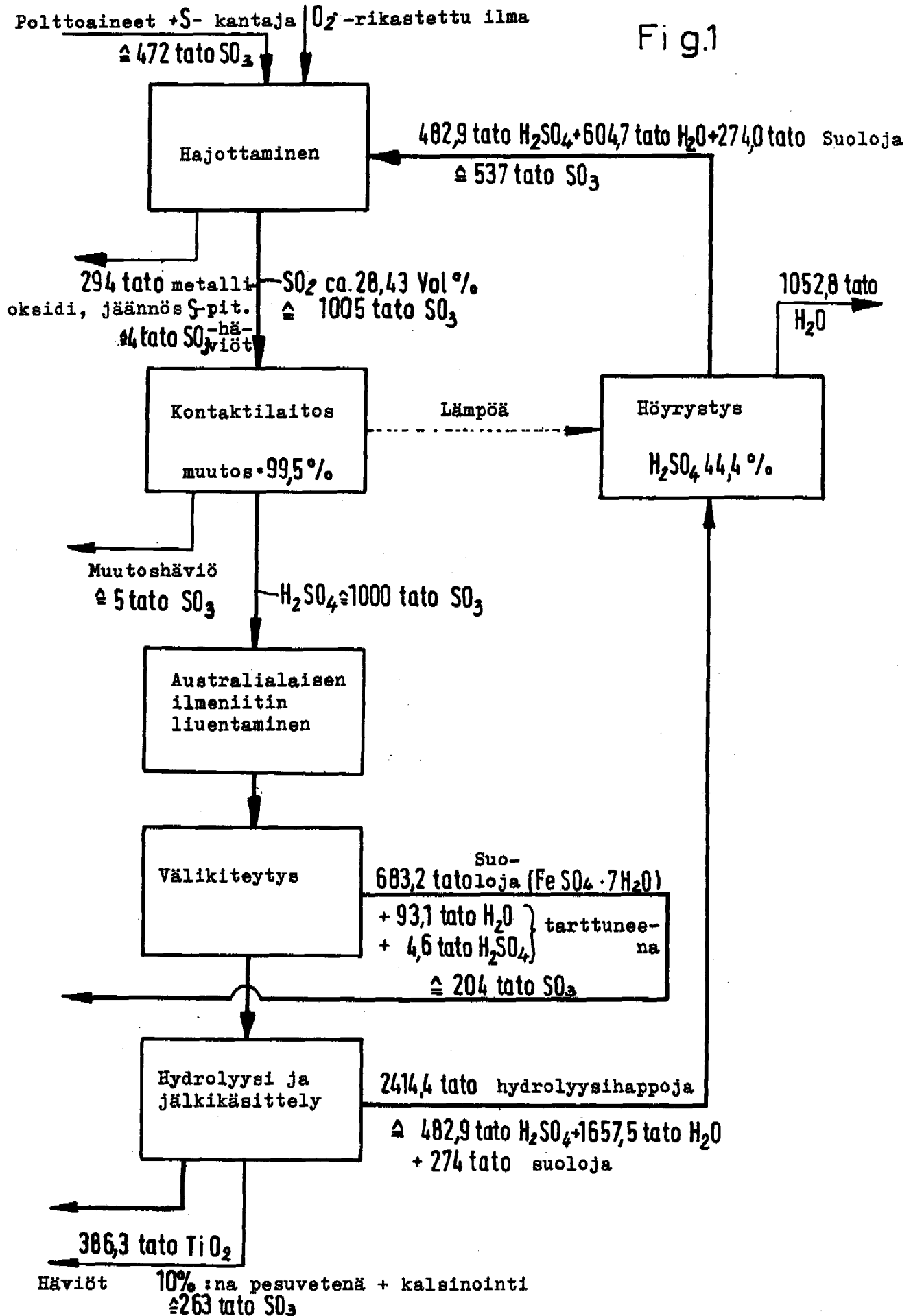
17. Förfarande enligt patentkraven 1-16, k ä n n e t e c k n a t därav, att vattenhalten i gasen efter en uppkoncentrering sänkes genom utkondensering av vatten.

18. Förfarande enligt patentkraven 1-17, k ä n n e t e c k n a t därav, att spaltningen av den salthaltiga syran och/eller salterna genomföres med syre eller syreanrikade gaser.



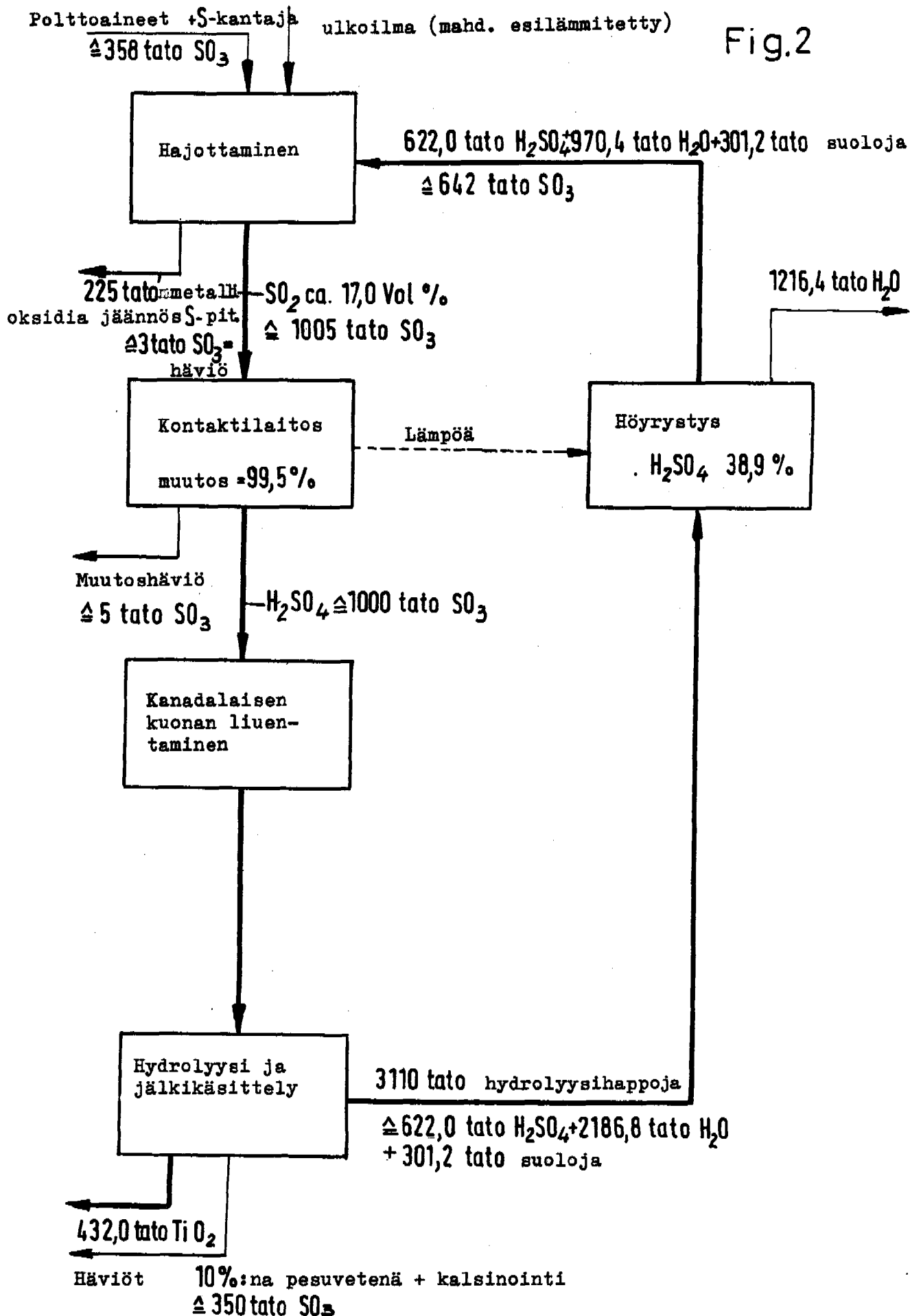
tato = päivätonnia

Fig.1



tato = päivätonnia

Fig.2



tato = päivätonnina

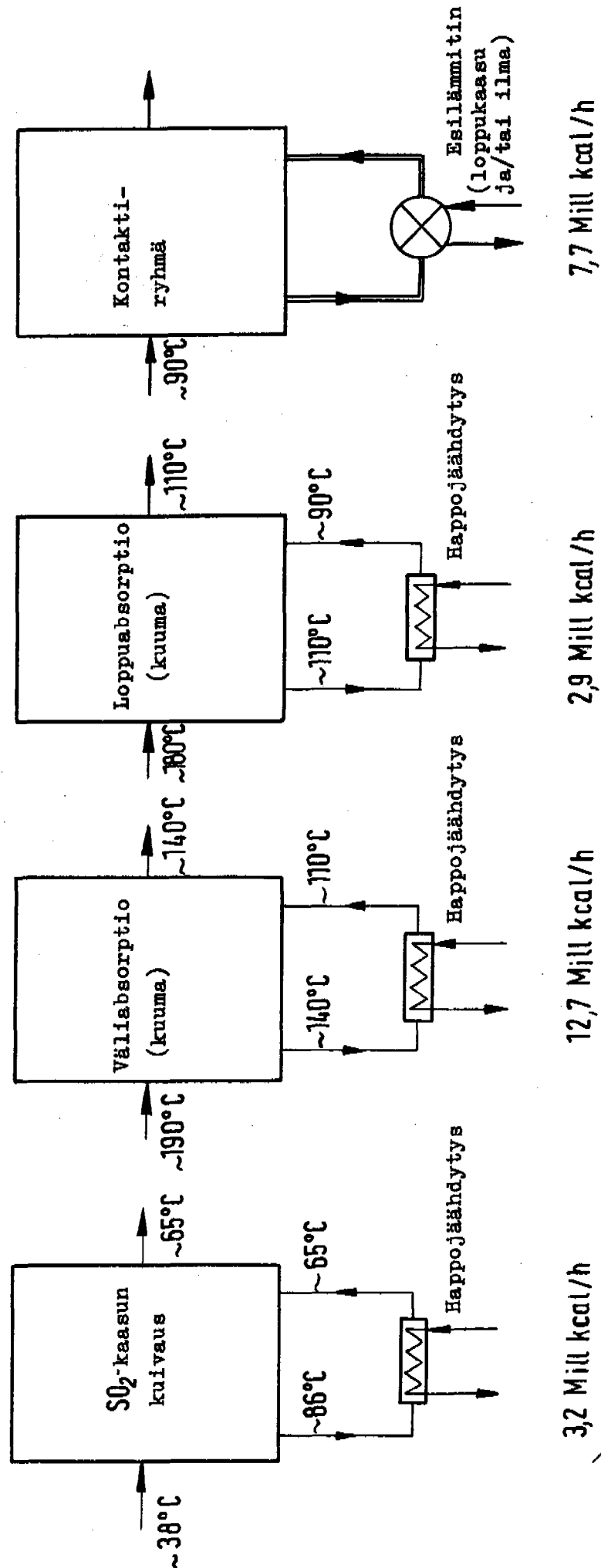
Yksinkertaistettu esitys lämmöntarjonnasta kontaktilaitoksessa

Teho: 1000 tato SO_3

Lähtökohta: hajottaminen O_2 -rikastetulla ilmalla

Hajottamiskaasujen konsentraatio: 28,43 til.-% SO_2 , 3,86 til.-% O_2 , jäännös $\text{N}_2 + \text{CO}_2$
 SO_2 -pitoisuus ilmalla ohentamisen jälkeen kontaktikattilassa: 12,2 til.-% SO_2

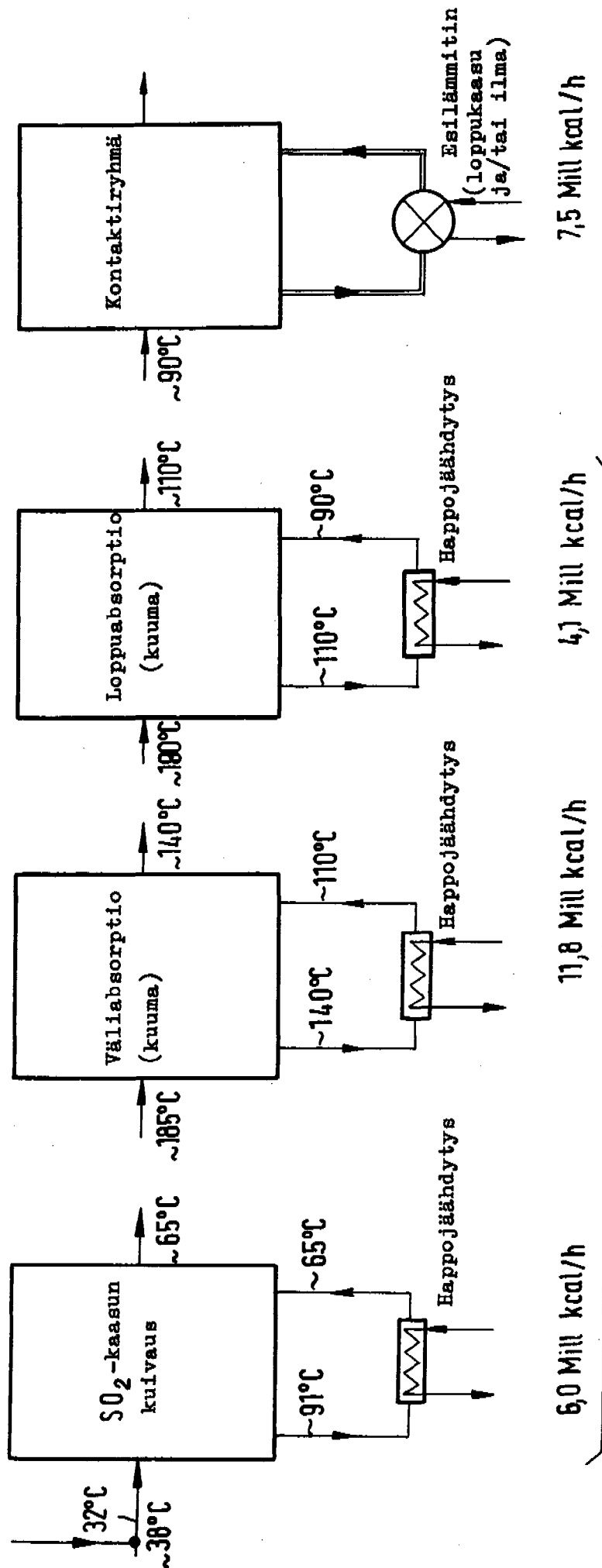
Fig.3



Yksinkertaistettu esitys lämmöntarjonnasta kontaktilaitoksessa

Fig.4

Teho: 1000 tato SO_3
 Lähtökohta: hajottaminen ulkoilmalla
 Hajottamiskaasujen konsentraatio: $17,0 \text{ Vol} \% SO_2, 150 \text{ Vol} \% O_2, \text{jään-} \text{nös } N_2 + CO_2$
 SO_2 -pitoisuus ilmalla ohentamisen jälkeen kon- -8,75 Vol %
 taktikattilassa



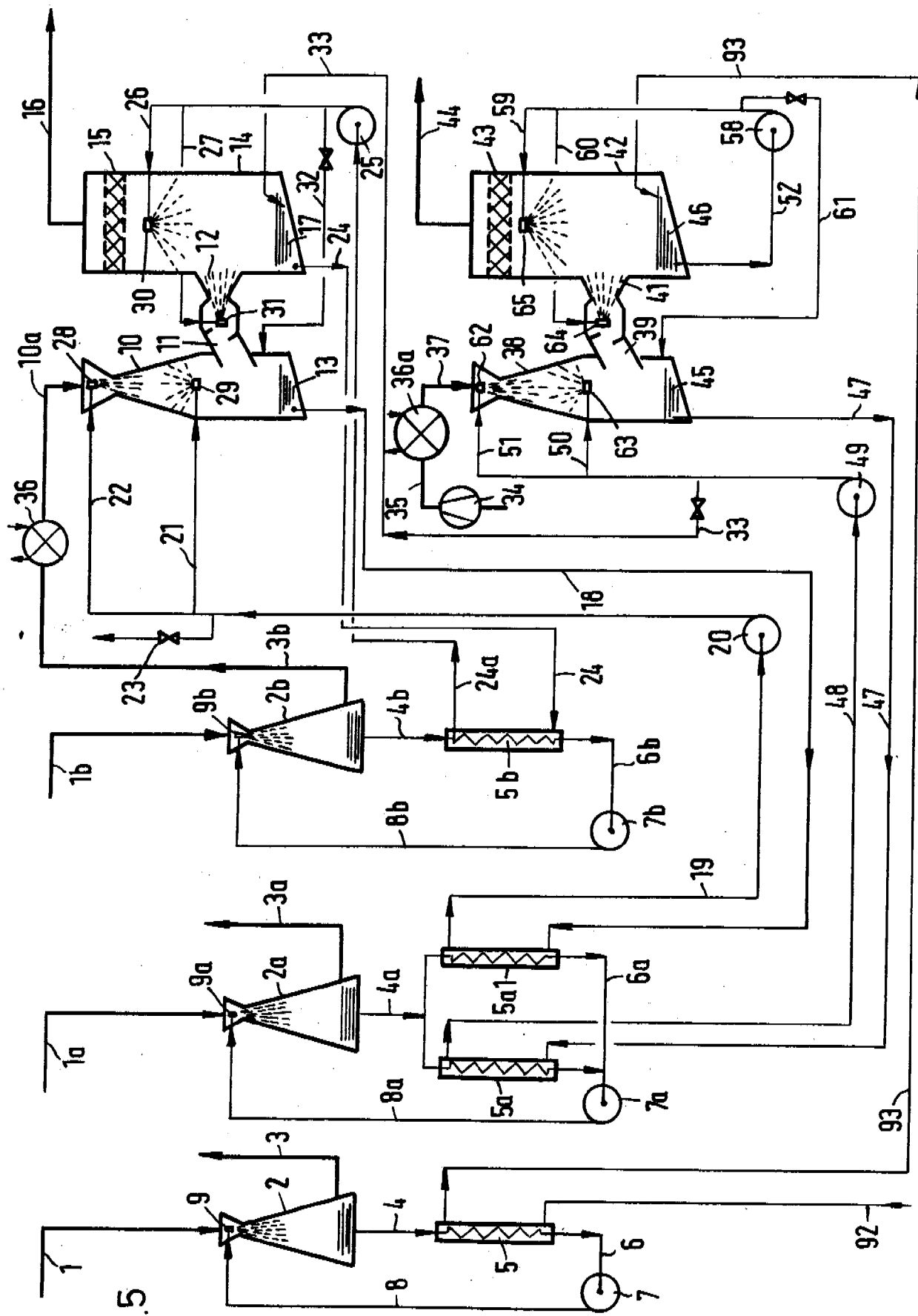


Fig.5

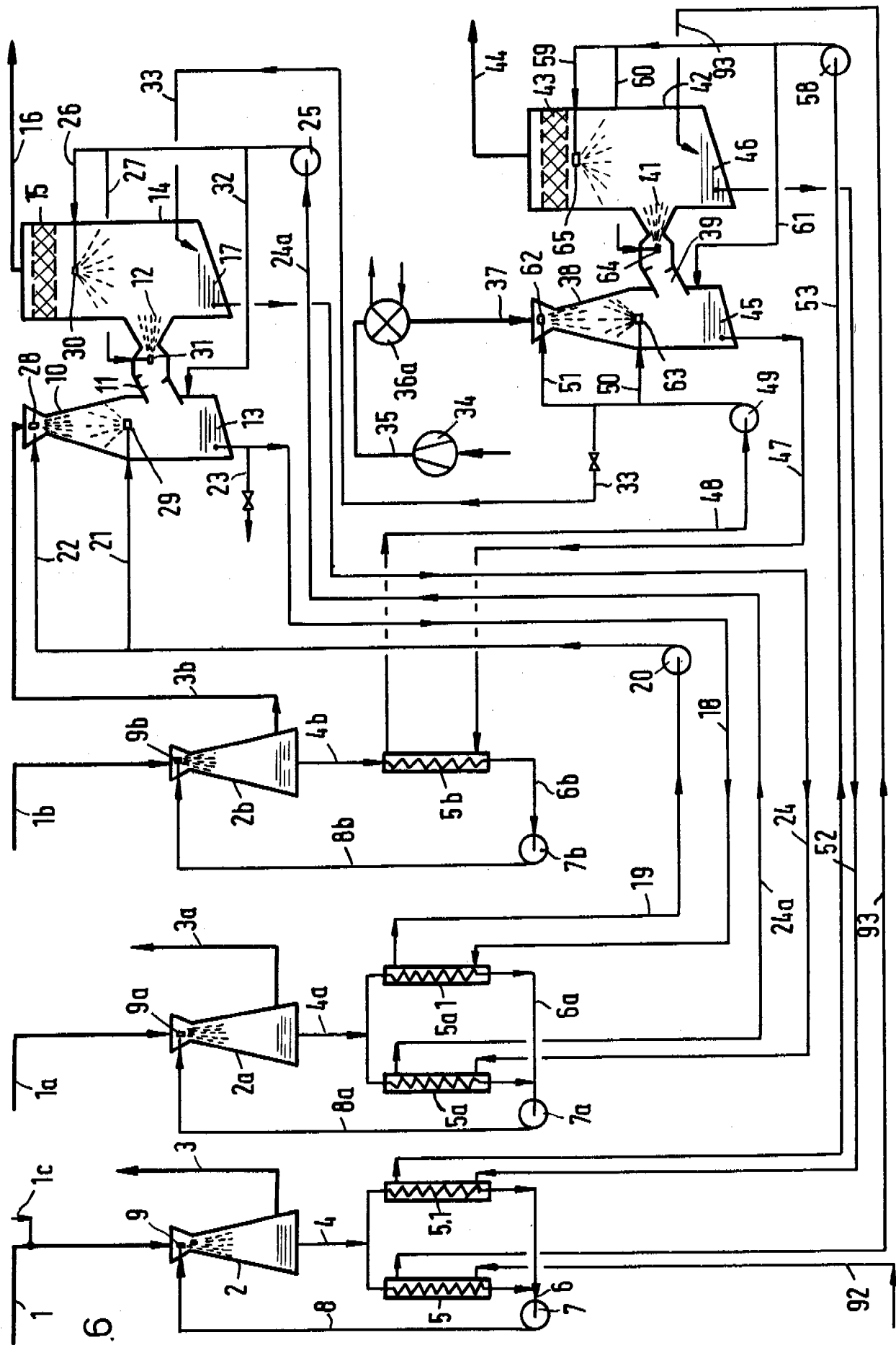
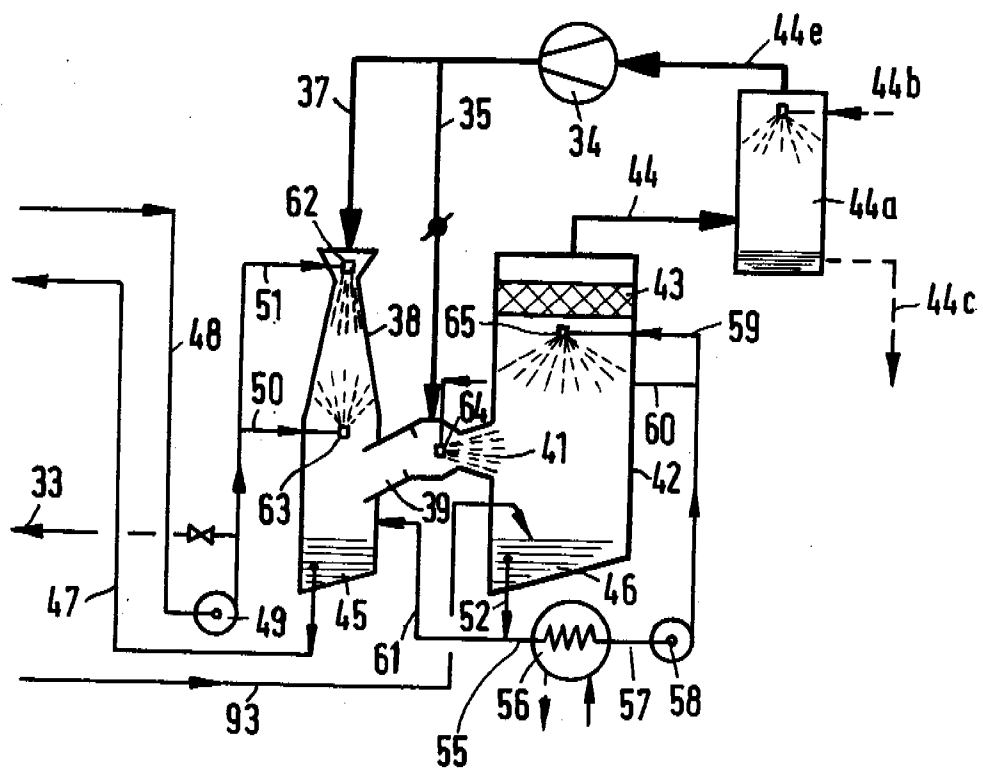


Fig.6

Fig.7



Viitejulkaisuja - Anförda publikationer

Julkisia suomalaisia patenttihakemuksia: - Offentliga finska patentansökningar:

Hakemus-, kuulutus- ja patenttijulkaisuja: - Ansökningspublikationer, utläggnings- och patentskrifter:

Suomi - Finland _____
 Iso-Britannia - Storbritannien _____
 Norja - Norge _____
 Ranska - Frankrike _____
 Ruotsi - Sverige _____
 Saksa - BRD - Tyskland H 2.145.546 (C01b 17/30)
 Sveitsi - Schweiz _____
 Tanska - Danmark _____
 USA _____

Muita julkaisuja: - Andra publikationer:

Merkitse hakemusjulkaisu (esim. saksal. Offenlegungsschrift) numeron eteen H ja vastaavasti kuulutus- ja patenttijulkaisun numeron eteen K ja P.

18.4.1984

Peter J. Bayk

Allekirjoitus