



(12) Ausschließungspatent

(11) DD 291 780 A5

Erteilt gemäß § 17 Absatz 1
Patentgesetz der DDR
vom 27.10.1983
in Übereinstimmung mit den entsprechenden
Festlegungen im Einigungsvertrag

5(51) C 13 D 1/10

DEUTSCHES PATENTAMT

In der vom Anmelder eingereichten Fassung veröffentlicht

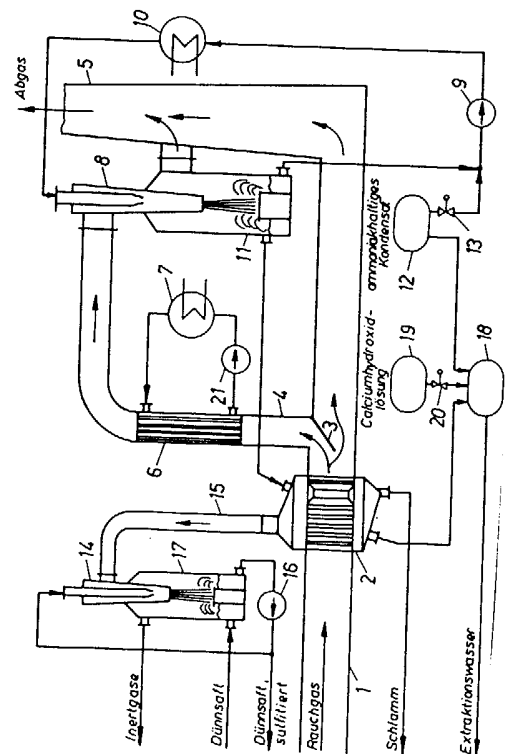
(21) DD C 13 D / 337 295 1 (22) 24.01.90 (44) 11.07.91

(71) siehe (73)
(72) Anders, Rüdiger, Dr.-Ing.; Breitling, Jürgen, Dipl.-Ing.; Eggersdorf, Walter; Friedemann, Ingwalt, Dr.-Ing., DE
(73) Institut für Forschung und Rationalisierung der Zuckerindustrie, Schleusenstraße 3, O - 4060 Halle, DE

(54) Verfahren zur Ansäuerung von Extraktionswasser und Sulfitation von Dünnsaft bei der Zuckergewinnung

(55) Ansäuerung; Extraktionswasser; Sulfitation; Dünnsaft; SO₂-haltige Rauchgase; ammoniakhaltiges Kondensat; schwefelhaltige Brennstoffe; Schwefeldioxid; Zuckergewinnung

(57) Die Erfindung betrifft ein Verfahren zur Ansäuerung von Extraktionswasser und Sulfitation von Dünnsaft bei der Zuckergewinnung. Das Verfahren ist im technologischen Prozeß bei der Gewinnung von Zucker aus Zuckerrüben in Zuckerfabriken, in denen SO₂-haltige Rauchgase anfallen, anwendbar. Erfindungsgemäß werden SO₂-haltige Rauchgase in Direktkontakt mit ammoniakhaltigem Kondensat gebracht und das entstehende saure Kondensat durch indirekte Beheizung mit Rauchgasen erwärmt. Das durch die Erwärmung aus dem sauren Kondensat desorbierende Schwefeldioxid wird in Direktkontakt mit dem zu sulfitierenden Dünnsaft gebracht und das zurückbleibende saure Kondensat mit ammoniakhaltigem Kondensat vermischt als Extraktionswasser eingesetzt.
Figur



Patentanspruch:

Verfahren zur Ansäuerung von Extraktionswasser und Sulfitation von Dünnsaft bei der Gewinnung von Zucker aus Zuckerrüben unter Nutzung von weitgehend entstaubtem Rauchgas schwefelhaltiger Brennstoffe als Schwefeldioxidquelle und ammoniakhaltigem Kondensat aus Erwärmungs- und/oder Verdampfungsprozessen der Zuckertechnologie, **gekennzeichnet dadurch**, daß in Teilstrom von 10... 40% der anfallenden Rauchgasmenge zur Absorption des darin enthaltenen Schwefeldioxids in Direktkontakt mit ammoniakhaltigem Kondensat gebracht, das mit einem SO_2 -Gehalt unterhalb der SO_2 -Sättigungskonzentration enthaltene saure Kondensat durch indirekte Beheizung mit Rauchgas auf 90... 98°C erwärmt, das durch das Absinken der SO_2 -Sättigungskonzentration unter die im sauren Kondensat vorliegende SO_2 -Konzentration desorbierende Schwefeldioxid, dessen Menge durch eine Veränderung der in den Absorptionsprozeß eingeführten Menge an ammoniakhaltigem Kondensat geregelt wird, in Direktkontakt mit dem zu sulfitierenden Dünnsaft gebracht und das zurückbleibende saure Kondensat vermischt mit ammoniakhaltigem Kondensat als Extraktionswasser eingesetzt wird.

Hierzu 1 Seite Zeichnung

Anwendungsgebiet der Erfindung

Das erfindungsgemäße Verfahren zur Ansäuerung von Extraktionswasser und Sulfitation von Dünnsaft ist im technologischen Prozeß der Gewinnung von Zucker aus Zuckerrüben in Zuckerfabriken, in denen SO_2 -haltige Rauchgase anfallen, anwendbar. Weitere Anwendungsgebiete sind die Behandlung von Preßwasser bei der Zuckerrübenverarbeitung sowie von Saccharoselösungen bei der Umarbeitung von Rohrzucker zu Weißzucker mit Schwefeldioxid.

Charakteristik des bekannten Standes der Technik

Zur Sicherung der Qualität des Weißzuckers und zur Einhaltung der Prozeßparameter in den Verfahrensabschnitten Extraktgewinnung, Extraktreinigung und Einengung werden verschiedene Technologien angewandt. Dazu gehören auch die Ansäuerung des Extraktionswassers und die Sulfitation des Dünnsaftes. Bisher wurden beide Prozesse getrennt voneinander durchgeführt.

Es ist bekannt, als Extraktionswasser ammoniakhaltiges Kondensat aus Erwärmungs- und Verdampfungsprozessen der Zuckertechnologie einzusetzen. Das Kondensat hat infolge des darin gelösten Ammoniaks einen pH-Wert von 8,5... 9,0. Durch Ansäuern soll ein für die Extraktion optimaler Wert von 5,5... 5,8 eingestellt werden. Bei mittleren Ammoniak-Gehalten von 200... 300 mg/l sind für diese pH-Wert-Änderung 0,02... 0,03 kg SO_2 /dt Rüben erforderlich.

Diese SO_2 -Menge verringert sich, wenn vor dem Ansäuern ein Verfahren zur desorptiven Entfernung des Ammoniaks, wie es z. B. in DD-WP 145545 beschrieben wird, zum Einsatz kommt, auf 0,003... 0,004 kg SO_2 /dt Rüben für die Restansäuerung mit einer pH-Wert-Änderung von 6,5 auf 5,5.

Es ist weiterhin bekannt, daß die volle pH-Wert-Änderung oder auch nur eine Restansäuerung nach desorptiver Entfernung des Ammoniaks mittels Rauchgas aus der Dampferzeugungsanlage, wie es z. B. DD-WP 249042 beschrieben wird, erreicht werden kann. Dabei wird das Rauchgas pH-Wert-geregelt in einem Rauchgasreaktor in intensiven Kontakt mit dem Kondensat gebracht, wobei das darin enthaltene Schwefeldioxid größtenteils vom Kondensat absorbiert wird.

Bei Verwendung von Schwefeldioxid zur Ansäuerung tritt als positiver Nebeneffekt eine antibakterielle Wirkung ein, die bei Verwendung anderer Ansäuerungsmittel nicht erfolgt und nur durch Zugabe eines speziellen Desinfektionsmittels, z. B. Formalin, erreicht werden kann.

Die Sulfitation des Dünnsaftes wird nach der Dünnsaffiltration durchgeführt, um den Farbindex des Saftes niedrig zu halten. Um einen wesentlichen Entfärbungseffekt zu erzielen, ist eine SO_2 -Menge von 0,10... 0,02 kg SO_2 /dt Rüben erforderlich. Dem durch die Sulfitation verursachten pH-Wert-Abfall kann, sofern die natürliche Alkalität des Saftes nicht ausreicht, in bekannter Weise durch Zugabe von Alkalien entgegengewirkt werden.

Als SO_2 -Quelle für Ansäuerung und Sulfitation kommen praktisch zwei Möglichkeiten in Betracht: Es kann elementarer Schwefel in einem sogenannten Schwefelofen verbrannt werden, wobei ein mit dem Stickstoff der Luft verdünntes SO_2 gewonnen wird, oder es wird großtechnisch erzeugtes flüssiges SO_2 eingesetzt. Nachteilig bei der Gewinnung von SO_2 durch Schwefelverbrennung sind die Bildung von in Gegenwart von Feuchtigkeit stark korrosivem SO_3 , die Sublimation des Schwefels, welche zur Verstopfung von Rohrleitungen führen kann, sowie die niedrige Konzentration des SO_2 im Gasgemisch, die bei 10... 20% liegt. Zur Anwendung des durch Schwefelverbrennung gewonnenen SO_2 bei der Ansäuerung oder Sulfitation ist ein spezieller Reaktionsapparat erforderlich, in dem das SO_2 - N_2 -Gasgemisch mit einem Gebläse oder über einen Flüssigkeitsstrahlventilator eingebracht wird, um in intensiven Kontakt mit dem Kondensat bzw. Dünnsaft zu treten und dabei absorbiert zu werden. Das flüssige SO_2 wird nach der Entspannungsverdampfung im gasförmigen Zustand über eine Düse in einen Rohrleitungsteil, vorzugsweise in den Aufwärtsteil einer Rohrschleife, in das Kondensat bzw. den Dünnsaft eingeleitet und darin absorbiert.

Nachteilig bei der bekannten getrennten Durchführung von Ansäuerung und Sulfitation ist, daß bei Bereitstellung des SO_2 mit einem Schwefelofen ein erheblicher apparativer Aufwand entsteht und bei der Bereitstellung des flüssigen SO_2 ein relativ hoher Aufwand an laufenden Kosten erforderlich ist. Außerdem ergeben sich sicherheitstechnische Probleme. Energieeinsparungen können mit diesen bekannten Verfahren ebensowenig wie eine Verringerung der Umweltbelastung mit Schwefeldioxid erreicht werden.

Ziel der Erfindung

Das Ziel der Erfindung besteht in der Einsparung von Hilfsstoffen für die Ansäuerung von Extraktionswasser und die Sulfitation von Dünnsaft unter Gewährleistung hoher Funktionssicherheit, Schutzgüte und technologischer Effektivität bei gleichzeitiger teilweiser Nutzung der Wärme von Rauchgasen und deren teilweiser Entschwefelung, verbunden mit einer Senkung des Primärenergiebedarfes der Zuckerfabrik und der Verringerung der schädlichen Emissionen an Schwefeldioxid.

Darlegung des Wesens der Erfindung

Der Erfindung liegt die Aufgabe zugrunde, ein Verfahren zu entwickeln, das es ermöglicht, die Ansäuerung des Extraktionwassers kombiniert mit der Sulfitation des Dünnsaftes, mittels des den Rauchgasen von mit schwefelhaltigen Brennstoffen beheizten Dampferzeugungsanlagen enthaltenen Schwefeldioxides durchzuführen, wobei das zur Gewinnung des Schwefeldioxides genutzte Rauchgas abzukühlen ist, daß eine Wärmerückgewinnung auf möglichst hohem Temperaturniveau möglich wird, die eine Verwendung der zurückgewonnenen Wärme im technologischen Prozeß der Zuckergewinnung gestattet, und daß neben der sensiblen Wärme auch ein Teil der latenten Wärme des im Rauchgas enthaltenen Wasserdampfes zurückgewonnen wird. Erfindungsgemäß wird die Aufgabe dadurch gelöst, daß ein weitgehend entstaubter Teilstrom von 10...40% der Rauchgasgesamtmenge, die durch Verbrennung von schwefelhaltigen Brennstoffen in der Dampferzeugungsanlage einer Zuckerfabrik anfällt, zur Absorption des darin enthaltenen Schwefeldioxids in Direktkontakt mit ammoniakhaltigem Kondensat aus Erwärmungs- und Verdampfungsprozessen der Zuckertechnologie gebracht wird. Das so erhaltene saure Kondensat, das einen SO_2 -Gehalt unterhalb der SO_2 -Sättigungskonzentration aufweist, wird durch indirekte Beheizung mit Rauchgas auf 90...98°C erwärmt. Das durch das Absinken der SO_2 -Sättigungskonzentration unter die in diesem Kondensat vorliegende SO_2 -Konzentration desorbierende Schwefeldioxid wird in Direktkontakt mit dem zu sulfitierenden Dünnsaft gebracht und das zurückbleibende saure Kondensat mit ammoniakhaltigem Kondensat vermischt als Extraktionswasser eingesetzt. Erfindungsgemäß wird die Menge des aus dem sauren Kondensat desorbierenden Schwefeldioxids durch die Veränderung der in den Absorptionsprozeß eingeführten Menge an ammoniakhaltigen Kondensat geregelt. Dabei bewirkt die Erhöhung der eingeführten Kondensatmenge eine Absenkung der desorbierenden SO_2 -Menge, die Absenkung der eingeführten Kondensatmenge eine Erhöhung der desorbierenden SO_2 -Menge. Es hat sich als vorteilhaft erwiesen, wenn der anfallende Rauchgasgesamtstrom zunächst in einem Desorptions- und Verdunstungsprozeß von der Temperatur am Fuchs, die bei 180...200°C liegt, um 2...8K abgekühlt und anschließend aufgeteilt wird. Der Teilstrom kann einem Gegenstromwärmeübertrager zugeführt werden, um einen Großteil seiner sensiblen Wärme an ein Kühlmittel abzugeben.

Als Kühlmittel dient ein im Kreislauf geführter Wärmeträger, vorzugsweise enthärtetes Wasser, das zur Erhöhung der Siedetemperatur mit einer geeigneten Substanz versetzt werden kann. Die Austrittstemperatur des Wärmeträgers ist damit auf Temperaturen oberhalb 100°C einstellbar, ohne daß eine Verdampfung eintritt. Die Nutzwärme wird vorzugsweise an einen Wärmeverbraucher im technologischen Prozeß der Zuckergewinnung abgegeben. Die Eintrittstemperatur des Wärmeträgers soll möglichst niedrig sein, um hohe Abkühlung des Rauchgasteilstromes zu erzielen. Erwärmt man mit dem Wärmeträger Zwischenprodukte der Extraktreinigung, so sind Eintrittstemperaturen von 65...80°C möglich. Demzufolge werden Austrittstemperaturen des Rauchgasteilstromes von 75...90°C erreicht. Damit ist gewährleistet, daß eine Kondensation von Rauchgasfeuchte erst im nächsten Verfahrensschritt erfolgt, da die Tautemperaturen des Wasserdampfes im Rauchgas entsprechend dem Wasserdampfgehalt im allgemeinen zwischen 45°C und 70°C liegen.

Der nächste Verfahrensschritt ist ein Absorptions- und Kondensationsprozeß. Er beinhaltet den Direktkontakt des abgekühlten Rauchgasteilstromes mit im Kreislauf geführtem, zuvor auf 30...55°C abgekühltem Kondensat, wobei SO_2 aus dem Rauchgas in das Kondensat absorbiert wird und Wasserdampf infolge des verringerten Sättigungswassergehaltes bei der Endtemperatur des Prozesses aus dem Rauchgas in das Kondensat austaut. Der Entfeuchtungsgrad des Rauchgases ist um so höher, je niedriger die Temperatur und je höher die Menge des eintretenden Kondensates ist. Vorzugsweise ist die Eintrittstemperatur des Kondensates in den Prozeß etwa 15K unterhalb der Tautemperatur des Wasserdampfes zu wählen. Die Austrittstemperatur des Kondensates und des Rauchgasteilstromes nach dem Kontakt liegen zwischen der Eintrittstemperatur des Kondensates und der Temperatur des Wasserdampfes, d. h. zwischen 30°C und 70°C. Die SO_2 -Konzentration im Kondensat liegt weit unter der Sättigungskonzentration, so daß eine ausreichende Treibkraft für den Stoffübergang vorhanden ist. Bei der Abkühlung des im Kreislauf geführten Kondensates in einem zweiten Gegenstromwärmeübertrager fällt eine zweite Nutzwärmemenge auf niedrigerem Temperaturniveau an.

Als Kühlmittel ist vorzugsweise Trink- oder Brauchwasser mit Eintrittstemperaturen von 5...15°C zu verwenden, das sich in Abhängigkeit vom Wasserdampfgehalt im Rauchgas auf Temperaturen von 40...65°C erwärmt und damit als Gebrauchswarmwasser eingesetzt werden kann.

Die bei dem beschriebenen Kontaktprozeß vom Kondensat zu absorbierende SO_2 -Menge entspricht der Summe der für die Ansäuerung und Sulfitation erforderlichen Schwefeldioxids. Die eingesetzte Rauchgasmenge ist in Abhängigkeit von diesem SO_2 -Bedarf und dem SO_2 -Gehalt des Rauchgases festzulegen. Dabei ist zu berücksichtigen, daß etwa 60...70% der darin enthaltenen SO_2 -Menge absorbiert werden.

Der behandelte Teilstrom mit dem darin enthaltenen restlichen SO_2 und Wasserdampf wird mit dem unbehandelten Rauchgasstrom vermischt, wobei Mischtemperaturen von 125...160°C auftreten und damit ein ausreichender Auftrieb bei der Abführung des Rauchgases durch den Schornstein gegeben ist und bei üblichen SO_3 -Gehalten kein Austauen von Schwefelsäure zu erwarten ist. Von dem im Kreislauf geführten Kondensat wird vor der Abgabe der Nutzwärme auf niedrigerem Temperaturniveau ein Teilstrom abgezweigt und dem Desorptions- und Verdunstungsprozeß zugeführt. In diesem Prozeß wird der abgezweigte Kondensateilstrom indirekt mit dem Rauchgasgesamtstrom auf 90...98°C erwärmt, wodurch die SO_2 -Sättigungskonzentration unter die im Kondensateilstrom vorliegende SO_2 -Konzentration absinkt und infolgedessen soviel SO_2 in die Gasphase desorbiert wird, daß die SO_2 -Konzentration im Kondensateilstrom gleich der neuen Sättigungskonzentration wird. Gleichzeitig tritt durch Verdunstung soviel Wasserdampf in die Gasphase über, daß das desorbierte SO_2 mit Wasserdampf

nahezu gesättigt wird. Das so gebildete SO₂-Wasserdampf-Gemisch ist in direkten Kontakt mit Dünnsaft zu bringen, wobei eine Absorption des SO₂ und ein Austauen von Wasserdampf in die Lösung erfolgt, sofern die Dünnsafttemperatur unterhalb der Temperatur des SO₂-Wasserdampf-Gemisches liegt. Wesentlich ist, daß die zur Sulfitation geführte Dünnsaftmenge so groß sein muß, daß das SO₂ gelöst wird, ohne die Sättigungskonzentration zu erreichen.

Der Abzug eines Kondensatteilstromes aus dem Absorptions- und Kondensationsprozeß erfordert die Zugabe von ammoniakhaltigem Kondensat zum im Kreislauf geführten Kondensat. Die Menge des zugegebenen Kondensates wird in Abhängigkeit vom Entfeuchtungsgrad des Rauchgasteilstromes – auskondensiertes Wasser ersetzt teilweise die ausgekreiste Kondensatmenge – und dem technologischen SO₂-Bedarf für Ansäuerung und Sulfitation bestimmt. Durch Erhöhung der zugegebenen Kondensatmenge wird die Aufteilung des SO₂ im Desorptions-/Verdunstungsprozeß auf Flüssig- und Gasphase in Richtung Flüssigphase gelenkt und durch die Absenkung der zugegebenen Kondensatmenge die Menge an desorbiertem SO₂ erhöht. Dieser Effekt ist ein wesentlicher Aspekt des erfindungsgemäßen Verfahrens. Er beruht darauf, daß durch die differenzierte Zugabe von ammoniakhaltigem Kondensat bestimmt wird, wie weit die SO₂-Konzentration im ausgekreisten Kondensatteilstrom von der Sättigungskonzentration bei der Absorptionsstemperatur entfernt ist. Bei einer höheren Annäherung an diese Sättigungskonzentration wächst bei der Desorption der Anteil des desorbierten und für die Sulfitation zu Verfügung stehenden SO₂, da der Anteil SO₂, der nach der Desorption im Kondensatteilstrom verbleibt, ausschließlich von der Desorptionstemperatur abhängt und etwa gleich der dabei vorliegenden Sättigungskonzentration ist.

Das aus dem Desorptions-/Verdunstungsprozeß abgezogene, mit SO₂ gesättigte, stark saure Kondensat, dessen pH-Wert unter 2 liegt, wird zum Ansäuern des Extraktionswassers eingesetzt. Ausgangsstoff für das Extraktionswasser ist ammoniakhaltiges Kondensat mit einem pH-Wert von 8,5...9. Bei einer Vermischung der für die Extraktion erforderlichen Menge an ammoniakhaltigem Kondensat mit diesem Ansäuerungsmittel kommt es zum Absinken des pH-Wertes des Kondensates auf 5,0...5,5. Durch geregelte Zugabe von wäßriger Calciumhydroxidlösung kann der gewünschte pH-Wert des Extraktionswassers von 5,5...5,8 eingestellt werden. Das überschüssige SO₂ reagiert dabei mit der Calciumhydroxidlösung zu CaSO₃, welches bei Luftzutritt zu CaSO₄ oxidiert wird.

Das erfindungsgemäße Verfahren ist vorzugsweise anwendbar bei Anfall von Rauchgasen mit einem SO₂-Gehalt von mehr als 0,0025 kg/m³ i. N. und einem Wasserdampfgehalt von mehr als 0,05 kg Wasser/kg Gas und einem SO₂-Bedarf für die Sulfitation von 0,01...0,02 kg/dt Rüben sowie einem SO₂-Bedarf für die Ansäuerung von 0,02...0,03 kg/dt Rüben. Im Falle geringerer SO₂-Gehalte als 0,0025 kg/m³ i. N. ist das Verfahren noch anwendbar, jedoch steigt die einzusetzende Rauchgasmenge auf über 40% der Gesamtmenge, wodurch bei der apparativen Realisierung erheblich höhere Kosten entstehen. Der für die Realisierung des erfindungsgemäßen Verfahrens erforderliche apparative Aufwand kann in Anhängigkeit von den angestrebten zusätzlichen wärmewirtschaftlichen Effekten reduziert werden. So kann der zur Kühlung des Rauchgasteilstromes eingesetzte Gegenstromwärmeübertrager eingespart werden. Man nimmt dabei in Kauf, daß keine Wärme auf höherem Temperaturniveau zurückgewonnen wird, was zu hohen Eintrittstemperaturen des Rauchgasteilstromes in den Absorptions- und Kondensationsprozeß von 170...190°C führt und eine Erhöhung der Nutzwärme auf niedrigerem Temperaturniveau zur Folge hat. Diese Verfahrensführung ist vorteilhaft in den Fällen, in denen kein zusätzlicher technologischer Wärmebedarf auf höherem Temperaturniveau besteht und der Bedarf an Gebrauchswarmwasser hoch ist.

Weiter ist es möglich, das erfindungsgemäße Verfahren ohne den Gegenstromwärmeübertrager zur Kühlung des zur Absorption des SO₂ im Kreislauf geführten Kondensatstromes durchzuführen. Dabei stellt sich eine Absorptionstemperatur ein, die oberhalb der Tautemperatur des im Rauchgas enthaltenen Wasserdampfes liegt. Dadurch kommt es nicht zum Austauen, sondern zum Verdunsten von Wasserdampf. Die erforderliche Verdunstungswärme stammt dabei aus der bei der Abkühlung des Rauchgasteilstromes von der Austrittstemperatur aus dem Gegenstromwärmeübertrager auf die Absorptionstemperatur gewonnenen sensiblen Wärme.

Diese Verfahrensführung ist in den Fällen einzusetzen, in denen kein Wärmebedarf auf niedrigem Temperaturniveau besteht. Da die Absorption des SO₂ und die Verdunstung des Wassers in entgegengesetzter Richtung ablaufen, ist der Direktkontakt vorteilhaft unter intensiver Durchmischung von Gas und Flüssigkeit zu vollziehen.

Es ist möglich, das auf die beschriebene Weise gewonnene SO₂-Wasserdampf-Gemisch außer zur Sulfitation von Dünnsaft auch zur SO₂-Behandlung von anderen Medien, wie z. B. Dicksaft oder Lösegut zu nutzen. Weiterhin ist es möglich, daß das aus dem Desorptions-/Verdunstungsprozeß abgezogene stark saure Kondensat außer zur Ansäuerung von ammoniakhaltigem Kondensat auch zur Ansäuerung anderer Medien, z. B. von Preßwasser, eingesetzt wird.

Ausführungsbeispiel

Eine vorteilhafte Ausgestaltung des erfindungsgemäßen Verfahrens soll anhand der Figur erläutert werden:

In einer Zuckerfabrik mit einer Verarbeitungsleistung von 1300t Rüben/d erfolgt die Beheizung der Dampferzeugungsanlage mit einer schwefelhaltigen Rohbraunkohle aus einem westfälischen Fördergebiet. Für die Erzeugung von 24,9t Dampf/h werden 8,4t/h dieser Rohbraunkohle verheizt. Die feuchte Rauchgasmenge von 47860m³ i. N./h bzw. 61,74t/h verläßt die Dampferzeugungsanlage mit einem SO₂-Gehalt von 0,0038 kg SO₂/m³ i. N. entsprechend 181,9kg SO₂/h, einem Wassergehalt von 0,15kg H₂O/kg trockenes Gas mit einer Wasserdampf-Tautemperatur von 59°C und mit einer Temperatur von 180°C durch den Rauchgaskanal. Das Rauchgas gelangt im Rauchgaskanal 1 zu einem Desorber 2 für SO₂ und kühlt sich um etwa 5K ab, während es die Heizrohre passiert. Anschließend wird durch die Rauchgasverteilungsklappe 3 eine Aufteilung des Gasstromes derart bewirkt, daß etwa 20% der Rauchgase in die Leitung 4 eintreten, während der Rest im Rauchgaskanal 1 zum Schornstein 5 gelangt. Der abgezweigte Rauchgasteilstrom (12,3t/h, darin 36,4kg SO₂/h und 1600kg H₂O/h) gelangt in den Gegenstromwärmeübertrager 6. Hier kühlt er sich im Gegenstrom zu einem Wärmeträger (8,4t/h enthärtetes Wasser) von 175°C auf 80°C ab. Gleichzeitig erwärmt sich der Wärmeträger von 70°C auf 110°C und gibt anschließend seine Nutzwärme von etwa 400kW in einem Gegenstromwärmeübertrager 7 an einen im technologischen Prozeß der Zuckergewinnung zu erwärmenden Stoffstrom ab. Der abgekühlte Rauchgasteilstrom wird vom Wasserstrahlventilator 8 mit 92,2m³/h im Kreislauf geführten Kondensat, das mittels Pumpe 9 gefördert und im Wärmeübertrager 10 auf etwa 45°C abgekühlt wird, angesaugt. Das Flüssigkeits-Gas-Gemisch gelangt in den Behälter 11, in dem sich die Phasen wieder trennen. Während des intensiven Kontaktes zwischen Rauchgas und Kondensat erfolgt bei einem Abscheidungsgrad für SO₂ von 60% eine Absorption von 21,7kg SO₂/h und eine Kondensation von

672 kg H₂O/h aus dem Rauchgas in das Kondensat. Ein Teilstrom von 1625 kg/h des im Behälter 11 befindlichen Kondensates mit einem SO₂-Gehalt von 13,33 kg SO₂/m³ H₂O wird abgezogen und gelangt in den Desorber 2. Die Regenerierung des zur Absorption benötigten, im Kreislauf geführten Kondensates erfolgt durch Zugabe von 950 kg/h ammoniakhaltigem Kondensat mit einer Temperatur von 60°C aus dem Vorratsbehälter 12 zu 91,25 t/h aus dem Behälter 11 abgezogenem Kondensat. Die zugegebene Menge wird mit dem Regelventil 13 eingestellt, so daß am Desorber 2 die gewünschte Aufteilung des im Kondensatteilstrom enthaltenen SO₂ auf die Flüssigkeits- und die Gasphase eintritt. Die Gesamtmenge des so gebildeten Kondensatstromes von 92,2 t/h wird von der Umwälzpumpe 9 über den Gegenstromwärmeübertrager 10 zum Strahlventilator 8 gefördert. Das aus dem Behälter 11 zum Schornstein 5 abgeleitete teilweise entfeuchtete und von SO₂ befreite Rauchgas mit einer Temperatur von 50°C und einem Wassergehalt von 0,087 kg H₂O/kg Gas wird mit dem durch den Rauchgaskanal 1 in den Schornstein 5 geförderten Rauchgas vermischt, wobei sich eine Mischtemperatur von 153°C einstellt und ein ausreichender Auftrieb des Gases gewährleistet ist. Im Gegenstromwärmeübertrager 10 erwärmen sich 14,1 t/h Trinkwasser von 10°C auf 45°C unter Abkühlung des im Kreislauf geführten Kondensates von 50°C auf 45°C, das entspricht einer Wärmeleistung von 580 kW, zur Verwendung als Gebrauchswarmwasser. Der in den Desorber 2 gelangte Kondensatteilstrom wird durch das Rauchgas vom Dampferzeuger auf 93°C erwärmt, wodurch die SO₂-Löslichkeit auf 8,38 kg SO₂/m³ H₂O sinkt und dementsprechend etwa 8 kg SO₂/h desorbiert werden. Gleichzeitig verdunstet eine Wassermenge von etwa 9 kg H₂O/h. Das Gemisch aus SO₂ und Wasserdampf wird von einem mit Dünnsaft betriebenen Strahlventilator 14 über die Leitung 15 aus dem Desorber 2 angesaugt und bewirkt die Sulfitation des Dünnsaftes. Der Dünnsaft wird im Kreislauf über die Umwälzpumpe 16 vom Behälter 17 zum Strahlventilator 14 gefördert, ein Teil davon wird als sulfittierter Dünnsaft zur Verdampfstation abgezogen. Der aus dem Desorber 2 abgezogene mit SO₂ gesättigte Kondensatstrom von 1630 kg/h wird dem Behälter für Extraktionswasser 18 zugeführt und mit etwa 25 t/h ammoniakhaltigem Kondensat aus Behälter 12 vermischt, wodurch dessen Ansäuerung realisiert wird, verbunden mit einer Abnahme des pH-Wertes von 9 auf etwa 5,5. Die Ausregelung auf einen gewünschten pH-Wert von 5,8...6 erfolgt unter Zugabe von Calciumhydroxidlösung aus Behälter 19 über das Regelventil 20.

