

ОЧИСТВАНЕ НА ГАЗОВИ СМЕСИ ОТ СЕРЕН ДИОКСИД С ПОМОЩА НА АЛКАЛНИ РАЗТВОРИ

Десислава Колева, Христо Карагъзов⁺, Богдан Богданов

FLUE GAS DESULFURIZATION PROCESS WITH ALKALINE SOLUTIONS

Desislava Koleva, Christo Karagiozov, Bogdan Bogdanov

ABSTRACT: *In the present work, wet process of desulphurization of sulfur dioxide from gas mixtures with alkaline solutions was experimentally studied. The interaction between gas mixtures air/SO₂ and N₂/SO₂ with various contents of sulfur dioxide and alkaline solutions was experimentally studied. The absorbents were used waste suspensions from the manufacture of sodium carbonate, filtrate of the suspension, as well as model solutions of different mass concentrations of solid phase. The experimental results obtained provide possibilities to calculate the mass transfer coefficients of the gas and liquid phase. The experimental results to admit the investigation and influence of the solid phase in the suspension over absorption capacity in flue gas desulphurization process.*

Key words: *absorption, sulfur dioxide, alkaline suspensions, mass transfer coefficients, flue gas desulfurization, waste products the manufacture of sodium carbonate.*

Въведение

В последните години увеличеното съдържание на серен диоксид в атмосферата предизвиква търсене на нови инженерни решения и икономически целесъобразни методи за неговото намаляване. Проблемът с почистването на отпадни промишлени газове от серен диоксид фокусира интереса на изследователите, като неговата актуалност се засилва с времето, доколкото той се превръща от технико-икономически в екологичен. Научните и технологични постижения за улавянето на SO₂ от димни газове са несъмнени както и многообразието на използваните методи [1].

“Десулфуризацията” е процес на почистване на промишлени димни газове от серен диоксид. Той се реализира чрез методи като: абсорбция, хемисорбция, адсорбция и каталитично окисление с участието на различни реагенти [1]. Процесите, използвани за отстраняване на серен диоксид от димни газове (т. нар. Flue gas desulfurization (FGD) се разделят на следните основни типове: „сухи” (в тава число „полусухи”) и „мокри” процеси. Най-използвани и намерили промишлена реализация са т.нар. “мокри” методи (основно вар-варовиков) за десулфуризация на димни газове. Като най-ефективни абсорбенти се проявяват карбонатите, хидрооксидите, оксидите на натрия и калция, водните алкални суспензии и суспензиите от вар и варовик [2 - 12].

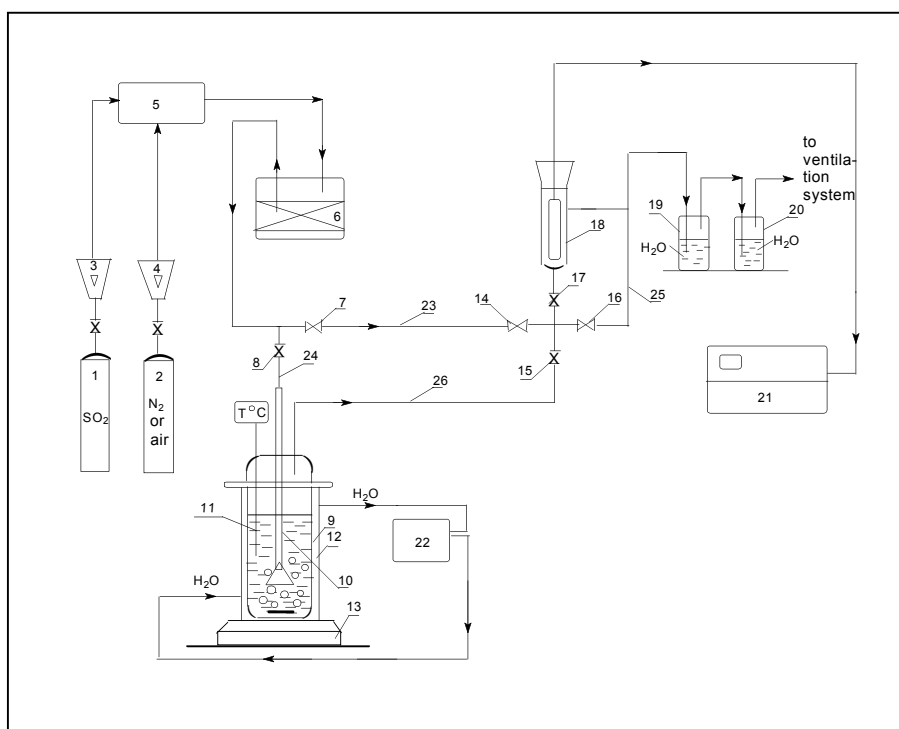
Основателен интерес представлява използването и приложението на отпадна дестилаторна течност (отпадна алкална суспензия), получена от производство на калцинирана сода по амонячен метод, при почистването на димни газове от серен диоксид. В литературата няма данни за използването на този отпаден продукт, като абсорбент при десулфуризация на димни газове. Характерното за суспензията е, че тя съдържа определено количество калциеви и натриеви йони, съизмеримо с това на използваните алкални реагенти.

Цел на настоящата работа е да се изследва процесът на почистване на газове смеси от SO₂, с помощта на отпадна суспензия от содово производство, филтрат от същата и моделни разтвори с различна масова концентрация на твърдата фаза в тях. За настоящото изследване бе използван “мокър” процес на десулфуризация на димни газове. Проведено е кинетично изследване на процеса с газове смеси с различно съдържание на серния диоксид в тях. Задача на

изследването бе да се установи влиянието на твърдата фаза в суспензията върху абсорбционния и капацитет в процеса десулфуризация. От получените експериментални данни за суспензията, филтратата и моделните разтвори е направен опит да се изчислят коефициентите на масопренасяне в газовата и течна фази и да се оцени влиянието им върху процеса.

Експеримент

Избрани са работни газови смеси въздух/ SO₂ и N₂/ SO₂ с концентрации на SO₂ в интервала 0.7 ÷ 17.41.10⁻² mol/Nm³ (450 ÷ 11 140 mg/Nm³). Тези концентрации съответствуват на най-често срещаните в повечето промишлени газове. Експериментите са проведени с отпадна алкална суспензия от содовото производство, състояща се от течна и твърда фаза. Твърдата фаза съдържа CaO, Ca(OH)₂ и CaCO₃ с размер на частиците от 50 до 350 μm и с масова концентрация на същата в суспензията от 16 до 19 kg/m³. Съставът на суспензията, определен по класическите методи за аналитичен контрол е: Ca(OH)₂ - 73 kg/m³; CaO - 3,4 kg/m³; SO₄²⁻ - 2,1 kg/m³; неразтворени вещества - 17 kg/m³ и твърда съставна част – 15.6 kg/m³. Използваните моделни разтвори са с различна масова концентрация на твърдата фаза от 5 до 50 kg/m³. Те представляват водни разтвори с твърда фаза, получена от изсушена до постоянна маса утайка от суспензията (получена след филтруването на същата). Опитите са проведени на лабораторна инсталация схема на която е показана на Фиг. 1.



Фиг. 1. Схема на опитната инсталация за десулфуризация на газови смеси.

Легенда към Фиг. 1. 1 – бутилка със серен диоксид; 2 – бутилка с азот (или въздух); 3, 4 – ротаметри; 5, 6 – смесители; 9 – реактор; 10 – барботьор; 11 – термометър; 12 – водна риза; 13 – магнитна бъркалка; 7, 8, 14, 15, 16, 17 – кранове; 18 – измерителна камера; 19, 20 – съдове; 21 – газоанализатор тип MSI Compact Dräger; 22 – термостат; 23, 24, 25, 26 – свързващи линии

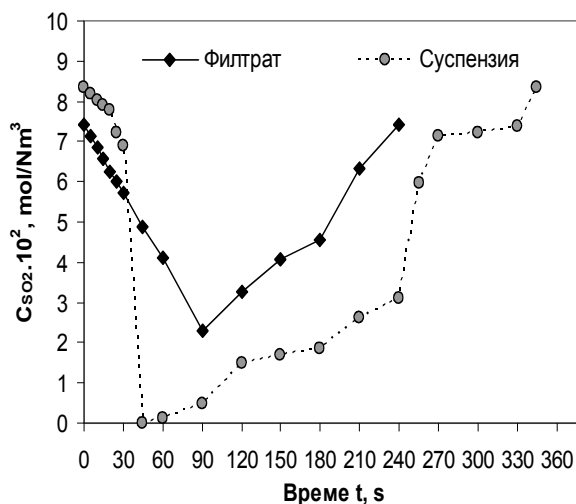
Газовата смес постъпва непрекъснато в реактор (абсорбер) - барботиращ апарат. Същият работи по течна фаза периодично с обем 0,1.10⁻³ m³ суспензия (филтрат или моделен разтвор). Температурата на реагиращата газ-твърдо-течностна смес се измерва с термометър и се поддържа постоянна чрез термостат и охлаждане в кожуха на реактора. Същата се разбърква с магнитна бъркалка (1000 об/мин). Концентрацията на серния диоксид в газовата смес се измерва преди и по-време на експеримента в специална за целта стъклена камера, в която е монтиран датчика на газоанализатора. Остатъчните количества от SO₂ допълнително се улавят в съдове и постъпват във вентилационната система. Концентрацията на газовата смес преди и по време на експеримента се измерва с газоанализатор тип “MSI Compact Dräger”. Опитите

продължават до момента, когато концентрацията на SO_2 в газовия поток, напускащ реактора се изравни с тази на вход.

Резултати и обсъждане

При условията на проведените експерименти газовият реагент А (SO_2) постъпва в реактора непрекъснато в режим на барботажа. При обработката на експерименталните резултати по реагента А (газова фаза) се предполага, че той е в режим на идеално изместване. Течният реагент В (отпадна алкална суспензия, филтат и моделни разтвори) се въвежда в реактора преди началото на всеки опит т.е. периодично. При обработката на опитните данни по реагента В са използвани зависимостите, описващи работата на периодичен реактор с идеално смесване. Всеки един от разглежданите механизми на процеса десулфуризация посочени в литературата, серният диоксид взаимодейства с абсорбента след предварително разтваряне в него, при което се образува H_2SO_3 . Възприето е, че хидратацията на серния диоксид е бавна реакция, и тя в определен момент става скоростопределяща за процеса [13, 14]. Реакцията между разтвореният серен диоксид (HSO_3^- - йоните получени след дисоциацията на H_2SO_3) и разтвореното твърдо вещество в течната фаза, ако има такова протича с много висока скорост. В литературата се твърди, че процесът на десулфуризация се лимитира от скоростта на масопренасяне на серния диоксид от газовата фаза [15, 16].

Интерес представлява да се проследи изменението на концентрацията на серния диоксид в газовия поток след реактора от началото на барботирането му в алкалната суспензия и във филтратата от същата. Първоначално ще се опита да съпоставим концентрационните профили на SO_2 за двата абсорбента, които са показани на Фиг. 2 при начална концентрация на SO_2 в газовия поток за суспензията $8,33 \cdot 10^{-2} \text{ mol/Nm}^3$ и за филтратата $7,42 \cdot 10^{-2} \text{ mol/Nm}^3$. Трябва да се отбележи, че от серията опити направени със суспензията и филтратата са подбрани два от тях, които имат сходни работни условия на провеждането им и подлежат на разглеждане.

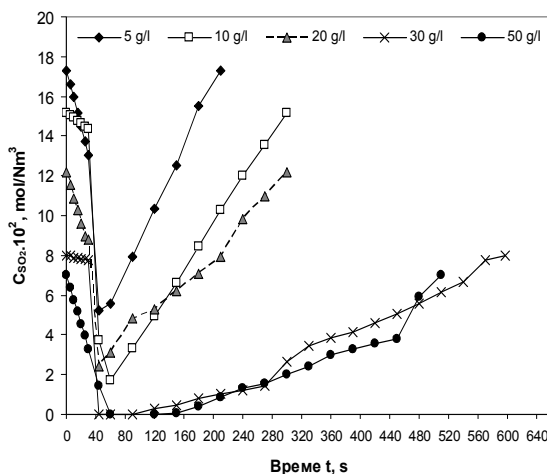


Фиг. 2. Зависимост на концентрацията на SO_2 в газовия поток след реактора от продължителността на експеримента при работа с филтрат и с отпадна алкална суспензия.

От Фиг. 2 се вижда, че концентрацията на реагента А при филтратата достига най-малка стойност при време от започване на опита 90 секунди. Същата се повишава от 90 до 120 секунда до достигане на началната концентрация на SO_2 в газа в 227 секунда. При отпадната суспензия концентрацията на SO_2 в газа след реактора намалява бавно в първите 20 секунди, като достига до нула в 45 секунда от началото на опита. При това скоростта на намаляване на концентрацията му в първите 20 секунди е много по-малка от тази на филтратата. От Фиг. 2 наблюдаваме наличието на определен период от време при работа с отпадната суспензия, необходим за привеждане на намиращата се в нея твърда фаза в състояние с по-висока реакционна способност. Това е свързано и с дифузионни фактори, влияещи на химичното взаимодействие между суспензията и газовият реагент SO_2 . След нулиране на концентрацията

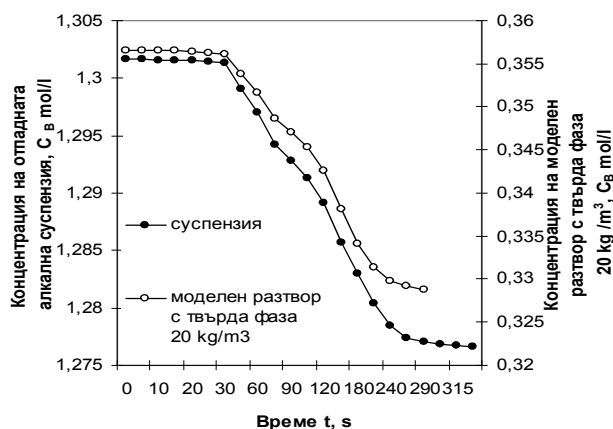
на SO_2 на изход от реактора нарастването и при отпадната суспензия (след 45 s) е по-малко интензивно спрямо подобния участък при работа с филтратата. Началната концентрация на серният диоксид в газа при суспензията се достига след 345 секунда, а при филтратата при 227 секунда от започването на опита. При филтратата това е обяснимо поради липсата на твърда фаза за разлика от суспензията.

За да се изследва и установи влиянието на твърдата фаза в отпадната суспензия са приготвени моделни разтвори с концентрация на същата от 5 до 60 kg/m^3 . Проведени са серия от експерименти с моделните разтвори и газова смес въздух/ SO_2 със съдържание на серен диоксид в интервала от 4.49 до 17.32.10⁻² mol/Nm³. Интерес представлява изменението на концентрацията на серния диоксид за времето от началото на експеримента при начална концентрация на твърда фаза в суспензията: 5, 10, 20, 30 и 50 kg/m^3 (Фиг. 3).



Фиг. 3. Изменение на текущата концентрация на SO_2 с течение на времето при моделни разтвори с различно съдържание на твърда фаза.

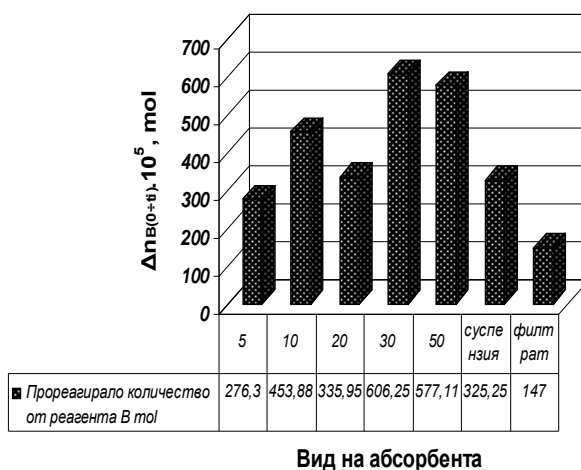
От Фиг. 3 прави впечатление, че при работни суспензии с 5, 10 и 20 kg/m^3 твърда фаза концентрацията на реагента А не достига до нула, за разлика от моделни разтвори с твърда фаза 30 и 50 kg/m^3 . Както при отпадната алкална суспензия и тук при всички моделни разтвори се наблюдава участък на бавно намаляване на концентрацията серния диоксид в 30 секунда от началото на опита. Следва участък на рязко намаляване на същата, като при някои моделни разтвори тя достига минимална стойност, а при други достига до нула. Само при работа с моделни разтвори с твърда фаза 30 и 50 kg/m^3 имаме участък на нулеви концентрации, който е характерен при работа с отпадна алкална суспензия и същата газова смес. При взаимодействието между серния диоксид и суспензията, както и с моделните разтвори не се осъществява пряко взаимодействие на газа с твърдата частица, тъй като се получава разтвор на газа при контакта му със суспензията т.е. наблюдава се сложен процес на взаимодействие в системата газ-течност-твърдо тяло. Следователно бавното намаляване на концентрацията на серният диоксид в първите 30 секунди от опита и достигането и до нула, може да се обясни с протичането на дифузионни процеси в газовата фаза и процеси на дисоциация и хидратация в течната фаза (процес на хидратация на разтвореният SO_2 с образуване на H_2SO_3 и дисоциация на същата). Може да се предположи, че момента в който концентрацията на реагента А става нула в системата количеството на HSO_3^- йони е равно на това от SO_3^{2-} йони. В литературата се твърди се, че най-бавният етап се явява хидратацията на серния диоксид, който в някакъв момент започва да лимитира скоростта на процеса. Освен това при концентрация на серния диоксид по-малка от 3 ÷ 4 об.% в изходната газова смес скоростта на хидратация е достатъчна за образуването на такова количество недисоциирана серниста киселина в разтвора, което да съответствува на закона на Хенри. При повишаване на тази концентрация скоростта на хидратация става лимитираща за процеса. Системата не достига равновесие [17].



Фиг. 4. Зависимост на текущата концентрация на отпадната суспензия и моделен разтвор с масова концентрация на твърдата фаза 20 kg/m^3 от времето на протичане на експеримента.

Изменението на текущата концентрация на отпадната суспензия и моделен разтвор с масова концентрация на твърдата фаза 20 kg/m^3 от продължителността на опита е показано на Фиг. 4. Текущите концентрации на регента В (отпадна алкална суспензия, филтрат и моделни разтвори) са изчислени чрез измерените концентрации на серния диоксид и използване на стехиометричните уравнения на процеса.

От графиката се вижда, че формата на получените зависимости е еднаква при работа с отпадната суспензия и с моделен разтвор с масова концентрация 20 kg/m^3 (Фиг. 4). Наблюдава се слабо намаляване на концентрацията на регента В в интервала от 0 до 30 секунда, който съвпада с промяната на концентрацията на серния диоксид в газовата смес до нула. Такъв участък от концентрационната крива се наблюдава и при работа с филтрат и моделни разтвори с масова концентрация от 5 до 50 kg/m^3 . След 40 секунда концентрацията на регента В силно намалява с времето, последвана от интензивно химично превръщане. Вероятно в началото на опита протичат процеси на разтваряне на твърдата фаза в използваните абсорбенти.



Фиг. 5. Прореагирано количество от регента В в зависимост от съдържанието на твърда фаза.

В предходни наши изследвания е доказано, че абсорбционният капацитет на суспензията е висок, като твърдата фаза играе съществена роля [18, 19]. На Фиг. 5 е показано прореагираното количество от регента В за целият период от време на опита в зависимост от съдържанието на твърда фаза в използваните абсорбенти. Прореагираното количество (от регента В) е изчислено за цялото времетраене на експеримента от началото до разглежданият момент t_i . Установено е, че прореагираното количество от регента В нараства с повишаване масовата концентрация на твърдата фаза в моделните разтвори. Най-голямо прореагирано количество от регента В е достигнато при работа със моделни разтвори с начална концентрация на твърдата фаза 30 и 50 kg/m^3 т.е. при тях може да се каже, че регента В проявява най-голям

абсорбционен капацитет. Прореагиралото количество при работа с отпадната суспензия се доближава до това на моделен разтвор с концентрация на твърдата фаза 20 kg/m^3 . От казаното следва, че повишаването на количеството на твърдата фаза в суспензията повишава хемосорбционната и способност и благоприятствува процеса десулфуризация.

При масообмена в двуфазни системи (газ- течност или течност- течност) по принцип е възможно дифузионните процеси да протичат с крайни скорости в двете фази. Случаите, при които коефициентът на масопренасяне в едната фаза е по-малък от този в другата, са често срещани в практиката и се поддават на теоретично описание. При това фазата, в която коефициентът на масопренасяне е голям се разглежда, като източник или консуматор на пренасяното вещество с безкраен капацитет. В този смисъл се говори за процес, контролиран от една от фазите или, че съпротивлението на процеса е съсредоточено в едната от тях. Ето защо при разглеждането от нас взаимодействие на серен диоксид (от газова смеси въздух/SO₂ и N₂/SO₂) с филтрат, с алкална суспензия и с моделни разтвори е необходимо да се определят коефициентите на масопренасяне в газовата и течна фази. При това в случая в течната фаза се съдържа и твърда фаза. За целта е изготвена методика на изчисленията, и от литературата са подбрани критериални зависимости валидни за барботажни апарати с механично разбъркване на течната фаза. При изчисляване на коефициентите на масопренасяне за газовата фаза е използвано следното критериално уравнение: $Sh_{газ} = 0.12 \cdot \left(\frac{d_{мехура}}{d_{M_0}} \right)^{0.5} \cdot Re_{газ}^{0.7} Sc_{газ}^{0.5}$ [20]. А при

изчисляване на коефициентите на масопренасяне за течната фаза критериалното уравнение е: $Sh_{теч} = 0.33 \cdot Re_{теч}^{0.6} \cdot Sc_{теч}^{0.5}$ [21].

Критерият на Рейнолдс и Критерият на Шмидт за газовата фаза се изчисляват както следва:

$Re_{газ} = \frac{W_{газ} \cdot d_{мехура} \cdot \rho_{газ}}{\mu_{газ}}$, $Sc_{газ} = \frac{\mu_{газ}}{\rho_{газ} \cdot D_{газ}}$. Където: $W_{газ} = \frac{W}{\varphi}$ - истинска скорост на газа в апарата [21], m/s, W - приведена скорост на барботиращият газ в апарата (разходът на газа отнесен към свободното сечение на апарата), m/s; $\varphi = \frac{h}{H_{см}}$ - газосъдържание [21]; (h - височината на слоя течност, m; $H_{см}$ - височината на газотечностната смес, m), $d_{мехура} = 1.82 \cdot d_0 \cdot We^{1/3}$ - диаметър на мехура [21], m; d_0 - диаметър на отворието на барботьора ($2 \cdot 10^{-3}$ m), m; $We = \frac{\sigma}{g \cdot \rho_{теч} \cdot d_0^2}$ - критерий на Вебер [21]; σ - повърхностно напрежение ($72 \cdot 10^{-3}$ N/m); N/m, $\rho_{газ}$ - плътност на газа, kg/m³; $\mu_{газ}$ - динамичен вискозитет на газа, Pa.s; $D_{газ}$ - коефициент на дифузия в газа, m²/s; d_{M_0} - стандартен диаметър на мехура ($4 \cdot 10^{-3}$ m), m;

Частният и общия коефициент на масопренасяне в газова фаза се изчисляват, както следва: $\beta_G = \frac{Sh_{газ} \cdot D_{газ}}{d_{мехура}}$, m/s и $K_G = \frac{1}{\frac{1}{\beta_G} + \frac{m}{\beta_L}}$, m/s, където: m е константа на фазовото

равновесие.

За течната фаза Критерият на Рейнолдс и Критерият на Шмидт се изчисляват по уравненията: $Re_{теч} = \frac{n \cdot d_{мехура} \cdot d_{бъркалка}}{v_{теч}}$, $Sc_{теч} = \frac{\mu_{теч}}{\rho_{теч} \cdot D_{теч}}$, където n - обороти на бъркалката (1000 об/min), об/min; $d_{бъркалка}$ - диаметър на бъркалката ($25 \cdot 10^{-3}$ m), m; $v_{теч}$ - кинематически вискозитет на течността, m²/s, $\mu_{теч}$ - динамичен вискозитет на течността, Pa.s; $\rho_{теч}$ - плътност на течността, kg/m³; $D_{теч}$ - коефициент на дифузия в течността, m²/s. Частният и общия коефициент на масопренасяне в течната фаза са пресметнати съответно: $\beta_L = \frac{Sh_{теч} \cdot D_{теч}}{d_{мехура}}$, m/s и $K_L = \frac{1}{\frac{1}{m \cdot \beta_G} + \frac{1}{\beta_L}}$, m/s. Където: $a = \frac{6\varphi}{d_{мехура}}$ - повърхност на

контакт между газа и течността отнесена за единица работен обем от системата, изчислена за барботажен тип апарат [21, 22], m^2/m^3 .

Таблица 1. Частни и общи коефициенти на масопренасяне в газова и течна фази при работа с газови смеси въздух/SO₂ и N₂/SO₂ с филтрат, с алкална суспензия и с моделни разтвори.

Газова смесь въздух/ SO₂ с филтрат от отпадна алкална суспензия								
$v_r \cdot 10^4;$ m^3/s	$W_{газ},$ m/s	$\beta_G \cdot$ $10^3,$ m/s	$\beta_L \cdot$ $10^4,$ m/s	$K_G \cdot 10^6,$ m/s	$K_L \cdot 10^4,$ m/s	$a,$ m^2/m^3	$K_G \cdot a \cdot 10^3,$ s^{-1}	$K_L \cdot a,$ s^{-1}
2.42	0.27	7.94	2.61	8.34	2.61	733.48	6.11	0.19
2.48	0.29	8.26	2.61	8.34	2.61	705.27	5.88	0.18
2.48	0.29	8.29	2.61	8.34	2.61	705.27	5.88	0.18
2.48	0.29	8.28	2.61	8.31	2.61	705.27	5.88	0.18
Газова смесь N₂/ SO₂ с отпадна алкална суспензия								
1.50	0.13	5.46	2.65	9.12	2.64	916.85	8.36	0.24
1.56	0.14	5.59	2.65	9.03	2.64	916.85	8.28	0.24
1.95	0.19	6.99	2.65	9.77	2.64	833.50	8.14	0.22
2.42	0.27	8.88	2.65	9.28	2.64	733.48	6.81	0.19
2.45	0.27	8.97	2.65	9.13	2.64	733.48	6.70	0.19
2.73	0.31	9.94	2.65	9.13	2.64	705.27	6.44	0.19
Газова смесь въздух/ SO₂ с отпадна алкална суспензия								
1.50	0.13	4.83	2.65	8.11	2.64	916.85	7.43	0.24
1.53	0.14	4.88	2.65	8.34	2.64	916.85	7.65	0.24
2.03	0.20	6.36	2.65	8.34	2.64	833.50	6.95	0.22
2.12	0.23	7.02	2.65	8.37	2.64	764.04	6.39	0.20
2.45	0.27	7.93	2.65	8.04	2.64	733.48	5.90	0.19
2.47	0.27	7.99	2.65	8.04	2.64	733.48	5.90	0.19
2.48	0.29	8.21	2.65	8.51	2.64	705.27	5.99	0.19
2.64	0.30	8.59	2.65	8.51	2.64	705.27	5.99	0.19
Газова смесь въздух/ SO₂ с моделен разтвор с масова концентрация на твърдата фаза 5 kg/m³								
2.39	0.26	7.86	2.61	8.34	2.61	733.48	6.12	0.19
2.45	0.28	8.09	2.61	8.46	2.61	721.93	6.11	0.18
Газова смесь въздух/ SO₂ с моделен разтвор с масова концентрация на твърдата фаза 10 kg/m³								
2.45	0.27	7.96	2.62	7.62	2.61	735.14	5.60	0.19
2.45	0.27	7.97	2.62	7.89	2.61	735.14	5.80	0.19
Газова смесь въздух/ SO₂ с моделен разтвор с масова концентрация на твърдата фаза 20 kg/m³								
2.45	0.27	7.97	2.62	7.99	2.61	735.14	5.88	0.19
2.45	0.27	7.98	2.62	8.11	2.61	735.14	5.96	0.19
Газова смесь въздух/ SO₂ с моделен разтвор с масова концентрация на твърдата фаза 30 kg/m³								
2.28	0.24	7.35	2.63	7.70	2.62	770.98	5.93	0.20
2.39	0.26	7.74	2.63	7.91	2.62	752.17	5.95	0.20
Газова смесь въздух/ SO₂ с моделен разтвор с масова концентрация на твърдата фаза 50 kg/m³								
2.48	0.28	8.14	2.62	8.15	2.62	728.48	5.93	0.19
2.48	0.28	8.16	2.62	7.90	2.62	722.79	5.71	0.19
2.50	0.29	8.32	2.62	8.12	2.62	711.67	5.78	0.19

В Таблица 1 са поместени стойностите на частните (β_G , β_L) и общите (K_G , K_L) коефициенти на масопренасяне в газовата и течна фази при работа с газови смеси въздух/SO₂ и N₂/SO₂ с филтрат, с алкална суспензия и с моделни разтвори с различна масова концентрация на твърдата фаза в тях.

От данните поместени в Таблица 1 се вижда, че частния коефициент на масопренасяне в газовата фаза (β_G) има по-голяма стойност от този в течната фаза (β_L), като тази зависимост се наблюдава при работа и с трите абсорбента. Това дава основание да се твърди, че скоростта

на разтваряне на твърдите частици в суспензията и моделните разтвори ще оказва силно влияние върху скоростта на процеса в течната фаза. Този факт се потвърждава и от кинетичното изследване на процеса описано в предходни наши публикации [18, 19]. От друга страна общите (K_G) и обемни ($K_G \cdot a$) коефициенти на масопренасяне по газовата фаза при работа и с трите абсорбента имат по-малки стойности от тези в течната (K_L , $K_L \cdot a$), което дава основание за преположение, че скоростта на масопренасяне на SO_2 от газовата фаза ще оказва влияние върху общата скорост на процеса. Това потвърждава изводите направени и от други автори [11, 23]. Забелязва се, че общият и частният коефициенти на масопренасяне в течната фаза имат едни и същи стойности при работа и с трите абсорбента. Коеето означава, че съпротивлението на процеса абсорбция е съсредоточено в течната фаза и скоростта на абсорбция в течната фаза ще лимитира общият процес.

Заклучение

От проведеното експериментално изследване бе установено, че алкалната суспензия (отпадък от содово производство) може успешно да се използва в “мокър” процес на десулфурация на димни газове. Тя притежава висока абсорбционна способност, съизмерима с най-често използваните “вар-варовикови” суспензии. Този ефект тя проявява при работа с концентрации на серния диоксид в газовата смес в интервала от 0.45 до 11.14 g/Nm³, която е типична за димните газове. Приложението ѝ би намалило разходите за абсорбент и би довело до икономически изгоди, както и решаването на важен екологичен проблем с нейното безопасно съхраняване. Повишаването на количеството на твърдата фаза в суспензията в интервала от 30 до 50 kg/m³ повишава абсорбционната ѝ способност и благоприятства процеса десулфурация.

Най-голямо прореагирало количество от реагента В е достигнато при работа с моделни разтвори с масова концентрация на твърда фаза 30 и 50 kg/m³. Построените концентрационни криви за двата реагента А и В, показват че процесът на десулфуризация в изследваната от нас система е сложен. Той може да се обясни с протичането на дифузионни процеси в газовата фаза, процеси на дисоциация и хидратация в течната фаза, както и процеси на разтваряне на твърдата фаза в използваните абсорбенти.

При работа и с трите абсорбента частният коефициент на масопренасяне в газовата фаза има по-голяма стойност от този в течната. Това дава основание да се твърди, че скоростта на разтваряне на твърдите частици в суспензията и моделните разтвори ще оказва силно влияние върху скоростта на процеса в течната фаза. От друга страна общите и обемни коефициенти на масопренасяне по газова фаза имат по-малки стойности от тези в течната, от което може да се преположи, че скоростта на масопренасяне на SO_2 от газовата фаза ще оказва влияние върху общата скорост на процеса. Общият и частния коефициенти на масопренасяне в течната фаза имат едни и същи стойности при работа и с трите абсорбента. Коеето означава, че съпротивлението на процеса абсорбция е съсредоточено в течната фаза и скоростта на абсорбция в течната фаза ще лимитира общият процес.

Благодарности

Изследването е осъществено по проект BG051PO001-3.3.04/30/ 28.08.2009 с Бенифициент Институт по Инженерна химия при БАН - София и Партньор „Университет Проф. д-р Асен Златаров” – Бургас с финансовата подкрепа на ОП „Развитие на човешките ресурси” 2007-2013, съфинансирана от ЕСФ на Европейския съюз“.

Литература

1. Karatepe N., “A comparison of flue gas desulfurization processes”, *Energy Sources*, **22**, (3), pp.197 (2000).
2. Hill F. F., J. Zank, “Flue gas desulphurization by spray dry absorption”, *Chemical Engineering and Processing*, **39**, pp. 45 – 52, (2000).
3. Kaiser S., K. Weigl, K. Spiess – Knafl, C. Aichernig, A. Friedl, “Modeling a dry-scrubbing flue gas cleaning process”, *Chemical Engineering and Processing*, **39**, pp. 425 – 432, (2000).

4. Shimizu T., M. Peglow, Sh. Sakuno, N. Misawa, N. Suzuki, H. Ueda, H. Sasatsu, H. Gotou, "Effect of attrition on SO₂ capture by limestone under pressurized fluidized bed combustion conditions - comparison between a mathematical model of SO₂ capture by single limestone particle under attrition condition and SO₂ capture in a large-scale PFBC", *Chemical Engineering Science*, **56**, pp. 6719 – 6728, (2001).
5. Shimizu T., M. Peglow, K. Yamagiwa, M. Tanaka, Sh. Sakuno, N. Misawa, N. Suzuki, H. Ueda, H. Sasatsu, H. Gotou, "A simplified model of SO₂ capture by limestone in 71 MWe pressurized fluidized bed combustor", *Chemical Engineering Science*, **57**, pp. 4117 – 4128, (2002).
6. Skala F., M. D'Ascenzo, A. Lancia, "Modeling flue gas desulfurization by spray dry absorption", *Separation and Purification Technology*, **34**, pp. 143 – 153, (2004).
7. Dagaonkar M. V., A. A. C. M. Beenackers, V. G. Pangarkar, "Absorption of sulfur dioxide into aqueous reactive slurries of calcium and magnesium hydroxide in a stirred cell", *Chemical Engineering Science*, **56**, pp. 1095 -1101, (2001).
8. Sada E., H. Kumazawa, H. Lee, "Chemical absorption into concentrated slurry, Absorptions of carbon dioxide and sulfur dioxide into aqueous concentrated slurries of calcium hydroxide", *Chemical Engineering Science*, **39**, (1), pp. 117 – 120, (1984).
9. Kovacs W., T. Fülöp, "Desulfurization of flue gases", *Hungarian Journal Industrial Chemistry*, **26**, pp. 241 – 243, (1998).
10. Bravo R. V., R. F. Camacho, V. M. Moya, L. A. I. Garcia, "Desulphurization of SO₂-N₂ mixtures by limestone slurries", *Chemical Engineering Science*, **57**, (11), pp. 2047 – 2058, (2002).
11. Berman Y., A. Tanklevsky, Y. Oren, A. Tamir, "Modeling and experimental studies of SO₂ absorption in coaxial cylinders with impinging streams: Part I", *Chemical Engineering Science*, **55**, pp. 1009-1021, (2000).
12. Berman Y., A. tanklevsky, Y. Oren, A. Tamir, "Modeling and experimental studies of SO₂ absorption in coaxial cylinders with impinging streams:Part II", *Chemical Engeneering Science*, **55**, pp. 1023 – 1028, (2000).
13. Вилесов Н. Г., Очистка выбросных газов, Техника, Киев, стр. 56 – 67, (1971).
14. Ruhland F., R. Kind, S. Weiss, "The kinetics of the absorption of sulfur dioxide in calcium hydroxide suspensions", *Chemical Engineering Science*, **46**, (4), pp. 939 -947, (1991)
15. Uchida S., K. Koide, M. Shindo, "Gas absorption with fast reaction into a slurry containing fine particles", *Chemical Engineering Science*, **30**, p.644, (1975).
16. Sada E., H. Kumazawa, M. A. Buut, T. Sumi, "Removal of dilute sulfur dioxide by aqueous slurries of magnesium hydroxide particles", *Chemical Engineering Science*, **32**, pp. 972 – 974, (1977).
17. Sada E., H. Kumazawa, H. Nishimura, "Absorption of sulfur dioxide into aqueous double slurries containing limestone and magnesium hydroxide", *AIChE Journal*, **29**, (1), pp. 60 – 65, (1983).
18. Karagiozov Chr., D. Koleva, "Experimental investigation and analysis the absorption efficiency of alkaline solutions used for flue gas desulfurization", Scientific conference with international participation "Stara Zagora 2003" Bulgaria, *Technical Science, Sea Science and Ecology*, **2**, pp. 200-205, (2003).
19. Karagiozov Chr., D. Koleva, "The interaction of the sulphurous acide with alkaline solution-the investigation of the kinetics", *Annual Assen Zlatarov University, Bulgaria Burgas*, **33**, (1), pp.105-109, (2004).
20. Рамм В. М., Абсорбция газов, Москва, стр. 111, (1976).
21. Sokolov V. N., I. V. Domanskii, Gas-liquid Reactors, Leningrad, Russia, pp.126, (1976).
22. Levenspiel O., The Chemical Reactor Omnibook, Corvallis, pp. 30, (1979).
23. Sada E., H. Kumazawa, C. H. Lee, "Chemical absorption into concentrated slurry, Absorptions of carbon dioxide and sulfur dioxide into aqueous concentrated slurries of calcium hydroxide", *Chemical Engineering Science*, **39**, (1), pp. 117-120, (1984).

д-р Десислава Колева, Христо Карагъзов, доц. д-р Богдан Богданов
 Университет „Проф. д-р Асен Златаров” – Бургас
 8010 Бургас, Бул. „Проф. Якимов 1”
 E –mail: desikol2002@yahoo.com, bogdanov_b@abv.bg