

$$\Psi_k = \frac{393}{\text{Re}^{0,2}} Z^{0,8}, \quad (11)$$

де

$$Z = v_z \sqrt{\frac{\rho_z}{\sigma \cdot d_k}}$$

Розв'язуючи рівняння (9) відносно $\frac{du_k}{d\tau}$ з урахуванням рівнянь (10) і (11),

одержимо

$$\frac{du_k}{d\tau} = 294,7 \frac{v_z}{\rho_k} \frac{\rho_z^{1,4}}{d_k^{0,6} \sigma^{0,4}} (u_z - u_k)^{1,8} - g. \quad (12)$$

Одержаний вираз є неоднорідним диференціальним рівнянням першого порядку відносно u_k і може бути розв'язане числовим методом.

SUMMARY

The method of both drop diameter and fly speed determination which is necessary for estimation of SARMFP mass output coefficients at the designing stage has been discussed.

СПИСОК ЛІТЕРАТУРИ

1. Пляцук Л.Д., Гелих О.А. Расчет массоотдачи в газовой фазе при обтекании элемента насадки с пленкой жидкости//Тези доповідей ІХ Міжнародної конференції "Удосконалення процесів та апаратів хімічних, харчових та нафтохімічних виробництв", 10-13 вересня 1996 р. - Одеса.:ОДАХТ, 1996. - С.47.
2. Колмогоров Л.Н. О дроблении капель в турбулентном потоке//ДАН СССР. - 1949. - Т.66. - № 5.-С.825-828.
3. Балабеков О.С. Гидродинамика, массообмен и пылеулавливание при противоточных и прямоточных двухфазных капельных и пленочных течениях в слое подвижной насадки: Дисс...д-ра техн.наук: 05.17.08. - М., 1985. - Т.1. - 430 с.
4. Путилов К.А. Курс физики. - М.:ГУПИ МП РСФСР.-1952. - Т.1. - С.335.

Надійшла до редколегії 3 листопада 1999 р.

УДК 66.01.011

ВПЛИВ ГІДРОДИНАМІЧНИХ ПАРАМЕТРІВ ВИХРОВОГО ГАЗОВОГО ПОТОКУ НА РОБОТУ ВИХРОВОГО РОЗПИЛЮВАЛЬНОГО ПРОТИТЕЧІЙНОГО МАСООБМІННОГО АПАРАТА

В.І.Склябінський, доц.

Однією з умов стабільної роботи вихрового ропилювального протитечійного масообмінного апарата (ВРПМА) є створення плоского протитечійного газу руху крапель рідини [1]. При цьому відбувається інтенсифікація внутрішніх циркуляційних струмів у краплях [2], що впливає на підвищення ефективності роботи вихрового апарата. Для виявлення характерних рис руху рідкої фази в масообмінній камері вихрового протитечійного апарата необхідно проаналізувати процес руху від моменту введення рідини в центральній області до сепарації її на циліндричних стінках вихрової камери.

У розглянутій конструкції вихрового апарата газ уводиться через ряд тангенціальних щілин на периферії вихрової масообмінної камери, а рідина

тонкими цівками подається в центральну область. Звичайно рідина вводиться в радіальному напрямку, що характерно для розпилювачів без обертових деталей. У початковий момент витікання цівки з розпилювача напрямком руху рідини може відрізнятись від чисто радіального і рідина може мати, крім радіальної, й окружну складову повної швидкості, що може мати місце при розпилюванні рідини механічними розпилювачами. Це що значною мірою позначається в цілому на регулярному протитечійному русі. У процесі розпилювання немаловажливим є місце або циліндричний перетин у вихровій масообмінній камері, де рідина поступає в газовий потік. Якщо цівки рідини будуть подаватися в область із малими швидкостями газу, то під дією газового потоку їх траєкторії будуть вигинатися, рідина буде набувати обертального руху. Унаслідок цього після досягнення перетину з великими окружними швидкостями газу рідина і газ будуть мати менші відносні швидкості, буде відбуватися розпилювання рідини на краплі великого розміру, зменшиться міжфазна поверхня, знизиться інтенсивність масообмінних процесів у вихровому протитечійному апараті. Одночасно з розпиленням цівок рідини відбувається процес залучення крапель рідини в обертальний рух.

Якщо використовувати викладений у роботах [3, 4] метод визначення характеристик газокрапельного потоку, то можна визначити вплив гідродинамічних параметрів газового потоку на рух двофазного потоку в масообмінній камері й у цілому виявити вплив цих параметрів на роботу вихрового розпилювального протитечійного масообмінного апарата, що є актуальним завданням.

Визначення окружної швидкості газового потоку у випадку наявності в масообмінній камері рідкої фази можливе, якщо відомі розміри окружних швидкостей газу до взаємодії з рідиною й окружні швидкості рідкої фази [4]:

$$V_{\varphi}^* = V_{\varphi} - W_{\varphi} \rho Q / (\rho_{\Gamma} Q_{\Gamma}), \quad (1)$$

де ρ і Q - щільність і витрата рідини; V_{φ} - окружна швидкість газу до введення в нього рідини; ρ_{Γ} , Q_{Γ} - щільність і витрата газу; W_{φ} - окружна швидкість крапель рідини.

Знаючи закон зміни окружних швидкостей у газовому потоці "сухого" апарата [3], запишемо

$$V_{\varphi} = \left[(V_{\varphi_1} R_1 - V_{\varphi_2} R_2)^{\text{Re}+1} + (V_{\varphi_2} R_2 R_1^{\text{Re}+2} - V_{\varphi_1} R_1 R_2^{\text{Re}+2})^{-1} \right] / (R_1^{\text{Re}+2} - R_2^{\text{Re}+2}), \quad (2)$$

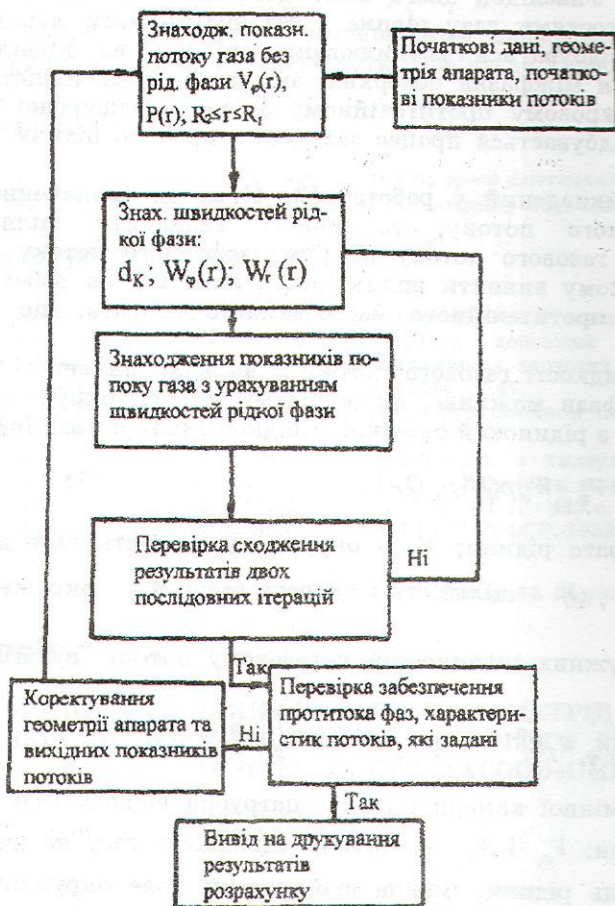
де R_1 і R_2 - радіус масообмінної камери і радіус патрубку відводу газу з вихрової масообмінної камери; V_{φ_1} і V_{φ_2} - окружна швидкість газу на цих радіусах і швидкість крапель рідини; можна скорегувати поле окружних швидкостей газу відповідно до навантаження у рідкій фазі.

Розрахунок швидкості руху крапель рідини можна з достатнім ступенем точності прийняти як для одиночної краплі, тому що ВРІМА працюють із співвідношенням навантажень у газовій і рідкій фазах меншим за одиницю. У цьому випадку під час руху крапель один за одним на $L > 10d_K$ і поруч на відстані $L > 3d_K$ гідродинамічним впливом крапель між собою можна зневажити [5]. Приймаючи, що для усіх крапель рідини в робочій камері деякий діаметр є характерним, одержуємо систему рівнянь:

$$\begin{cases} \frac{dW_r}{dt} = \frac{W_\phi^2}{r} + \frac{3\psi\mu_\Gamma}{4\rho d_K}(V_r - W_r), \\ \frac{dW_\phi}{dt} = -\frac{W_r W_\phi}{r} + \frac{3\psi\mu_\Gamma}{4\rho d_K}(V_\phi - W_\phi). \end{cases} \quad (3)$$

Звідси можна визначити окружну і радіальну швидкість крапель рідини. Розв'язати систему (3) можна чисельним методом, наприклад, методом Рунге-Кутта [6].

Алгоритм розрахунку поданий на рис.1. Схема розрахунку наступна. За



відомими геометричними розмірами вихрової камери (радіус, висота вихрової камери, радіус отвору для відводу газу, розміри вхідних тангенціальних щілин) обчислюємо значення окружної швидкості V_ϕ уздовж радіуса камери (2). Припускаючи, що розпилення рідини відбувається на радіусі, що дорівнює радіусу патрубка відводу газу з вихрової масообмінної камери R_2 , в області максимальних окружних швидкостей газу, визначаємо діаметр одержуваних крапель:

$$d_K = We\sigma / (\rho V_\phi^2), \quad (4)$$

де $We = (12...14)$ - значення критерію Вебера, при якому відбувається розпад цівки рідини на краплі.

Розв'язуючи систему рівнянь (3), знаходимо значення окружних і радіальних швидкостей

Рисунок 1 - Алгоритм розрахунку гідродинамічних параметрів газокрапельного потоку

крапель уздовж радіуса масообмінної камери. Це дає можливість визначити час перебування рідини в масообмінній камері. Зниження окружних швидкостей газу на радіусі R_2 (2) приводить до збільшення розміру крапель (4) і до деякої перебудови полів швидкостей рідини і газу, що визначається за рівняннями (3) і (1) відповідно. Процес продовжується до моменту стабілізації картини плинину газокрапельного потоку в робочій камері апарата.

На рис.2 показані характерні криві, що відбивають зміни окружної швидкості газу за радіусом вихрової камери залежно від навантажень за фазами.

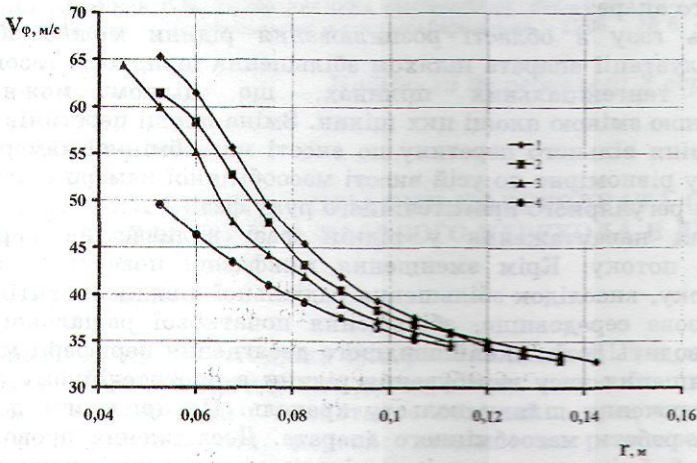


Рисунок 2 - Зміна окружної швидкості газового потоку залежно від співвідношення навантажень за фазами L/G: 1 - 0.2; 2 - 0.5; 3 - 1.0; 4 - 1.5

Збільшення навантаження у рідкій фазі призводить до зменшення розміру окружної швидкості газового потоку в зоні розпилювання рідини (рис. 2). Це тягне за собою збільшення розміру крапель рідини, що розпилюється, що проілюстровано на рис. 3. Цей процес є негативним, тому що призводить до зменшення міжфазної поверхні і погіршення роботи вихрової апарата.

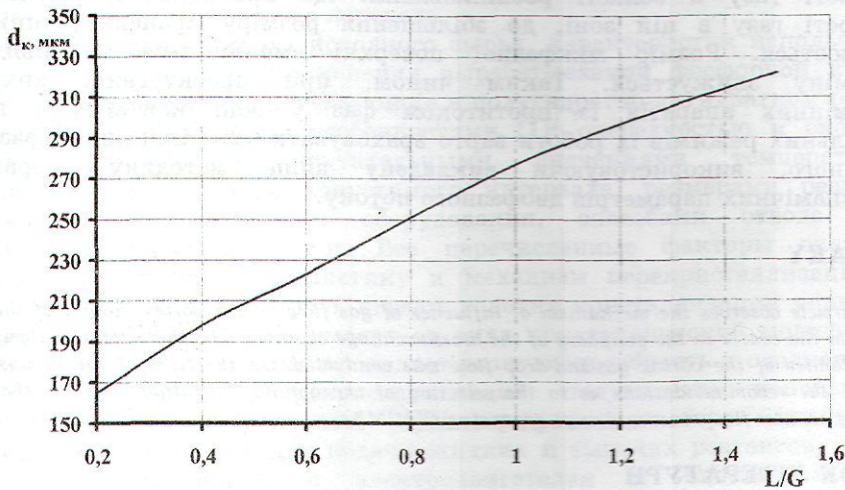


Рисунок 3 - Зміна розміру крапель рідини, що розпилюється, залежно від навантажень по фазах

У процесі експлуатації устаткування можуть виникнути коливання навантажень за фазами. Якщо врахувати, що міжфазна поверхня, яка дорівнює за розміром поверхні крапель рідини, що розпилюється, знаходиться в

квадратичній залежності від діаметра крапель рідини, то збільшення навантаження у рідкій фазі приводить до значного зниження швидкості масообмінних процесів у робочій камері вихрового протитечійного масообмінного апарата.

Швидкість газу в області розпилювання рідини можна збільшити в процесі експлуатації апарата шляхом збільшення швидкості газового потоку у вхідних тангенціальних щілинах, що цілком можна досягти конструктивною зміною площі цих щілин. Зміна площі перетину не повинна торкатися зміни вільного перетину по висоті масообмінної камери, тому що введення газу рівномірно по усій висоті масообмінної камери є однією з умов забезпечення регулярного протитечійного руху фаз.

Збільшення навантаження у рідкій фазі впливає на картину руху краплинного потоку. Крім зменшення міжфазної поверхні і швидкостей газового потоку, внаслідок збільшення радіальної швидкості витікання цівок рідини в газове середовище, збільшення початкової радіальної швидкості крапель приводить до їх якнайшвидшого досягнення периферії масообмінної камери, зменшення часу перебування рідини в протитечійному русі уздовж радіуса і скорочення шляху польоту крапель. Це приводить до зниження ефективності роботи масообмінного апарата. Дослідження проводилися для вихрових масообмінних камер із радіусом масообмінної камери 0,15 м і радіусом патрубку для відводу газу з вихрової камери, якій дорівнює 0,05 м, з умовою, що розпилювання рідини відбувається біля вхідного краю патрубка відводу газу з масообмінної камери [7].

За результатами проведених досліджень можна зробити наступні висновки. Радіальна й окружна складові швидкості рідини в момент її введення в газовий потік в області розпилювання впливають на час перебування крапель рідини в масообмінній камері, на розмір окружної швидкості газу в області розпилювання. Це приводить до зменшення швидкості газу в цій зоні, до збільшення розміру крапель рідини, що розпилюється. Розмір міжфазної поверхні зменшується, а швидкість масообміну знижується. Таким чином, при проектуванні вихрових масообмінних апаратів із протитоком фаз у зоні контакту і виборі оптимальних режимів їх роботи варто враховувати взаємний вплив фаз один на одного, використовуючи викладену вище методику розрахунку гідродинамічних параметрів двофазного потоку.

SUMMARY

The article observes the mechanism of influence of gas flow on the vortex motion of the liquid drops from the center to the periphery of the mass-exchange chamber. The theoretical analysis of the hydrodynamics of the vortex gas-and-drop flow was conducted. On the basis of the analysis were developed the recommendations as to the selecting of the optimal operation mode of the vortex atomizing counter-flow mass-exchange apparatus (VACMA).

СПИСОК ЛІТЕРАТУРИ

1. Ковалев И.А., Склабинский В.И. Основные принципы организации противоточного движения вихревых газокрапельных потоков в массообменных аппаратах // Вісник ІАН. - 1998. - № 3-4. - С. 71-76.
2. Склабинский В.И., Холин Б.Г. Интенсификация внутренних токов капли в потоке газа с поперечным градиентом скорости // ТОХТ. - М., 1992. - Т. 26. - С. 741-745.
3. Склабинский В.И. Расчет гидродинамики вихревого распыливающего противоточного массообменного аппарата // Экотехнологии и ресурсосбережение. - 1998. - № 4. - С. 52-55.
4. Склабинский В.И., Ковалев И.А., Холин Б.Г. Гидродинамика двухфазных потоков в вихревом противоточном массообменном аппарате // Известия Вузов. Химия и хим.

технология.-Иваново. - 1982. - Т.25. - № 7. - С. 894-897.

5. Обзоры по отдельным производствам химической промышленности // М.: НИИТЭХИМ. - Вып.18(68). - М., 1974. - 48 с.
6. Мак-Кракен Д. Численные методы и программирование на Фортране. - М.: Мир, 1977. - 584 с.
7. Холин Б.Г., Склабинский В.И. Гидродинамика высокоэффективных вихревых аппаратов для осушки природного газа // Экотехнологии и ресурсосбережение. - 1998. - № 6. - С. 50-54.

Надійшла до редколегії 2 вересня 1999 р.

УДК 661.634.2:66.065.51

ВЛИЯНИЕ УСЛОВИЙ КРИСТАЛЛИЗАЦИИ ПОЛУГИДРАТА СУЛЬФАТА КАЛЬЦИЯ НА ХАРАКТЕР ЕГО ФАЗОВОГО ПЕРЕХОДА В ДИГИДРАТ

Л.И. Марченко, ст. преп.

Фазовое превращение полугидрата сульфата кальция (ПГ) в дигидрат (ДГ) осуществляется при полугидратно-дигидратном способе производства экстракционной фосфорной кислоты, который представляет собой двухстадийный процесс. На первой стадии в реакторе-экстракторе происходит извлечение P_2O_5 из минерального сырья при действии серной кислоты на суспензию апатита в фосфорной кислоте, в результате чего концентрация последней повышается. Благодаря поддержанию температурного и концентрационного режима в твердую фазу осаждается полугидрат.

Вторая стадия – гидратация, или оводнение, протекает в реакторе – гидрататоре при перемешивании $CaSO_4 \cdot 0,5 H_2O$ с разбавленной H_3PO_4 в присутствии избытка серной кислоты, способствующей доразложению апатита и ускорению фазового перехода.

В зависимости от состава исходного сырья, характеристик используемого оборудования и области применения вырабатываемой фосфорной кислоты производственные схемы, действующие в полугидратно-дигидратном режиме, отличаются определенными особенностями [1]: очередностью и скоростью подачи реагентов, предпочтительными значениями температур и концентраций в границах допустимого интервала, размерами реакторов, мощностью вспомогательного оборудования, способами отвода тепла, организацией процесса и т.п. Все перечисленные факторы оказывают определенное влияние на кинетику и механизм перекристаллизации ПГ. Однако наиболее заметную роль играют условия кристаллизации первичного продукта, поскольку в зависимости от вида кристаллической модификации полугидрат сульфата кальция проявляет разную способность к оводнению [2].

Для получения и перекристаллизации полугидрата использовался закрытый термостатированный реактор-кристаллизатор, снабженный дозирующими емкостями для подачи жидких и сыпучих реагентов, а также пропеллерной мешалкой с электродвигателем и блоком приборов, позволяющих поддерживать фиксированное количество оборотов. Температура в реакторе устанавливалась посредством контактного термометра, соединенного с регулирующим реле термостата.

Изучались три способа получения $CaSO_4 \cdot 0,5 H_2O$. По первому способу так называемый “фосфорнокислотный” полугидрат [3] осаждался при действии эквимолярного количества серной кислоты на раствор монокальцийфосфата в фосфорной кислоте при разных концентрациях H_2SO_4 и H_3PO_4 , температурах, соотношениях жидкой и твердой фаз. Все реактивы имели