УДК 669.712.051

В.И.ДАВЫДОВ
Металлургический факультет,
аспирант кафедры металлургии цветных металлов

МОДЕЛИРОВАНИЕ РАБОТЫ АППАРАТОВ ДЛЯ КАРБОНИЗАЦИИ АЛЮМИНАТНЫХ РАСТВОРОВ

Процесс карбонизации алюминатных растворов является одним из основных в аппаратурно-технологических схемах производства глинозема из нефелинов и низкосортных бокситов.

Суммарные энергетические затраты на этот процесс определяются мощностью, потребляемой перемешивающими устройствами и затрачиваемой на подачу газа в аппараты. Значение последней зависит от гидравлического сопротивления карбонизаторов и расхода газа.

Варьируя геометрическими параметрами перемешивающего устройства и уровнем жидкости в аппарате, удалось подобрать наилучшие режимы работы карбонизатора, а также изучить влияние на коэффициент массопередачи скорости газа и частоты вращения перемешивающего устройства.

Carbonization of aluminate solutions is one of main processes in technological flow diagrams of aluminum silicate production from nepheline and low-grade bauxites.

Total power consumption of this process is determined by the power consumed by stirring devices and gas feeding in the apparatus. The last value depends on hydraulic resistance of carbonizers and gas consumption.

This paper offers optimal operating regimes of carbonizers achieved by variation of geometrics of the stirring device and fluid level in the apparatus. The influencing of rotating speed of the agitating device on the gas mass-transfer coefficient is also studied.

Процесс карбонизации алюминатных растворов является одним из основных в аппаратурно-технологических схемах производства глинозема из нефелинов и низкосортных бокситов.

Исследование эффективности реакторов для газожидкостных систем и, в частности, изучение эффективности работы карбонизаторов может быть осуществлено на модельной реакции окисления сульфита натрия кислородом воздуха

$$2Na_2SO_3 + O_2 \xrightarrow{CuSO_4} 2Na_2SO_4 .$$

Суть заключается в том, что кислород, переходящий от границы раздела фаз газ – жидкость в жидкую фазу, мгновенно связывается сульфитом натрия. Таким образом, концентрацию кислорода в жидкости можно считать равной нулю и об интенсивности массопереноса судить по изменению концентрации сульфита натрия в процессе окисления. Последнее легко определяется аналитически. Данная реакция имеет псевдонулевой порядок, по отношению к концентрации сульфита скорость ее не зависит от температуры в пределах от 0 до 75 °С и концентрации основного вещества при $C_{Na_2SO_3} \geq 2{,}0$ г/л.

Все исследования проводились на установке, состоящей из собственно карбонизатора с механическим перемешивающим устройством, приспособления для измерения крутящего момента на выходном валу привода мешалки и приборов для измерения расхода газа и кратности циркуляции жидкости.

Собственно реактор (карбонизатор) был изготовлен из органического стекла, что давало возможность наблюдать за гидродинамикой процесса и определять газосодержание в реакционной зоне. С целью изучения кинетики процесса и определения коэффициента продольной диффузии по всей высоте реактора были установлены пробоотборники.

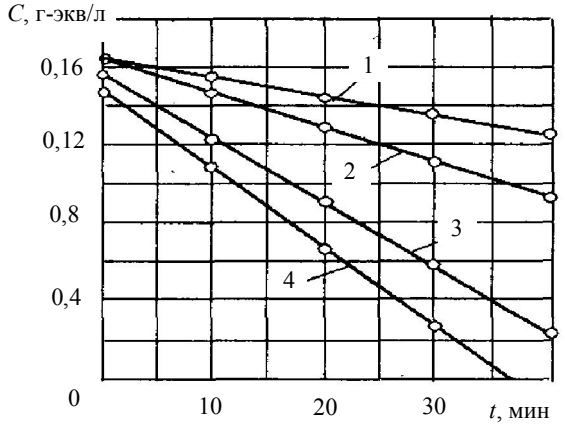


Рис.1. Кинетика окисления Na_2SO_3 кислородом воздуха ($W_г$ = const = 0,048 м/с) при фиксированной частоте вращения перемешивающего устройства n, об/мин: 1 – 0; 2 – 100; 3 – 140; 4 – 180

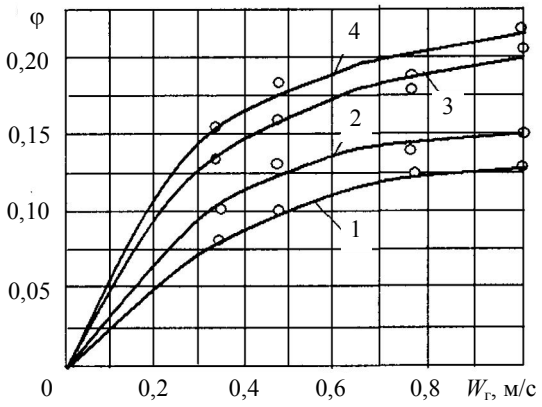


Рис.2. Зависимость газосодержания системы φ от приведенной скорости газа $W_г$ при фиксированной частоте вращения мешалки n, об/мин: 1 – 0; 2 – 100; 3 – 140; 4 – 180

Задача экспериментального исследования – выявить влияние частоты вращения мешалки n, приведенной скорости газа $W_г$, объема слоя над барботером $V_б$ и расстояния между мешалкой и отверстиями барботера δ на коэффициент массопередачи. При трех фиксированных значениях n (100; 140 и 180 об/мин) получены следующие значения параметров: $W_г$ = 0; 0,034; 0,048; 0,076; 0,1 м/с; $V_б$ = 30; 35; 42; 47 л; δ = 3; 30; 60; 90 мм.

При проведении исследований по влиянию на эффективность работы карбонизатора различных гидродинамических факторов и элементов конструкции аппарата изменялись приведенная скорость газа, частота вращения перемешивающего устройства, соотношение объема барботажного слоя и общего объема жидкости в аппарате, расположение перемешивающих устройств и т.д. Одновременно изменялась мощность, затрачиваемая на перемешивание и газосодержание системы.

В качестве характеристики массопередачи использовали сульфитное число, показывающее количество кислорода в кубических метрах, поглощаемое 1 м^3 раствора в единицу времени, которое рассчитывали по уравнению

$$K = \frac{22{,}4}{4}\frac{X_н - X}{t},$$

где $X_н$, X – концентрация сульфита натрия в растворе соответственно начальная и текущая, г-экв/л; t – время, с.

Типичные экспериментальные данные о влиянии приведенной скорости газа на кинетику окисления сульфита натрия при различной частоте вращения перемешивающего устройства (рис.1) показали, что с увеличением скорости воздуха $W_г$ увеличивается скорость окисления сульфита натрия и растет коэффициент массопередачи K.

Существенное влияние на значение K оказывает высота слоя жидкости над газораспределителем. С увеличением высоты слоя жидкости, обрабатываемой газом, или отношения объема барботажного слоя к общему объему раствора в аппарате $V_б / V$ растет скорость процесса окисления сульфита натрия. Очевидно, это связано с повышением времени пребывания пузырей газа в объеме реактора. Однако при увеличении высоты жидкости в реакторе пропорционально растут энергетические затраты на подачу газа, поэтому при разработке новых конструкций карбонизаторов необходимо стремиться к минимизации отношения $V_б / V$ при сохранении на максимально высоком уровне степени использования газа.

Определяющее влияние на кинетику процесса и коэффициент массопередачи оказывает частота вращения перемешивающего устройства n. С увеличением n резко

возрастает значение K. Это связано не только с интенсивным дроблением крупных газовых включений и уменьшением диаметра d пузырей в реакторе при повышении частоты вращения мешалки, но и с одновременным ростом газосодержания системы φ (рис.2).

Удельная поверхность контакта фаз в газожидкостных процессах рассчитывается, как известно, по уравнению $a = 6\varphi / d$.

Следовательно, увеличение частоты вращения перемешивающего устройства предопределяет повышение общей поверхности контакта фаз газ – жидкость и коэффициента массопередачи K.

Ранее нами было установлено, что об эффективности процесса можно судить по количеству энергии, диссипируемой в объеме перерабатываемого раствора (N/V). Мощность, вводимая с газом, определяется как

$$N_г = W_г S \rho g H,$$

где S – площадь поперечного сечения аппарата; $W_г$ – приведенная скорость газа; H – высота слоя жидкости; ρ – плотность жидкости.

Мощность $N_м$, вводимая в объем перемешивающим устройством, определяется в зависимости от частоты вращения мешалки n, ее диаметра d и вязкости жидкости μ ($N = f(n, \rho, d, \mu)$). В данном случае она определялась экспериментально.

Таким образом, значение диссипации энергии в объеме реактора может быть выражено так:

$$E = \frac{N_г}{V_ж} + \gamma \frac{N_м}{V_ж} = \frac{W_г \rho q H S}{S H} + \gamma \frac{N_м}{V_ж} = W_г \rho S + \gamma \frac{N_м}{V_ж},$$

где γ – поправочный коэффициент, $\gamma \le 1{,}0$; $V_ж$ – объем жидкости.

В ходе дальнейших исследований устанавливали влияние на критерий оптимальности N/K различных факторов, в частности, отношения объема барботажного слоя $V_б$ к общему объему жидкости в реакторе V. Выяснено, что существует область значений $V_б / V$, при которых эффективность процесса с точки зрения минимизации энергетических затрат при максимальном выходе продукта будет оптимальной.

Особый интерес представляет масштабный переход от лабораторной модели реактора к промышленному образцу аппарата. Задача эта, с нашей точки зрения, может быть решена на основе предположения, что количество энергии, диссипируемой в объеме жидкости при проведении процесса в лабораторном аппарате и промышленном реакторе, есть величина постоянная:

$$N_1 / V_1 = N_2 / V_2 = \text{const}.$$

Поскольку мощность, затрачиваемая на перемешивание, пропорциональна n^3 и d^5, можно записать

$$N \approx n_1^3 d^5 \approx n_2^3 D^5 \approx n_1^3 (d^3)^{\frac{5}{3}} \approx n_2^3 (D^3)^{\frac{5}{3}} \approx n^3 V^{\frac{5}{3}}.$$

Отсюда следует, что $N/V \approx n^3 V^{\frac{2}{3}}$, т.е. $n_1^3 V_1^{\frac{2}{3}} = n_2 V_2^{\frac{2}{3}}$, или $\frac{n_1}{n_2} = \left(\frac{V_1}{V_2}\right)^{\frac{2}{9}}$.

Таким образом, зная объем лабораторного реактора и оптимальную частоту вращения мешалки в модельных опытах, можно приблизительно рассчитать необходимую частоту вращения перемешивающего устройства промышленного аппарата.

Научный руководитель д.т.н. проф. *В.М.Сизяков*