

Одарченко Дмитро Миколайович – доктор технічних наук, Харківський державний університет харчування та торгівлі, професор кафедри «Товарознавства, управління якістю та екологічної безпеки»; вул. Клочківська, 333, м. Харків, Україна, 61051; тел. 067-578-33-02; e-mail: laboratory119@mail.ru.

Odarchenko Dmytro – doctor of technical sciences, associate professor, Kharkiv State University of Food Technology and Trade; Klochkovs'ka str., 333, Kharkiv, Ukraine, 61051

УДК 66-9

М. И. ВАСИЛЬЕВ, И. В. ПИТАК, В. П. ШАПОРЕВ, О. Я. ПИТАК

АНАЛИЗ ПРОЦЕССА КАРБОНИЗАЦИИ СОДОВОГО РАСТВОРА В ПРОИЗВОДСТВЕ ОЧИЩЕННОГО БИКАРБОНАТА НАТРИЯ, ПУТИ ИНТЕНСИФИКАЦИИ ПРОЦЕССА И ПОВЫШЕНИЯ КАЧЕСТВА КРИСТАЛЛОВ ПРОДУКЦИИ

Поскольку отсутствует надежная информация о влиянии гидродинамических факторов на количество, скорость образования NaHCO_3 , финальное распределение частиц NaHCO_3 по размерам и массе, в работе рассматриваются вопросы влияния данных факторов при варьировании типов тарелок внутри карбонизационной колонны, их комбинации и расстояния между ними. Изменения внутреннего конструктивного оформления проводились на образце действующей промышленной колонны. Полученные результаты могут быть использованы при модернизации содовых производств, с целью повышения производительности карбонизационных колонн и улучшения качества продукции.

Ключевые слова: производство соды, раствор, карбонизационная колонна, гидродинамические факторы, контактный элемент, степень пересыщения.

Введение. Массообменные процессы абсорбции газа жидкими растворами, сопровождаемые физико-химическими превращениями в жидкости с образованием и кристаллизацией новой твердой фазы достаточно широко распространены в химической и перерабатывающей промышленности. Такого типа процессы относят к совмещенным реакционно-массообменным процессам – направлено организованным совмещенным процессам [1].

Организация подавляющего большинства указанных совмещенных процессов базируется на чисто эмпирическом подходе. Для примера можно привести организацию основного процесса в производстве очищенного бикарбоната натрия, сущность которого заключается в протекании последовательно-параллельно процессов абсорбции углекислого газа растворами Na_2CO_3 , физико-химическими превращениями с образованием NaHCO_3 в растворе, пересыщения и кристаллизации твердой фазы NaHCO_3 [2,3]. Основным аппаратом (реактором), в котором реализуется процесс, является карбонизационная колонна, работающая под заливом. По высоте колонны выделены зоны абсорбции, пересыщения, кристаллизации.

В известных публикациях [2-5] по исследованию процессов в содовом производстве приводятся ограниченные данные, которые раскрывали бы механизмы интенсификации процессов, протекающих в аппаратах и их взаимного влияния друг на друга, отсутствуют достоверные данные по кинетике процессов и влиянию на кинетику гидродинамических факторов, до конца не ясен механизм химических превращений, не проведен комплексный анализ гидродинамики, энергетического распределения в системе и характеристик газовой фазы, их влияния на кинетику процессов абсорбции и кристаллизации.

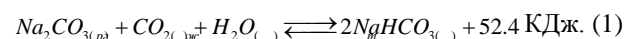
В связи этим исследования, направленные на выяснение особенностей протекания направленно-организованных совмещенных процессов и разработку специфических технологических приемов, основанных на методах интенсивного энергетического воздействия на обрабатываемую среду, с целью ин-

тенсификации химико-технологического процесса являются актуальными. Приведенные в данной статье результаты исследований выполнены для процесса производства очищенного бикарбоната натрия.

Анализ литературных данных и постановка проблемы. Производство очищенного бикарбоната натрия тесно связано с содовым производством, так как в качестве сырья для получения NaHCO_3 применяют кальцинированную соду, или сырой бикарбонат, и диоксид углерода известковых печей. Поэтому цехи для получения очищенного бикарбоната натрия находятся на содовых заводах.

Бикарбонат натрия представляет собой кристаллический порошок белого цвета со средним размером кристаллов 0.05 – 0.2 мм. Его молекулярная масса 84.01, плотность 2200 кг/м³, насыпная плотность 0.9 г/см³. Теплота растворения бикарбоната натрия 205 КДж (48.8 Ккал) на 1 кг NaHCO_3 , теплоемкость 1.05 КДж/кг·К (0.249 Ккал/кг·°С). Содержание основного вещества (NaHCO_3) 99-99.5 %.

Наиболее распространенный способ очистки солей от примесей – перекристаллизация их из растворов. Бикарбонат натрия плохо растворим в воде, а кроме того, термически неустойчив. Поэтому в промышленных масштабах очищенный бикарбонат натрия получают методом карбонизации содового раствора согласно реакции [2-7]:



Применение метода карбонизации позволяет значительно сократить объем жидкости, необходимый для получения единицы продукта, так растворимость соды в несколько раз выше растворимости NaHCO_3 .

Полученный "мокрым" или "сухим" способом содовый раствор подвергают карбонизации для выделения из него NaHCO_3 в твердую фазу по уравнению (1). Как и при поглощении CO_2 аммонизированным

© М. И. Васильев, И. В. Питак, В. П. Шапоров,

О. Я. Питак. 2015

рассолом, скорость абсорбции CO_2 содовым раствором при повышении температуры, с одной стороны, возрастает, так как увеличивается скорость реакции и уменьшается вязкость раствора, что облегчает подвод активного компонента - CO_2 к поверхности контакта фаз, но, с другой стороны, снижается, так как уменьшается движущая сила абсорбции - разность давлений CO_2 в карбонизирующем газе и над раствором. Эти два фактора, влияющие в противоположных направлениях, говорят о наличии оптимума для температуры карбонизации. Он находится в пределах $80 - 60^\circ\text{C}$ [7]. Первая температура относится к поступающему на карбонизацию раствору соды, в котором еще мало бикарбоната и равновесное давление CO_2 невелико, вторая - к конечному карбонизованному раствору, в котором возросшее содержание бикарбоната начинает с повышением температуры заметно влиять на равновесное давление CO_2 над раствором, а значит, уменьшать движущую силу абсорбции.

Повышенные температуры в процессе карбонизации позволяют также получать крупнокристаллический хорошо промываемый осадок NaHCO_3 . Влияние температурного режима на качество кристаллизующегося в растворе осадка рассматривалось при изучении процесса карбонизации аммонизированного рассола [8].

Количество осаждаемого NaHCO_3 при карбонизации содового раствора зависит от концентрации исходного раствора, температуры и степени карбонизации, определяемой как отношение общего содержания CO_2 в осадке и в растворе к общей щелочности исходного раствора. Эту зависимость можно выразить уравнением [7]:

$$x = 0.0088C_{\text{щ. Na}}(R - 87) - 0.015t - 0.7 \quad (2)$$

где x - количество осажденного NaHCO_3 в исходном растворе г-экв/л; $C_{\text{щ. Na}}$ - щелочность исходного содового раствора, г-экв/л; R - степень карбонизации, %; $R_c = (\text{общ. CO}_2/\text{общ. Na}) \cdot 100$; t - температура, $^\circ\text{C}$. Так, при температуре 50°C и степени карбонизации 160 % из каждого литра содового раствора с начальной щелочностью 4,5 г-экв/л выпадает в твердую фазу NaHCO_3 :

$$x = 0.0088 \cdot 4.5(160 - 87) - 0.015 \cdot 50 - 0.7 = 1.44 \text{ г-экв.}$$

Очевидно, что чем выше концентрация общего Na в исходном растворе, ниже конечная температура суспензии и выше степень ее карбонизации, тем больше будет в осадке NaHCO_3 . Однако следует отметить, что конечная температура суспензии определяется не количеством оседающего бикарбоната натрия, а его качеством, поэтому степень карбонизации поддерживается достаточно далекой от равновесной.

Ответственной операцией в процессе получения очищенного бикарбоната натрия является кристаллизация NaHCO_3 . При кристаллизации NaHCO_3 в процессе карбонизации содовых растворов установлена непосредственная зависимость между скоростями кристаллизации - W и абсорбции CO_2 , так как последняя определяет величину пересыщения раствора по NaHCO_3 . С другой стороны, скорость кристаллизации

бикарбоната натрия влияет на скорость абсорбции CO_2 , так как в процессе кристаллизации NaHCO_3 уменьшается концентрация HCO_3^- ионов, отрицательно влияющих на поглощение CO_2 раствором. Кристаллизация NaHCO_3 может определяться гидродинамическими условиями - турбулизацией системы (интенсивностью ее перемешивания) или температурой. В этих условиях скорость кристаллизации зависит только от температуры. Для обеих областей протекания процесса кристаллизации, носящих название диффузионной и кинетической, $W_{\text{кр}}$ в общем виде выражается уравнением [7]:

$$W_{\text{кр}} = K_k \Delta C^n, \quad (3)$$

где K_k - константа скорости кристаллизации NaHCO_3 ;

ΔC - пересыщение раствора по NaHCO_3 , или разность между текущей и равновесной концентрациями NaHCO_3 в растворе; n - показатель степени, равный для диффузионной области 1 и для кинетической 2.

Опыты показали [2-8], что при малой интенсивности перемешивания процесс кристаллизации лежит в диффузионной области, при высоких интенсивностях перемешивания - при высокой степени турбулизации системы - в кинетической.

Крупные, хорошо фильтрующиеся кристаллы NaHCO_3 получаются при поддержании высокой температуры карбонизируемой суспензии ($60 - 70^\circ\text{C}$) вплоть до ее выхода из карбонизационной колонны. Получению крупных кристаллов NaHCO_3 способствует также сама конструкция карбонизационной колонны - с малым числом тарелок, обеспечивающая продольное перемешивание жидкости внутри колонны, вынос мелких кристаллов NaHCO_3 из нижней части колонны в верхнюю в качестве затравки, на которой протекает массовая кристаллизация. Пересыщение снижается, снижается скорость кристаллизации, и кристаллы укрупняются.

Основным аппаратом в отделении переработки содового раствора является карбонизационная колонна [2-5]. Она бывает двух видов - большая и малая. В большой карбонизационной колонне диаметром 2300 мм и общей высотой 25 575 мм число бочек 45. В 12 бочках размещены барботажные тарелки. Расстояние между тарелками 1570 мм. Колонна имеет бочку-базу с распределительной тарелкой, барботажные тарелки со штуцерами и бочки с люками для ревизии аппарата.

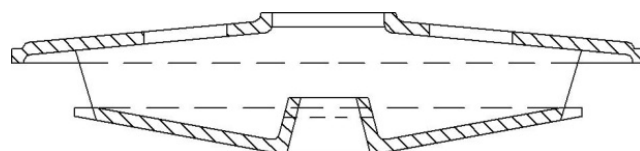


Рис. 1 - Барботажная тарелка большой карбонизационной колонны

Барботажная тарелка большой колонны (рис. 1) отличается от других применяемых тарелок тем, что в ней увеличено расстояние между днищем и колпаком до 220 мм, уменьшен диаметр колпака, увеличена площадь отверстий в днище. Эти изменения позволи-

ли значительно удлинить время межпромывочного пробега колонны и уменьшить ее гидравлическое сопротивление.

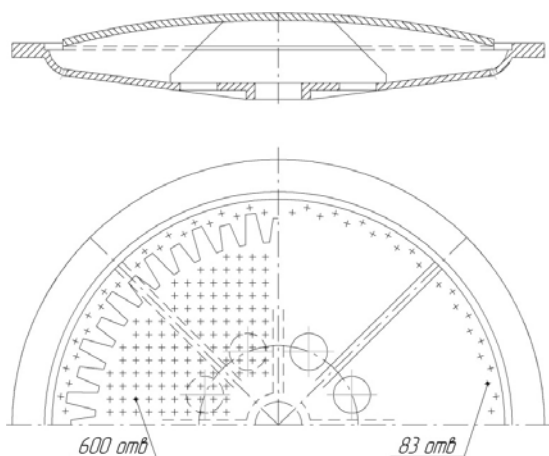


Рис. 2 - Барботажная тарелка малой карбонизационной колонны

В малой карбонизационной колонне диаметром 2000 мм и общей высотой 14 980 мм 12 бочек, включая бочку-базу. Высота бочки 1200 мм. В 5, 6, 8 и 9-й бочках (снизу) установлены барботажные тарелки. Малая колонна имеет штуцера для входа и выхода CO_2 и для подачи содового раствора и выхода суспензии. Ее барботажная тарелка (рис. 2) представляет собой ложное днище слабо выраженной сферической формы, зажатое между фланцами соседних бочек. Днище имеет одно центральное отверстие диаметром 200 мм и 8 периферийных отверстий диаметром по 150 мм каждое. Сверху ложное днище закрыто колпаком с зубчатыми краями. По всей поверхности колпака просверлены отверстия конической формы с наружным диаметром 12 мм и внутренним 25 мм. Коническая форма отверстий уменьшает скорость забивания их осадком NaHCO_3 .

Поскольку ответственной стадией в процессе получения очищенного бикарбоната натрия является кристаллизация NaHCO_3 , в последнее время по аналогии с колонной карбонизации в содовом производстве в зоне интенсивного образования NaHCO_3 рекомендуется устанавливать перекрестно-точные тарелки, которые способствуют равномерному росту кристаллов [7]. Фрагмент колонны и конструкция перекрестно-точной тарелки представлена на рис. 3.

Полотно тарелки 2 с переливами 3 имеет отверстия диаметром 40 – 60 мм. Свободное сечение тарелки $0,017 \text{ м}^2/\text{м}^3$, межтарелочное расстояние 800 мм. Все типы карбонизационных колонн работают под заливом, т.е. колонна заполнена прогазованной жидкостью.

В случае установки перекрестно-точных тарелок, свободное сечение тарелки рассчитано так, чтобы

суспензия не проваливалась через отверстия в полотне тарелки, а двигаясь к переливу перпендикулярно движению газа, что должно обеспечивать увеличение времени пребывания в зоне кристаллизации и равномерный рост кристаллов.

Анализ известных публикаций [2-10] показывает, что внутренняя конструкция колонны в зоне сорбции CO_2 раствором Na_2CO_3 должна обеспечивать хорошее радиальное перемешивание и незначительное продольное с относительно низким гидравлическим сопротивлением в этой зоне, а в зоне кристаллизации NaHCO_3 хорошее продольное перемещение и радиальное распределение твердой фазы при относительно низкой мощности, затрачиваемой на ее распределение.

Кроме того конструкция должна обеспечивать устойчивость гидродинамической структуры потоков жидкости в диапазоне изменения скоростей потоков газа и жидкости. Как показано в [2-10] изменения (колебания) газовой и жидкостной нагрузок в промышленных колоннах приводит к тому, что в промышленной колонне образуются газовые прослойки, жидкость начинает зависать, возрастает прогазованность колонны и продольная циркуляция жидкости, снижается скорость поглощения CO_2 , а в зоне кристаллизации резко возрастает скорость снятия пересыщения, что приводит к уменьшению размеров кристаллов и что, не менее важно, изменению их форм и габитуса. Поэтому повышение производительности колонн, при сохранении их габаритных размеров и конструкции контактных элементов, за счет увеличения расхода газа, точнее за счет существенного изменения соотношения $V_{жс} / V_g$, в ту или иную сторону, для существующей конструкции не целесообразно. Изменение габаритных размеров колонн, в которых протекают указанные реакционно-совмещенные процессы достигли предельных значений, исходя из различных посылок, в том числе металлоемкости и прочности.

Изменение гидродинамической обстановки в

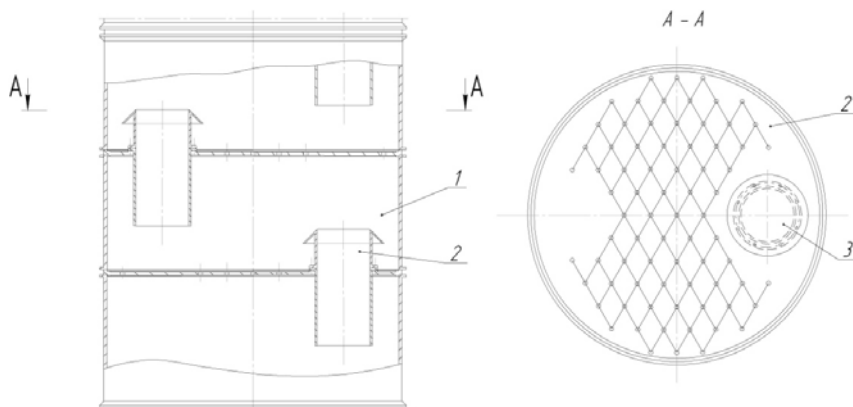


Рис. 3 – Фрагмент колонны с перекрестно-точными тарелками: 1 – абсорбционная царга (бочка); 2 – перекрестно-точная тарелка; 3 – перелив

барботажных колоннах наиболее существенно можно достичь варьированием вида контактного устройства (тарелки), расстоянием между ними (размеры полых зон). Изменения вязкости системы и ее поверхностного натяжения (ПАВ, добавки), а также величиной скорости газа и его давлением. Последние факторы, как отмечалось выше, для существующих колонных ап-

паратов близки к предельным. Поэтому гидродинамическую обстановку применительно к действующим колонным аппаратам в содовой промышленности можно изменять вариацией первых трех факторов.

Несмотря на достаточно большой объем публикаций [2–10] отсутствует надежная информация о влиянии гидродинамических факторов на количество и скорость образования NaHCO_3 , а также на финальное распределение частиц NaHCO_3 по размерам и массе.

Потому одной из основных задач, которые ставятся при усовершенствовании технологии производства очищенного бикарбоната натрия, является интенсификация межфазного переноса и оптимизация структуры потоков с целью увеличения скорости и селективности процесса кристаллизации, подразумевается при этом получение кристаллов однородного размера и определенной формы.

Таким образом следует считать, что основной задачей исследования является определение влияния

гидродинамических факторов на количество образовавшегося NaHCO_3 и моменты распределения (финальное распределение частиц NaHCO_3 по размерам и массе), при варьировании типов тарелок и их комбинации, расстояния между ними, то есть при изменении внутреннего конструктивного оформления действующих промышленных колонн.

Исследование динамики процессов, протекающих в карбонизационной колонне и качества кристаллов бикарбоната натрия.

Методика проведения исследования.

Для получения экспериментальных данных о концентрации NaHCO_3 в неравновесном растворе, изучения гидродинамических и кинетических характеристик процесса карбонизации содо- бикарбонатных растворов были проведены опыты (рис. 4) на физической модели спутнике (3) бикарбонатной колонны диаметром 1 м и высотой 12 м.

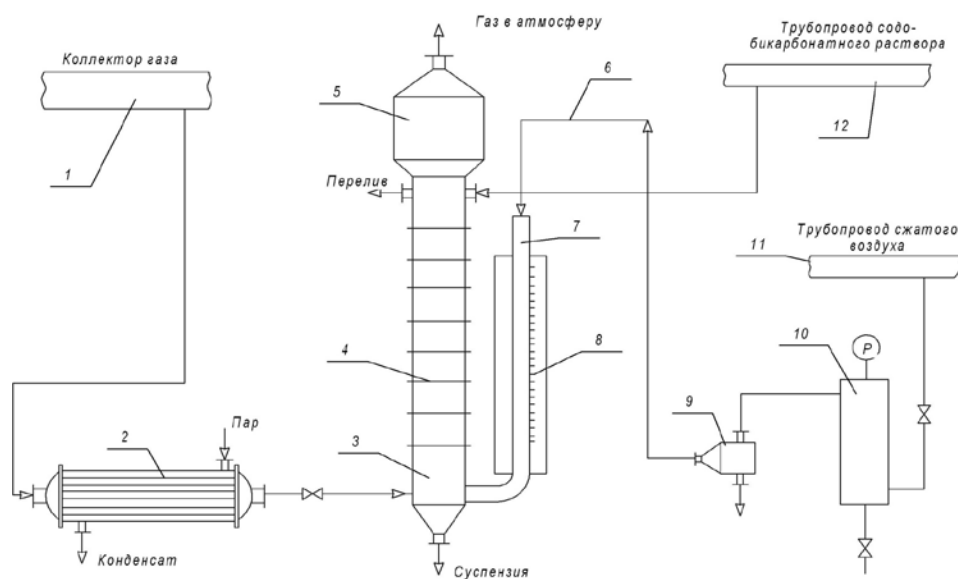


Рис. 4 – Схема опытной установки для исследования процесса карбонизации содо- бикарбонатных растворов

Модель была оснащена 10 тарелками (абсорбционная зона (поз 4)), межтарельчатое расстояние 0.7 м, а также 5 тарелками в зоне кристаллизации, между зонами отсутствовали контактные элементы по высоте 1.5 м. В верхней части колонны было установлено сепарирующее устройство (5) высотой 2 м и диаметром 1.54 м. По высоте колонны расположены устройства для отбора проб жидкости и штуцера для измерения гидравлического сопротивления и температуры. При проведении экспериментов была возможность изменения межтарельчатого расстояния и изменения количества контактных элементов.

Содо- бикарбонатный раствор из трубопровода (12) поступает в верхнюю часть модели (3), карбонизирующую жидкость после модели направляли в отделение фильтрации. В нижнюю часть модели из коллектора газа известково-обжигательных печей (1), через теплообменник (2) подавался газ, который, пройдя модель, выбрасывался через сепарирующее устройство (5). Расход газа варьировался от 10 до 20 м³/ч. Содо- бикарбонатный раствор подавали в модель (3) до тех пор, пока уровень его не достигал второй та-

релки, считая сверху. Затем в течении 100 мин (600 с) через модель пропускали определенное количество газа. Для поддержания требуемого температурного режима, газ из коллектора известково-обжигательных печей направляли в теплообменник, в который подавался пар; из теплообменника нагретый газ поступал в нижнюю часть модели. Во время каждого опыта измеряли температуру и гидравлическое сопротивление по высоте модели, а также производили отбор проб с целью определения различных параметров жидкостного потока. Степени пересыщения определяли по уравнению [11]:

$$\Delta G_n = 84 \left(\frac{C_{\text{NaHCO}_3}^{\text{вых}}}{20} - \frac{C_{\text{NaHCO}_3}^P}{20} \right) \quad (4)$$

где 84 – масса одного грамм-эквивалента NaHCO_3 ; $C_{\text{NaHCO}_3}^{\text{вых}}$ и $C_{\text{NaHCO}_3}^P$ – соответственно концентрации NaHCO_3 на выходе из колонны, н.д.; равновесная концентрация NaHCO_3 , н.д.; 1/20 – коэффициент перевода н.д. в г·эquiv/дм³.

Эта величина составляет 25 - 32 г/дм³, что согласуется по порядку величин представленных на поли-терме растворимости [12].

Соотношение $V_{ж} / V_{г}$ составляло чуть больше 0,02, что типично для трельчатых абсорберов. Газосодержание определяли по разнице высот азрированной и не азрированной суспензии, расчет вели по уравнению:

$$\Phi = \frac{(H_E - H_S)}{H_E}, \quad (5)$$

где H_E - высота столба жидкости без учета пены; H_S - статистическая высота слоя жидкости с газом.

Величина удельной межфазной поверхности определялась по эмпирическому уравнению Кальдербанка [13]:

$$a = 1.44 \frac{E^{2/5} \rho^{3/5}}{\sigma^{3/5}} \left(\frac{U_{г}}{U_B} \right)^{1/2}, \quad (6)$$

где σ - поверхностное натяжение; E - фактор турбулентности в теории изотропной турбулентности Колмогорова, использованной в исследованиях.

Для установки фактор E рассчитывался по уравнению [4]:

$$E = U_{г} \cdot g \left(\frac{P_1}{P_1 - P_2} \right) \ln \left(\frac{P_1}{P_2} \right), \quad (7)$$

где P_1 - давление внизу колонны; P_2 - давление вверху колонны; $U_{г}$ - линейная скорость газа; g - ускорение свободного падения.

Для расчета величины k_{LA} использовалось уравнение [14]:

$$k_{LA} = \frac{C_2 \rho^{3/5} \nu^{1/4}}{\sigma^{3/5}} E^{59/60} \frac{1}{D_K^{1/6} g^{1/2}} \left(\frac{\mu}{\mu_B} \right)^{1/4} S_C^{-1/2}, \quad (8)$$

где C_2 - коэффициент = 0.452; D_K - диаметр колонны; μ_B, μ - соответственно динамическая вязкость газа и суспензии; $S_C = \frac{\nu}{D}$; D - коэффициент диффузии рас-пределяемого газа в жидкости.

Характеристика контактных элементов (тарелок) испытываемых при проведении экспериментальных работ.

Первые два типа тарелок (рис. 5) типичные для колонных аппаратов барботажного типа, используемых в содовом производстве, конструкция тарелок описана ранее. Третий тип (рис. 5, III-ТК) заимствован из работ С. М. Карпачевой [15]. В этой работе тарелка - называется насадкой и предназначена для интенсификации процессов растворения твердой фазы или процесса экстракции в системе жидкость - твердое при пульсации столба жидкости в реакторе. Привлекательность использования такой тарелки для исследуемого случая заключается в очевидном факте (см. конструкцию), а именно, попеременном изменении на каждой ступени направления векторов скоростей потоков газа и жидкости. То есть с использованием тарелок ТК в колонном аппарате может быть организованно неоднократно повторяющееся разгонно-тормозное движение с изменением векторов скорости и давления. В известной периодической литературе нами не обнаружено результатов исследований по применению тарелок типа ТК в барботажных колон-

нах противоточного типа (системы Г-Ж, Г-Ж-Т). Учитывая изложенное выше, применение тарелок ТК может дать существенный эффект по интенсификации массообменных процессов. Особенно это существенно для абсорбционной зоны.

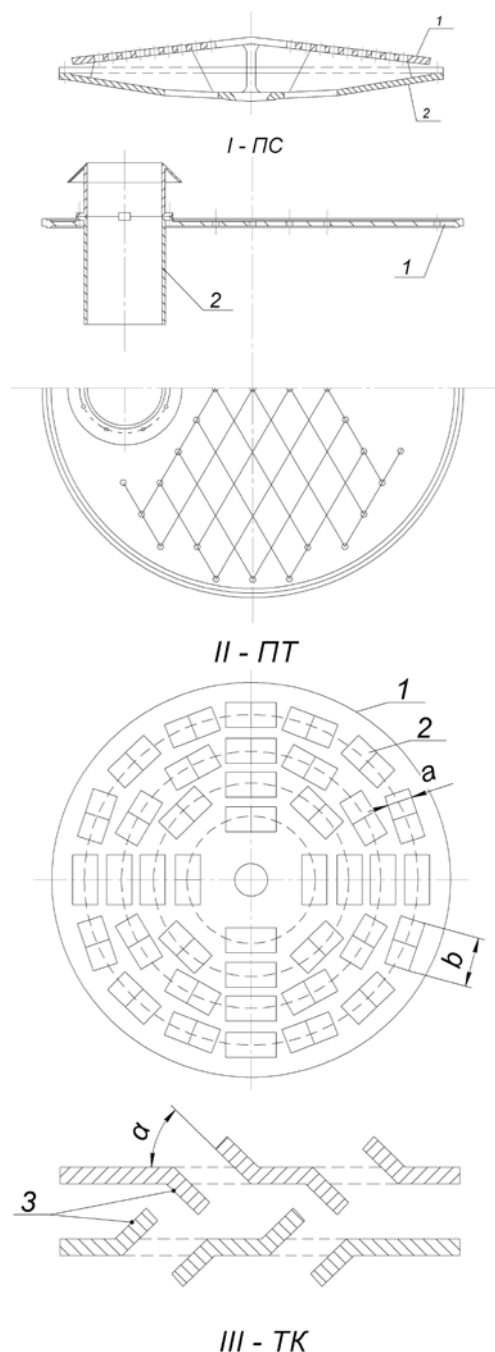


Рис. 5 – Конструкции тарелок: I – ПС – пассетная тарелка; 1 - перфорированный колпак; 2 – тарелка; II – ПТ – перекрестно-точная ситчатая тарелка с переливами; 1 - ситчатая тарелка; 2 – перелив; III – ТК – контактный элемент типа КРИМЗ; 1 - диск; 2 - отверстия; 3 - направляющие лопатки

Исходя из вышеизложенного последовательность установки контактных элементов внутри колонны была следующей: в абсорбционной зоне устанавливалось 10 тарелок I – ПС (рис. 5) или типа III – ТК, в зоне кристаллизации для любого варианта устанавливалось 5 тарелок перекрестно-точного типа II – ПТ (рис. 5). Между зонами абсорбции и кристаллиза-

ции (1,5м) отсутствовали вышеотмеченные контактные элементы.

Для стабилизации потоков газа на указанном участке колонны, ровно на половине ее высоты (0,75м) была установлена противоточная дырчатая тарелка с диаметром отверстий 80 мм (0,08м), со свободным сечением 0,3. Описанная комбинация контактных элементов в зонах после абсорбционной, во всех экспериментах была идентичной. Это связано с тем, что как показано в литературе [2-10], контактные элементы типа II – ПТ достаточно эффективны в зоне кристаллизации, поэтому варьировали типом элементов в абсорбционной зоне.

Результаты экспериментальных исследований динамики процессов, протекающих в модели карбонизационной колонны, и качество кристаллов карбоната натрия.

В результате исследований было установлено, что процесс карбонизации в колонне (модель – спутник) можно условно разбить на три зоны в зависимости от T и pH среды. Первая зона – верх карбонизационной колонны, занимает большую часть абсорбционной части реактора примерно 50% от рабочей высоты КЛ. Для нее характерны следующие параметры:

$$T \Rightarrow 353 \rightarrow 343K; \quad pH \Rightarrow 11,5 \rightarrow 9,8;$$

$$R \Rightarrow 100 \rightarrow 160\%; \quad V_T = 0,3 \div 0,4 \text{ о/мин.}$$

Вторая зона начинается с конца абсорбционной зоны (последние 4-5 бочек) и начало кристаллизационной части колонны (первая бочка). Для второй зоны характерны:

$$T \Rightarrow 343 \rightarrow 350K; \quad pH \Rightarrow 11,2 \rightarrow 10,8;$$

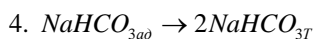
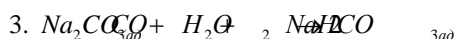
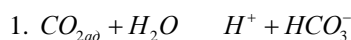
$$R \Rightarrow 160 \rightarrow 180\%; \quad V_T = 0,08 - 0,1 \text{ о/мин.}$$

Третья зона представляет всю оставшуюся часть зоны колонны. Для третьей зоны характерны:

$$T \Rightarrow 350 \rightarrow 333K; \quad pH \Rightarrow 10,8 \rightarrow 9,2;$$

$$R \Rightarrow 180 \rightarrow 195\%; \quad V_T = 0,62$$

Здесь R – степень карбонизации, V_T – скорость падения температуры, T – интервал температур. В колонне протекают следующие химические реакции:



Образование $NaHCO_3$ происходит последовательно, в несколько этапов, из различных источников, однако самой медленной стадией являются реакции 1,2; так как константы диссоциации равны: $K \approx 10^{-4}$; $K \approx 4,8 \cdot 10^{-11}$. Следовательно, каково бы ни было узкое место процесса абсорбции, кинетика ее, в конечном счете, определяется концентрацией ионов OH^- раствора и потенциальной концентрацией H^+ ионов по 2 реакции, ибо – это основные движущие силы процесса.

На рис. 6 приведены экспериментальные кривые, показывающие зависимость массы поглощенного CO_2 при проходе жидкой фазы через КЛ при различных расходах газа, $m^3/ч$.

Анализ зависимостей, представленных на рис. 6, показывает, что процесс поглощения диоксида угле-

рода независимо от типа контактного элемента протекает в три стадии. В первой стадии изменение количества поглощенного CO_2 происходит по закону близкому к линейной зависимости.

По видимому, на этой стадии достигаются условия непрерывного роста пересыщения раствора по бикарбонату натрия. Во второй стадии количество поглощенного раствора диоксида углерода быстро увеличивается во времени и достигает максимального значения. В этот период начинается процесс снятия пересыщения по $NaHCO_3$, появляются зародыши твердой фазы. В третьей стадии поглощение CO_2 практически не происходит, очевидно, идет процесс кристаллизации.

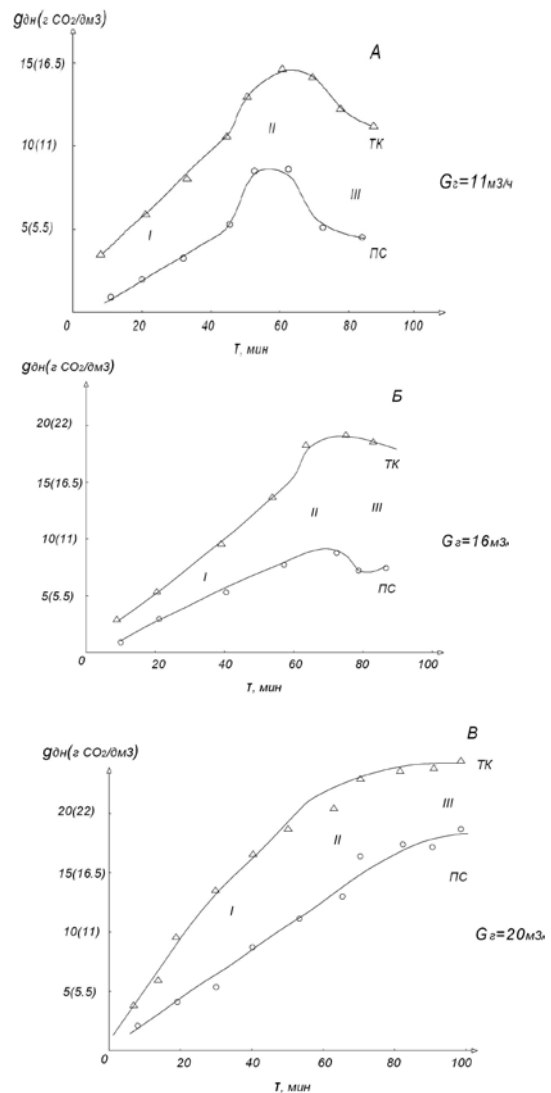


Рис. 6 – Изменение количества поглощенного CO_2 во времени при различных расходах газа в колонну-спутник, G_{Γ} , $m^3/ч$: а – при расходе газа $G_{\Gamma} = 11 \dots m^3/ч$; б – при расходе газа $G_{\Gamma} = 16 \dots m^3/ч$; в – при расходе газа $G_{\Gamma} = 20 \dots m^3/ч$

Анализируя экспериментальные данные рис. 6 можно сделать вывод, что процесс карбонизации сода-бикарбонатного раствора является функцией расхода газа и с увеличением последней протекает более интенсивно за счет увеличения поверхности контакта фаз. Как и следовало ожидать, процесс карбонизации протекает значительно более интенсивно, если в адсорбционной зоне установлены контактные элементы типа ТК.

При более высоких расходах газа $16 \div 20 \text{ м}^3/\text{ч}$ в колонне с контактными элементами ТК граница между зонами I и II сглаживается (рис. 6). В итоге можно отметить, что количество поглощенного CO_2 в КЛ с тарелками ТК в $1,7 \div 2,2$ раза больше, чем в КЛ с пассетами. Этот вывод также подтверждают экспериментальные данные, отражающие зависимость изменения степени карбонизации раствора от времени в колонне-спутнике рис. 7.

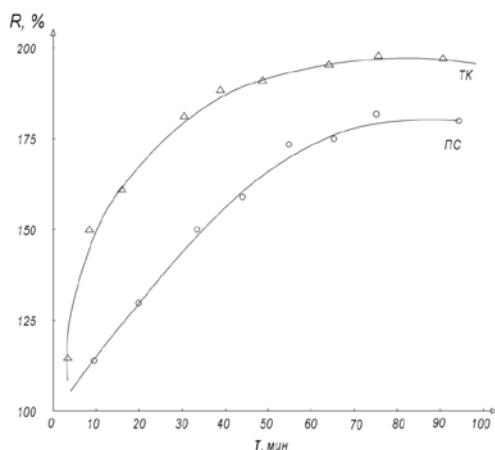


Рис. 7 – Изменение степени карбонизации раствора во времени $G_T = 20 \text{ м}^3/\text{ч}$.

Как следует из экспериментальных данных, приведенных на рис. 7 в КЛ с тарелками ТК объем поглощенного диоксида углерода за один и тот же период времени больше, чем в КЛ с ПС. Это свидетельствует о том, что в КЛ с ТК процесс карбонизации протекает более интенсивно и позволяет повысить степень карбонизации раствора, соответственно степень использования (утилизации) $\text{CO}_2 - U_{\text{CO}_2}$, а, следовательно, повысить производительность колонны. На рис. 8 приведено изменение степени пересыщения раствора NaHCO_3 ($\Delta\Pi$, г/дм³) в зависимости от продолжительности процесса карбонизации (τ , мин) при расходе газа, равном $18 \text{ м}^3/\text{ч}$.

Сравнение характера изменения степени пересыщения раствора при установке в абсорбционной зоне КЛ различных контактных элементов при расходе газа $G_T = 18 \text{ м}^3/\text{ч}$ (рис. 8), показывает, что в КЛ с контактными элементами ТК степень пересыщения раствора меньше, чем в колонне с пассетами. При этом, несмотря на то, что величина начального пересыщения в КЛ с ТК меньше, время снятия начального и остаточного пересыщения не увеличивается. Это связано с тем, что в КЛ с ТК в зоне кристаллизации происходит равномерное распределение реагентов по объему зоны, а в зоне абсорбции обеспечивается интенсивное поглощение CO_2 .

Наблюдения при помощи электронного микроскопа за составом отбираемых проб суспензии показали, что в КЛ с ПС кристаллы NaHCO_3 появляются на высоте $0,8 - 0,85 \text{ Н}$ от нулевой отметки. В зоне $0,8 - 0,5 \text{ Н}$ кристаллы имеют однородные размеры в каждом сечении КЛ и растут от величины 10 мкм до $80 - 100 \text{ мкм}$. Ниже сечения $0,45 - 0,5 \text{ Н}$ наблюдается дисперсия кристаллов по размерам от 10 до 500 мкм .

Основная фракция кристаллов на выходе из колонны $50 - 100 \text{ мкм}$, ее доля составляет $\sim 70 \%$ (рис. 9).

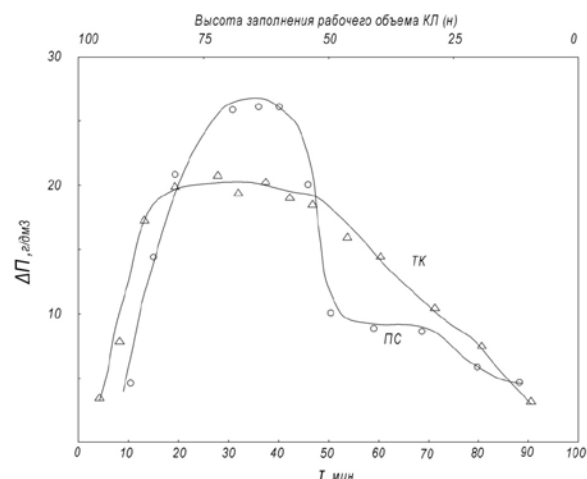


Рис. 8 – Изменение степени пересыщения раствора по NaHCO_3 ($\Delta\Pi$, г/дм³) во времени $G_T = 18 \text{ м}^3/\text{ч}$.

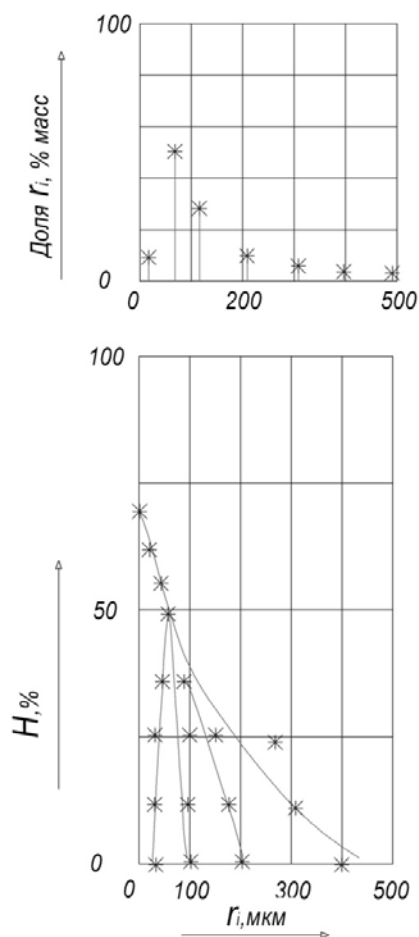


Рис. 9 – Диаграмма распределения кристаллов по высоте КЛ с ПС

В колонне, предложенной нами, с контактными элементами в абсорбционной зоне типа ТК, первые кристаллы размером $5 - 10 \text{ мкм}$ появляются на высоте $0,8 \text{ Н}$. Максимальное пересыщение достигается на высоте примерно $0,85 - 0,8 \text{ Н}$ и поддерживается на этом уровне до $0,55 \text{ Н}$ (рис. 8). В интервале $0,8 - 0,5 \text{ Н}$ наблюдается однородные по размерам кристаллы \sim

10 мкм в любом сечении КЛ. Ниже наблюдается дисперсия кристаллов по размерам (рис. 10). На выходе из колонны определяющий размер кристаллов лежит в интервале 110 – 140 мкм, доля этой фракции 82 – 84 %.

Из приведенных данных следует, что, по-видимому, механизм образования и роста кристаллов NaHCO_3 в КЛ с различной конструкцией контактных элементов одинаков. Конструкция КЭ определяет интенсивность процессов массопереноса, что в свою очередь определяет начальное пересыщение σ_0 , ΔP , T_{\max} в зоне появления первых кристаллов и скорость снятия пересыщения. Изменение именно этих параметров приводит к вышеописанным результатам по распределению кристаллов. Однако, как уже отмечалось, температура T_{\max} имеет тенденцию возрастания с увеличением k_{LAV} , что обеспечивает понижение ΔP и получение стабильных зародышей NaHCO_3 . При более равномерном понижении температуры это позволяет получать более равномерные кристаллы. В работах [16, 17] установлено, что первичные зародыши (включения насыщенного раствора вещества кристаллизанта в жидком растворителе) могут образовываться на пограничном слое, разделяющим газовый пузырь (CO_2) и раствор кристаллизанта. Далее под термином включение следует понимать выражение в скобках. Согласно [18] речь идет о включениях, линейный размер которых имеет порядок $10^{-3} - 10^{-4}$ см.

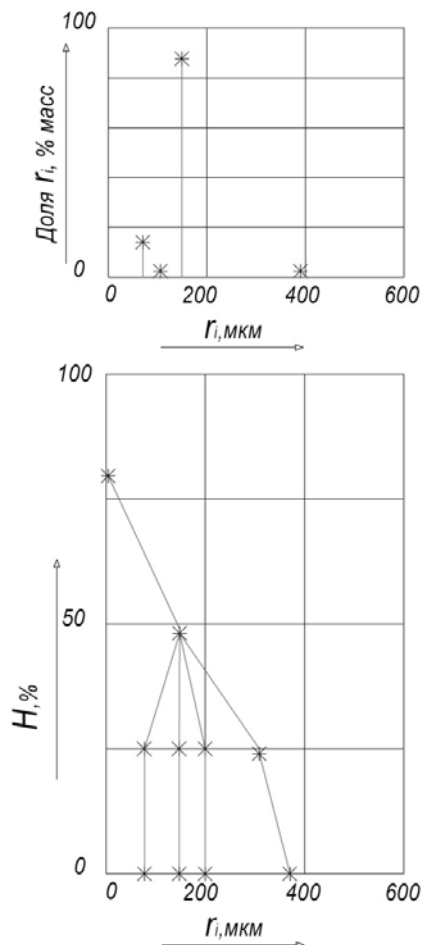


Рис. 10 – Диаграмма распределения кристаллов по высоте КЛ с ТК

В момент появления в КЛ твердой фазы такие включения четко наблюдаются и соответствуют размеру $5 \cdot 10^{-3} - 5 \cdot 10^{-4}$ см. (рис. 11а) Указанное включение после отрыва в объем жидкой фазы под влиянием силы, приложенной извне, может перемещаться как целое. Не детализируя конкретные процессы на границе кристалл-раствор, можно утверждать, что такое движение включения есть следствие направленного потока вещества кристаллизанта в объеме включения, поддерживаемое переносом в растворе осаждаемого комплекса к поверхности включения, переносом через его объем этого комплекса и осаждения на тыльной поверхности включения. Можно ожидать, что при движении включения оказывается в роли микроскопической емкости, в которой происходят процессы переноса и осаждения, обнаруживающие себя по наблюдаемому движению включения как целого, т.е. роста кристаллов.

На экспозиции А зафиксированы "включения" и момент, когда начинается их движение, то есть момент начала роста кристалла. На экспозиции Б рис. 11 зафиксированы моменты движения включения, то есть роста кристалла. На экспозиции В показано завершение роста кристалла в диффузионном режиме и размер Y_c , характеризующий переход к кинетическому режиму. Одним из факторов, свидетельствующим о кинетическом росте, является вицинальная секториальность. На рис. 11 Г, Д показаны экспозиции, фиксирующие это явление. Вицинальная секториальность, ухудшает качество кристаллов, приводит к значительным отклонениям от равновесной формы, повышает пористость и вероятность захвата примесей. Основной причиной этого явления есть смена центров роста кристаллов. На рис. 11 Г показано, что ведущий центр роста – «включения» заменяются на два новых центра 1, 2, которые заем приводят к вискеризации рис. 11 Д.

Было установлено, что определяющую роль в рассматриваемых явлениях (смена центра роста, вискеризация) играют величины скорости потоков фаз U_x и $\frac{dT}{dH}$. Поскольку снижение или увеличение U_x в КЛ ограничено гидродинамическими причинами (это нами показано ранее), то определяющую роль будет играть $\frac{dH}{d\tau} \approx \frac{dH}{dH}$, что и следует из вышеприведенного анализа работы КЛ. Из приведенных данных вытекает, что с точки зрения потребительских свойств качество кристаллов NaHCO_3 повышается при переходе от КЛ с пассетами к КЛ предложенной конструкции.

Эта закономерность является прямым следствием конструктивных изменений в КЛ, которые приводят к изменению гидродинамических и температурных режимов. Последние в свою очередь определяют характер протекания процессов в КЛ.

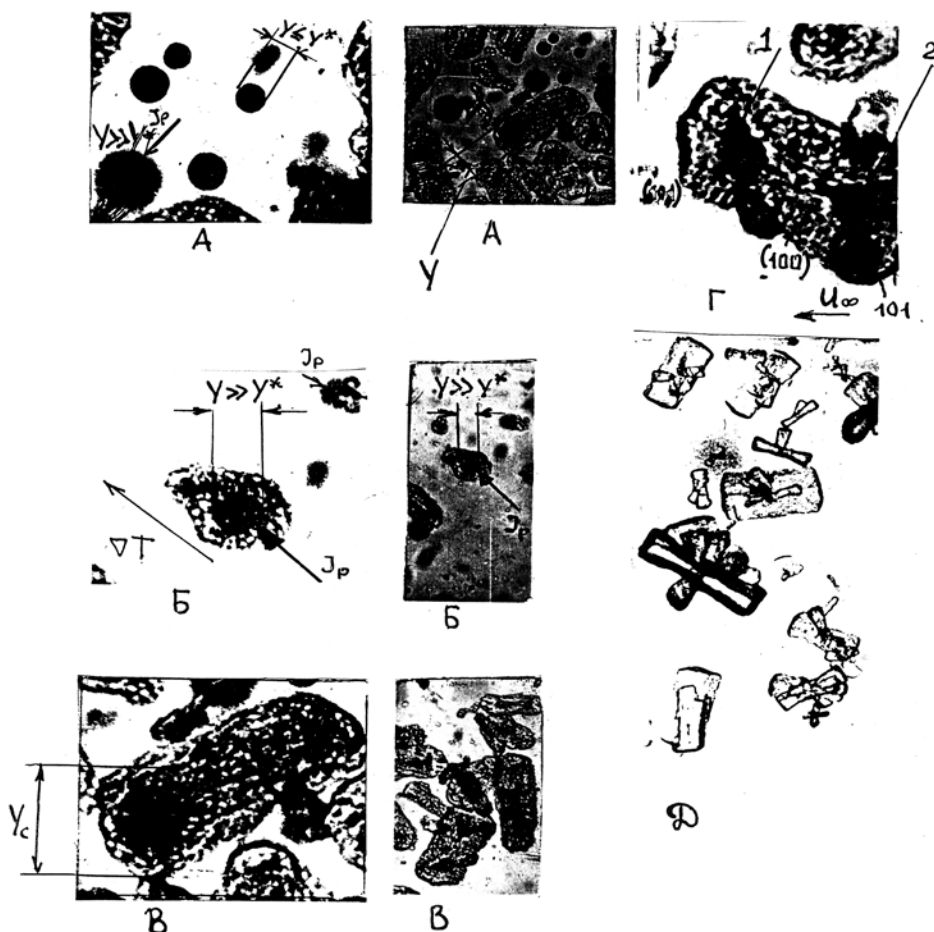


Рис. 11 – Экспозиция кристаллов NaHCO_3 , отобранных по высоте КЛ в различных сечениях (объяснение по тексту)

Выводы

1. Результаты исследований, и их анализ, показали, что в барботажных суспензионных колоннах с контактными элементами в абсорбционной зоне, имеющими наклонные направляющие относительно плоскости тарелки, позволяют существенно интенсифицировать процессы массопередачи (абсорбции CO_2), за счет снижения коэффициентов продольного перемешивания в 1,6 раза, в сравнении с другими типами КЭ, увеличения межфазной поверхности в 2 раза, увеличения коэффициентов массоотдачи в 1,5 раза;

2. Установлено, что в зоне кристаллизации NaHCO_3 наиболее эффективными являются перекрестно – точные ситчатые тарелки с переливами, которые обеспечивают интенсивный массообменный процесс на контактном элементе и одновременно вдоль зоны кристаллизации интенсивное продольное перемешивание, способствующее равномерному распределению зародышей новой фазы (NaHCO_3) по объему кристаллизационной зоны;

3. Анализ результатов исследований позволяет утверждать, что в КЛ с принятой комбинацией КЭ, по сравнению с традиционной КЛ с пассетами, массообменные процессы, связанные с поглощением CO_2 , протекают значительно более интенсивно (в 1.7 – 2.2 раза), что позволяет повысить степень использования CO_2 , и, соответственно, производительность КЛ в 1.5 раза, при сохранении его габаритов, а ее пробег от чистки до чистки в 1.5 – 1.8 раза (то есть обеспечить пробег 18 – 20 суток вместо 10).

4. Оценка качества кристаллов NaHCO_3 (потребительских свойств) показала, что на выходе из колонны с традиционными пассетами дисперсия кристаллов по размерам составляет от 10 до 500 мкм, основная фракция 50 - 100 мкм и ее доля составляет примерно 70 %; на выходе из модернизированной колонны дисперсия кристаллов по размерам составляет 50 - 380 мкм, определяющий размер 110 - 140 мкм, Доля этой фракции 82 – 84 %.

5. Анализ процесса кристаллизации в модернизированной колонне показал, что рост кристаллов происходит в соответствии с диффузионным механизмом, что обязано меньшему значению начального пересыщения, снижению скорости поглощения CO_2 в зоне кристаллизации, и за счет реализации диффузионной модели в зоне кристаллизации, выноса мелких кристаллов (зародышей) в начало зоны кристаллизации, которые играют роль затравки; в итоге кристаллы имеют бочкообразную и цилиндрическую форму с однородными размерами и малой дефектностью поверхности, последнее обеспечивает интенсивное обезвоживание суспензии и незначительный расход чистой воды на промывку осадка;

6. По результатам исследований получен патент Украины на новую конструкцию карбонизационной колонны.

Список литературы: 1. Слinsky, М. Г. Некоторые тенденции развития теории химической технологии [Текст] / М. Г. Слinsky // Химическая промышленность. – 2000. – №2 (69). – С. 3–8. 2. Беляев, Э. К. Основные направления интенсификации процесса карбонизации

содового раствора в производстве очищенного бикарбоната натрия [Текст] / Э. К. Беляев // Технология соды и содо продуктов. – Харьков. тр. НИОХИМ. – 1980. – Т. 52. – С. 54-59.3. Rant, Z. Die Eazngung von Soda nach dem Solvay Verfahren. Sarajevo [Text] / Z. Rant // Forschung sinstitut fur Bergban und Chemishe Technologie Tuzla Rant, 1988. – 543 p.4. Крашенинников, С. А. Технология кальцинированной соды и очищенного бикарбоната натрия [Текст] / С. А. Крашенинников. – Москва. ВШ, 1986. – 285 с.5. Зайцев, И. Д. Производство соды [Текст] / И. Д. Зайцев, Г. А. Ткач, Н. Д. Стоев. – М.: Химия. – 1986. – 312 с.6. Крашенинников, С. А. Технология соды [Текст] / С. А. Крашенинников. – М.: Химия, 1988. – 305 с.7. Ткач, Г. А. Производство соды по малоотходной технологии [Текст] / Г. А. Ткач, В. П. Шаповров, В. М. Титов. – Харьков. ХГПУ, 1998. – 430 с.8. Шаповров, В. П. Моделирование процесса роста кристаллов из раствора кристаллизата, образуемых взаимодействием солевых растворов с газообразным CO₂ [Текст] / В. П. Шаповров, О. А. Лопухина, Ю. А. Иванов // Вестник ХГПУ. – 1998. – Вып. 25. – С. 97–103.9. Иванов, Ю. А. Розробка процесу та конструкції карбонізаційної колони, що забезпечують підвищення ступеню утилізації сировини у виробництві кальцинованої соди. Дис. на здобуття наукового ступеня кандидата техн. наук: спец. 05.17.08 «Процеси та обладнання хімічної технології» [Текст] / Ю. А. Иванов // Харків. – 2000. – 140 с.10. Васильев, М. И. Интенсификация совмещенных реакционно-массообменных процессов в карбонизационных реакторах содового производства. Дисс. на соискание ученой степени кандидата техн. наук спец. 05.17.08 «Процессы и оборудование химической технологии» [Текст] / М. И. Васильев // Харьков, НТУ «ХПИ». – 2012. – 169 с.11. Шаповров, В. П. Влияние начального пересыщения на интегральные характеристики дисперсной фазы, осаждающейся в карбонизационной колонне содового производства [Текст] / В. П. Шаповров, В. М. Титов, Ю. А. Иванов // Вестник ХГПУ. – Харьков. – 1999. – Вып. 28. – С. 49–56.12. Дворниченко, К. И. Кристаллизация бикарбоната натрия при карбонизации раствора Na₂CO₃ и NaHCO₃ [Текст] / К. И. Дворниченко // Труды НИОХИМ. – 1958. – Т. 11. – С. 67–89.13. Кулов, Н. Н. О некоторых проблемах разделения смесей [Текст] / Н. Н. Кулов // Теорет. основы химической технологии. – 2007. – Т. 41. – № 1. – С. 3–15.14. Kawase, Y. Mathematical models for design of bioreactors applications of Kolmogoroff's theory of isotropic turbulence [Text] / Y. Kawase, M. Moo-Yong // Chem Eng. O. – 1990. – №5. – P. 19–41.15. Карпачёва, С. М. Пульсационная аппаратура в химической технологии [Текст] / С. М. Карпачёва, Б. Е. Рябчиков. – М.: Химия. – 1983. – 224 с.16. Шаповров, В. П. О возможности применения методов нанохимии для анализа и интенсификации химико-технологических процессов [Текст] / В. П. Шаповров, В. В. Себко // Вестник НТУ «ХПИ». – Харьков. – 2012. – №61 (967). – С. 164–175.17. Иванов, Ю. А. Исследование кинетики кристаллизации твердой фаз из пересыщенного раствора [Текст] / Ю. А. Иванов, В. П. Шаповров, В. М. Титов, А. Ф. Долкарт // Научн. труды НИОХИМ. Химия и технология производств основной химической промышленности. – 1998. – Т. 61. – С. 82–84.

Bibliography (transliterated):1. Slinko, M. G. (2000). Nekotorye tendency razvitiya teorii khimicheskoy tekhnologii. Khimicheskaya promyshlennost, №2 (69), 3–8. 2. Belyaev, E. K. (1980). Osnovnye napravleniya intensifikatsii processa karbonizatsii sodovogo rastvora v proizvodstve ochishhennogo bikarbonata natriya. Tekhnologiya sody i sodo produktov. Xarkov. tr. NIOXIM, 52, 54–59.3. Rant, Z. (1988). Die Eazngung von Soda nach dem Solvay Verfahren. Sarajevo. Forschung sinstitut fur Bergban und Chemishe Technologie Tuzla Rant, 543.4. Krashennnikov, S. A. (1986). Tekhnologiya kalcinirovannoy sody i ochishhennogo bikarbonata natriya. Moscow. VSh, 285.5. Zajcev, I. D., Tkach, G. A., Stoev, N. D. (1986). Proizvodstvo sody. Moscow. Ximiya, 312.6. Krashennimikov, S. A. (1988). Tekhnologiya sody. Moscow. Ximiya, 305.7. Tkach, G. A., Shaporev, V. P., Titov, V. M. (1988). Proizvodstvo sody po maloottodnoj tekhnologii. Xarkov. XGPU, 430.8. Shaporev, V. P., Lopuxina, O. A., Ivanov, Yu. A. (1988). Modelirovanie processa rosta kristallov iz rastvora kristallizata, obrazuemyx vzaimodejstviem solevyx rastvorov s gazoobraznym SO₂. Vestnik XGPU, 25, 97–103.9. Ivanov, Yu. A. (2000). Rozrobka procesu ta konstrukcii karbonizatsijnoi koloni, shho zabezpechuyut pidvishhennya stupenyu utilizatsii sirovini u virobnictvi kalcinovanoi sodi. Dis. na zdobuttya naukovogo stupenya kandidata techn. nauk: spec. 05.17.08 «Procesi ta obladnannya khimichnoi tekhnologii». Xarkiv, 140.10. Vasilev, M. I. (2012). Intensifikatsiya sovmeshhennyx reakcionno-massoobmennyx processov v karbonizatsionnyx reaktorax sodovogo proizvodstva. Dis. na soiskanie uchenoy stepeni kandidata techn. nauk spec. 05.17.08 «Processy i oborudovanie khimicheskoy tekhnologii». Xarkov, NTU «XPI», 169.11. Shaporev, V. P., Titov, V. M., Ivanov, Yu. A. (1999). Vliyanie nachalnogo peresyshheniya na integralnye karakteristiki dispersnoj fazy, osazhdayshejsya v karbonizatsionnoj kolonne sodovogo proizvodstva. Vestnik XGPU. Xarkov, 28, 49–56.12. Dvornichenko, K. I. (1958). Kristallizatsiya bikarbonata natriya pri karbonizatsii rastvora Na₂CO₃ i NaHCO₃. Trudy NIOXIM, 11, 67–89.13. Kulov, N. N. (2007). O nekotoryx problemax razdeleniya smesey. Teoret. osnovy khimicheskoy tekhnologii, 41, № 1, 3–15.14. Kawase, Y., Moo-Yong, M. (1990). Mathematical models for design of bioreactors applications of isotropic turbulence. Chem Eng. O, 5, 19–41.15. Karpachyova, S. M., Ryabchikov, B. E. (1983). Pulsatsionnaya apparatura v khimicheskoy tekhnologii. Moscow: Ximiya, 224.16. Shaporev, V. P., Sebko, V. V. (2012). O vozmozhnosti primeneniya metodov nanoximii dlya analiza i intensifikatsii khimiko-tekhnologicheskix processov. Vestnik NTU «XPI». Xarkov, №61 (967), 164–175.17. Ivanov, Yu. A., Shaporev, V. P., Titov, V. M., Dolkart, A. F. (1998). Issledovanie kinetiki kristallizatsii tverdoj faz iz peresyshhennogo rastvora. Nauchn. trudy NIOXIM. Ximiya i tekhnologiya proizvodstv osnovnoj khimicheskoy promyshlennosti, 61, 82–84.

Надійшла (received) 27.10.2015

Відомості про авторів / Сведения об авторах / About the Authors

Васильев Михаил Ильич – кандидат технических наук, Национальный технический университет «ХПИ», доцент кафедры «Химическая техника и промышленная экология»; ул. Фрунзе, 21, г. Харьков, Украина, 61002;

Васильев Михайло Ілліч – кандидат технічних наук, Національний технічний університет «ХПІ», доцент кафедри «Хімічна техніка та промислова екологія»; вул. Фрунзе, 21, м. Харків, Україна, 61002; тел.: 095-133-38-36; e-mail: mike_v@i.ua.

Vasyliiev Mykhailo – candidate of Technical Sciences, National Technical University «Kh.P.I.», associate Professor Department of chemical engineering and industrial environment; Frunze 21, Kharkov, 61002;

Пітак Інна Вячеславовна – кандидат технических наук, Национальный технический университет «ХПИ», доцент кафедры «Химическая техника и промышленная экология»; ул. Фрунзе, 21, г. Харьков, Украина, 61002; e-mail: ipitak@rambler.ru.

Пітак Інна Вячеславівна – кандидат технічних наук, Національний технічний університет «ХПІ», доцент кафедри «Хімічна техніка та промислова екологія»; вул. Фрунзе, 21, м. Харків, Україна, 61002;

Pitak Inna – candidate of Technical Sciences, National Technical University «Kh.P.I.», associate Professor Department of chemical engineering and industrial environment; Frunze 21, Kharkiv, 61002; e-mail: ipitak@rambler.ru.

Шаповров Валерий Павлович – доктор технических наук, Национальный технический университет «ХПИ», профессор кафедры «Химическая техника и промышленная экология»; ул. Фрунзе, 21, г. Харьков, Украина, 61002; e-mail: himeco@kpi.kharkov.ua.

Шанорев Валерій Павлович – доктор технічних наук, Національний технічний університет «ХПІ», професор кафедри «Хімічна техніка та промислова екологія»; вул. Фрунзе, 21, м. Харків, Україна, 61002; e-mail: himeco@kpi.kharkov.ua.

Shaporev Valery – octor of Technical Sciences, National Technical University «Kharkiv Polytechnic Institute», Professor Department of chemical engineering and industrial environment; Frunze 21, Kharkov, 61002;

Питак Олег Ярославович – кандидат технічних наук, Національний технічний університет «ХПІ», доцент кафедри «Охорона труда и окружающей среды»; ул. Фрунзе, 21, г. Харьков, Украина, 61002; e-mail: ipitak@rambler.ru.

Пітак Олег Ярославович – кандидат технічних наук, Національний технічний університет «ХПІ», доцент кафедри «Охорони праці та навколишнього середовища»; вул. Фрунзе, 21, м. Харків, Україна, 61002;

Pitak Oleh – candidate of Technical Sciences, National Technical University «Kh.P.I.», associate Professor Department of Occupational Safety and environment; Frunze 21, Kharkiv, 61002; e-mail: ipitak@rambler.ru.

УДК 631.331:633.63

Є. Я. ПРАСОЛОВ, Г. О. ЛАПЕНКО, Т. Г. ЛАПЕНКО, С. А. БЕЛОВОЛ, В. К. ШМИГОЛЬ, Б. М. ШКРЯБУН

ТЕХНОЛОГІЧНІ АСПЕКТИ ПОКРАЩЕННЯ АГРЕГАТИВ ПО ВИСАДЦІ ЦУКРОВОГО БУРЯКУ НА ЕЛІТНЕ НАСІННЯ

У статті висвітлені аналіз літературних джерел і патентної інформації й виробничого досвіду та шляхи вдосконалення конструкції та обґрунтування режимів роботи запропонованого висадкосаджального агрегату з контролем та реєстрацією параметрів для визначення кроку висадки маточників цукрового буряка, регульованим внесенням добрив і гранул збереження води. За результатами досліджень обґрунтовано вдосконалення конструкції висадкосаджальної установки, з урахуванням біологічних особливостей розвитку рослин та забезпеченням вищою енергоощадності та економічної доцільності впровадження у виробництво.

Ключові слова: висадкосаджальний агрегат, стимулятори росту, акумульована енергосміність виробництва, циклічно-последовні виміри параметрів.

Вступ. Питання виробництва високоякісної, екологічно безпечної продукції за енергоощадними технологіями є стратегічним для економіки провідних країн Світу, в тому числі, і України. Нині буряківництво та виробництво цукру знаходиться в занепаді. Для подолання такої тенденції слід забезпечити виробника якісним посівним матеріалом та високопродуктивними технічними засобами. Сьогодні в Україну імпортується значна частина посівного матеріалу цукрового буряка [1].

Очевидно, що вітчизняний виробник повністю залежить від імпортного насіння, на яке витрачаються значні кошти. Але, іноземні сорти не адаптовані до природно-кліматичних умов вирощування в Україні, про що свідчить масове ураження коренеплодів некрозом судинної системи, хвостовою гниллю фузаріозного та бактеріального характеру та нематодом. Крім того, вони мають нижчу продуктивність, ніж вітчизняні сорти та гібриди і не придатні до тривалого кагатного зберігання [2 – 5]. Треба враховувати, що збиральні комплекси коренеплодів закордонного і вітчизняного виробництва не адаптовані до очищення листостеблової маси із збереженням зародкових вічок. Це робить неможливим викопування маточних коренеплодів і подальше використання їх у насінництві [4 – 7].

Висадкосаджальні агрегати, що використовуються в господарствах не забезпечують необхідних показників якості, а їх утримання є економічно недоцільним через короткий період експлуатації, високу трудомісткість і низьку продуктивність [2]. Ринкові умови призведуть до експорту готового продукту – цукру та до збільшення обсягів вирощування елітного насіння цукрового буряка.

Аналіз літературних даних та постановка проблеми. Для забезпечення потреб вітчизняного буряківництва слід застосовувати інтенсивні технології виробництва насіння. При цьому, трудомісткою і відповідальною операцією є висаджування маточників цукрового буряка, яка раніше виконувалась вручну із затратами праці.

За результатами патентних досліджень за ДСТУ 3575-97 визначені аналоги. Установа для посадки коренеплодів, який містить раму з розміщеним на ній роторним висадковим апаратом, бункер-накопичувач для посадкового матеріалу [3].

Установа транспортування маточного буряка до висадкового апарата, який складається із лоткового та коміркового транспортерів з виштовхувачем коренеплодів із комірок, але відсутня автоматична подача коренеплодів в роторний посадковий апарат.

Установа для посадки коренеплодів, яка має копіювальні колеса і два консольно встановлених на рамі, ротаційно-висадкових механізми, що спираються на копіювальні колеса і мають зміщення одного відносно іншого в горизонтальній площині, з'єднаних між собою поводками; несучі садильні конуси, виготовлені з двох підпружинених створок, оснащених механізмом приводу.

Виконано аналіз виробничого досвіду використання висадкосаджальних агрегатів, результати якого приведені в табл. 1.

© Є. Я. Прасолов, Г. О. Лапенко, Т. Г. Лапенко,

С. А. Беловол, В. К. Шмиголь, Б. М. Шкрябун. 2015