

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.

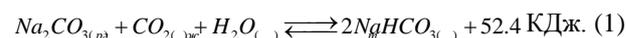
В связи этим исследования, направленные на выяснение особенностей протекания направленно-организованных совмещенных процессов и разработку специфических технологических приемов, основанных на методах интенсивного энергетического воздействия на обрабатываемую среду, с целью ин-

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

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.

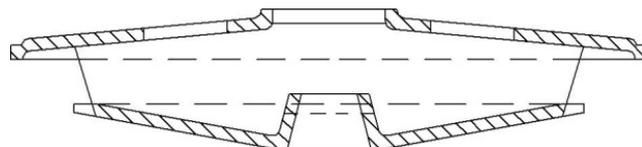


Рис. 1 - Барботажная тарелка большой карбонизационной колонны

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.

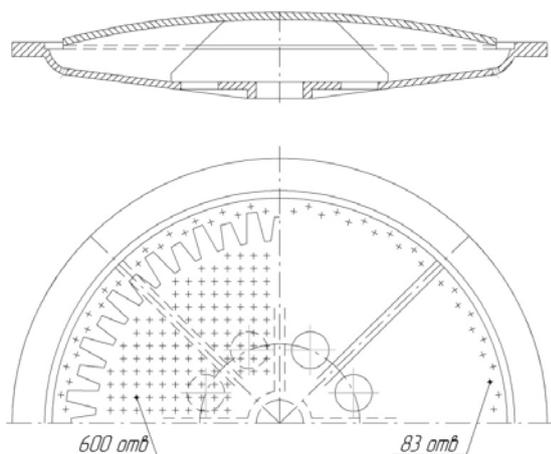


Рис. 2 - Барботажная тарелка малой карбонизационной колонны

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

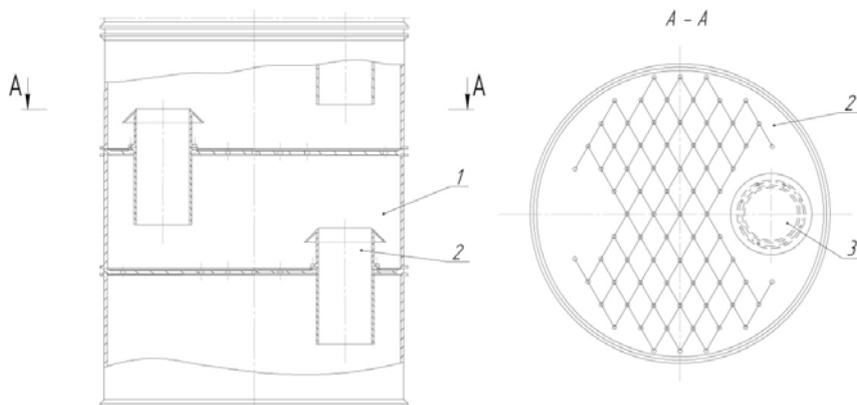


Рис. 3 – Фрагмент колонны с перекрестно-точными тарелками: 1 – абсорбционная царга (бочка); 2 – перекрестно-точная тарелка; 3 – перелив

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.

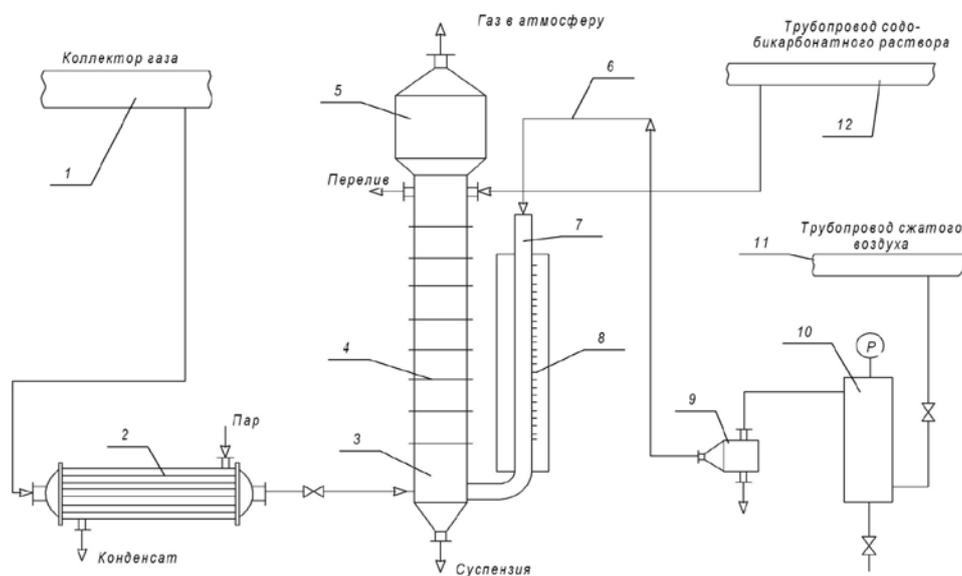


Рис. 4 – Схема опытной установки для исследования процесса карбонизации содо- бикарбонатных растворов

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), карбонизованную 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.

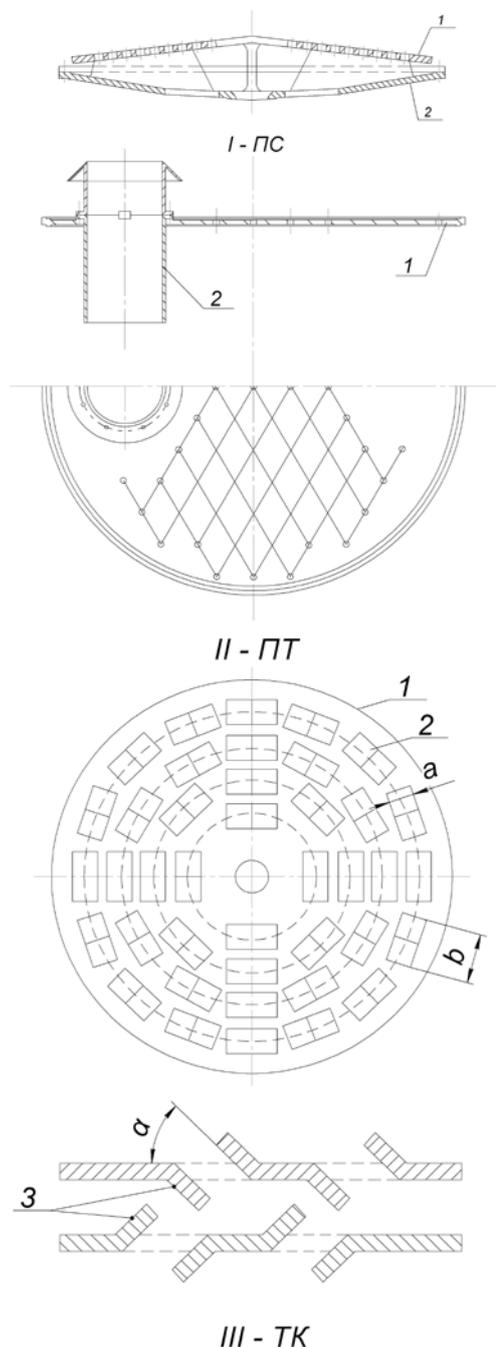


Рис. 5 – Конструкции тарелок: I – ПС – пассетная тарелка; 1 - перфорированный колпак; 2 – тарелка; II – ПТ – перекрестно-точная ситчатая тарелка с переливами; 1 - ситчатая тарелка; 2 – перелив; III – ТК – контактный элемент типа КРИМЗ; 1 - диск; 2 - отверстия; 3 - направляющие лопатки

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:

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

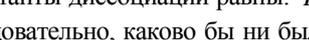
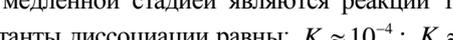
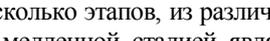
$$R \Rightarrow 180 \rightarrow 195\%; \quad V_T = 0,08 - 0,1 \text{ о/мин.}$$

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.

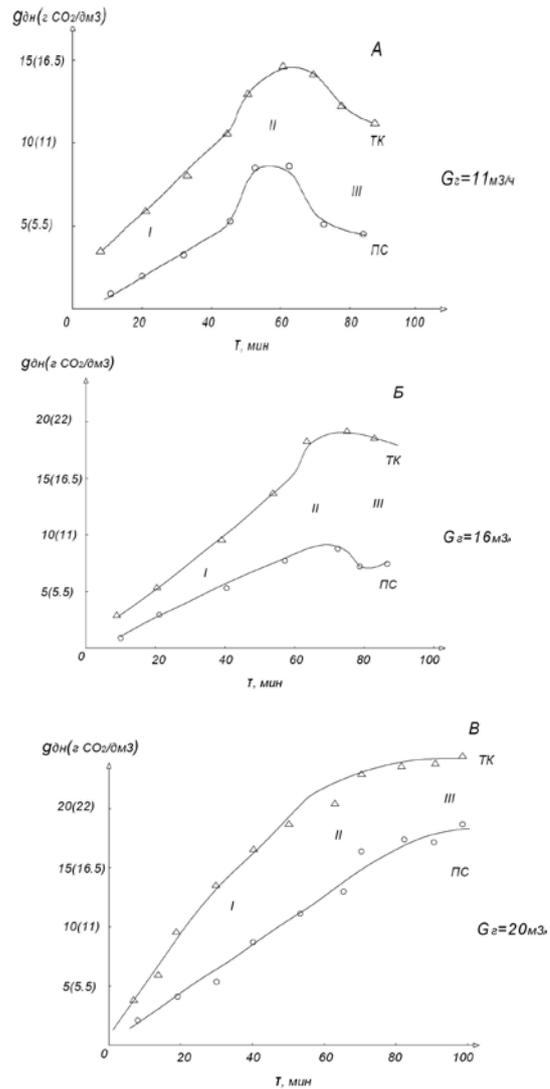


Рис. 6 – Изменение количества поглощенного CO_2 во времени при различных расходах газа в колонну-спутник, G_{Γ} , $m^3/ч$: а – при расходе газа $G_{\Gamma} = 11 \dots m^3/ч$; б – при расходе газа $G_{\Gamma} = 16 \dots m^3/ч$; в – при расходе газа $G_{\Gamma} = 20 \dots m^3/ч$

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.

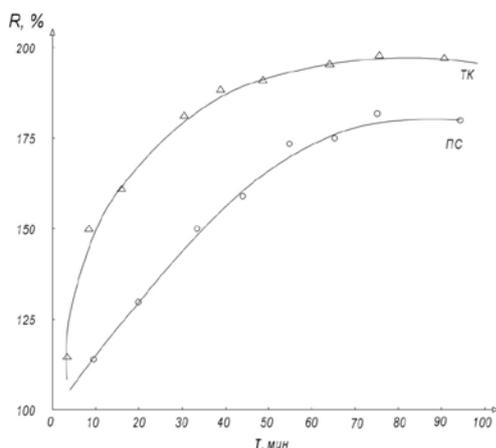


Рис. 7 – Изменение степени карбонизации раствора во времени $G_T = 20 \text{ м}^3/\text{ч}$.

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).

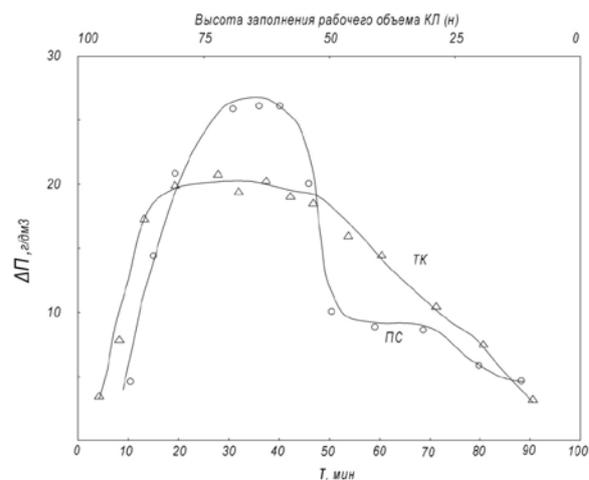


Рис. 8 – Изменение степени пересыщения раствора по NaHCO_3 ($\Delta\Pi$, г/дм³) во времени $G_T = 18 \text{ м}^3/\text{ч}$.

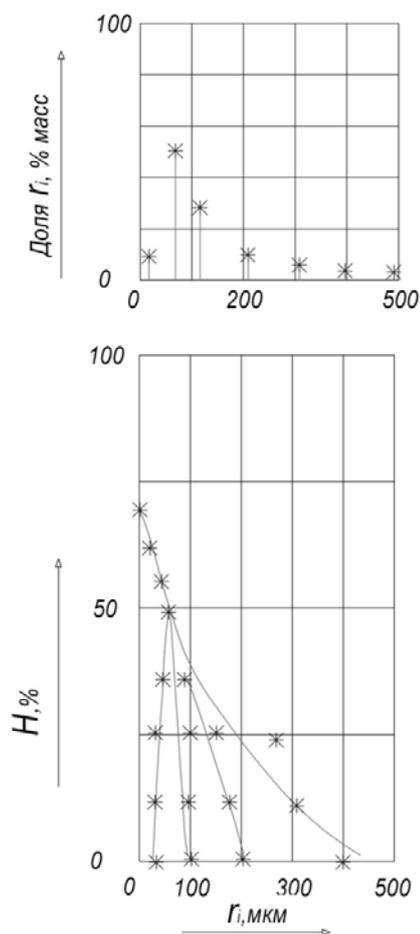


Рис. 9 – Диаграмма распределения кристаллов по высоте КЛ с ПС

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.

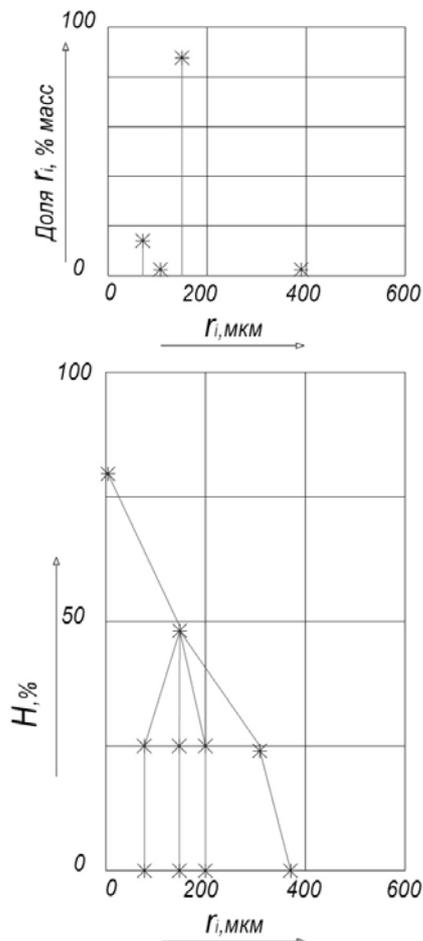


Рис. 10 – Диаграмма распределения кристаллов по высоте КЛ с ТК

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.

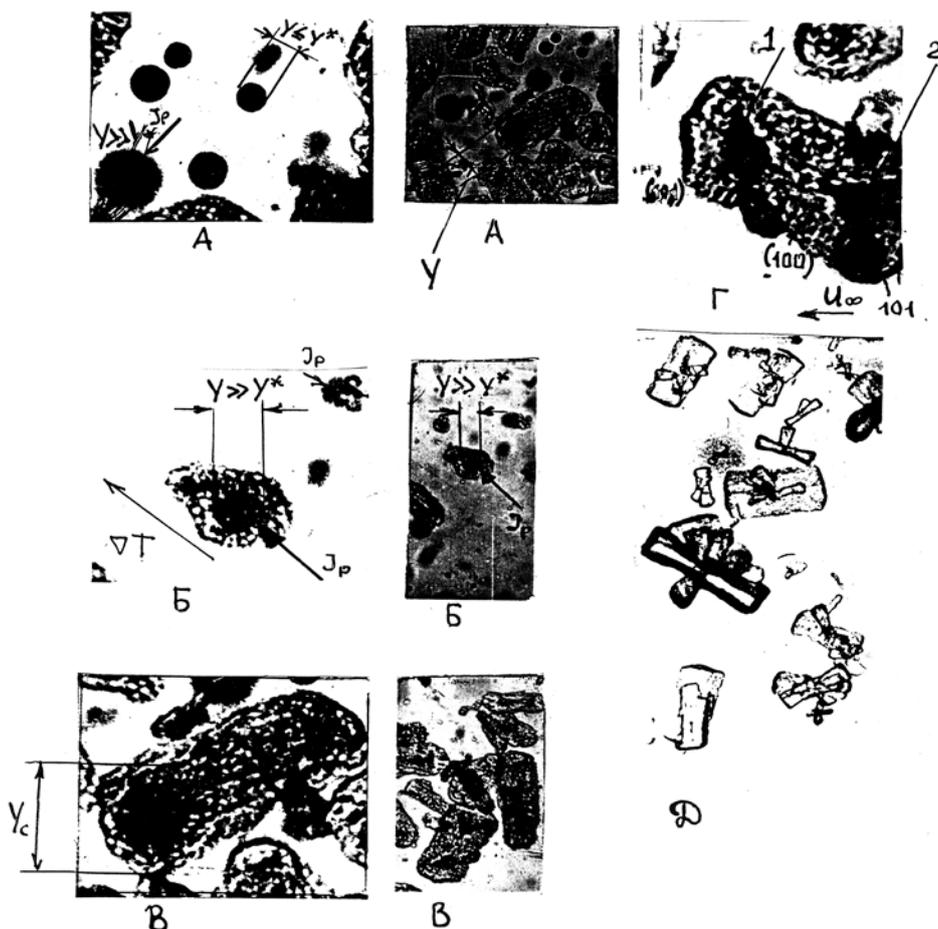


Рис. 11 – Экспозиция кристаллов NaHCO_3 , отобранных по высоте КЛ в различных сечениях (объяснение по тексту)

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 массопереноса (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. *Texnologiya 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). *Texnologiya 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). *Texnologiya sody*. Moscow. *Ximiya*, 305.7. Tkach, G. A., Shaporev, V. P., Titov, V. M. (1988). *Proizvodstvo sody po maloottodnoy 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 siroviny 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, osazhdayushhejsya 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 smesej. 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 технічних наук, Національний технічний університет «ХПИ», доцент кафедри «Хімічна техніка та промислова екологія»; ул. Фрунзе, 21, г. Харків, Україна, 61002;

Васильев Михайло Ілліч – кандидат технічних наук, Національний технічний університет «ХПИ», 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 технічних наук, Національний технічний університет «ХПИ», доцент кафедри «Хімічна техніка та промислова екологія»; ул. Фрунзе, 21, г. Харків, Україна, 61002; e-mail: ipitak@rambler.ru.

Пітак Інна Вячеславівна – кандидат технічних наук, Національний технічний університет «ХПИ», 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 технічних наук, Національний технічний університет «ХПИ», професор кафедри «Хімічна техніка та промислова екологія»; ул. Фрунзе, 21, г. Харків, Україна, 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-послідовні 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 буряку.

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