

### Литература

1. Korde V. Text Classification and Classifiers: A Survey // International Journal of Artificial Intelligence & Applications (IJAIA), Vol.3, No.2, March 2012.
2. B.S. Harish, S. Manjunath, D.S. Guru "Text document classification: An approach based on indexing. International Journal of Data Mining & Knowledge Management Process (IJDMP) Vol.2, No.1, January 2012.
3. Добрынин В.Ю., Ключев В.В. Некрестьянов И.С. Оценка тематического подобия текстовых документов // Электронные библиотеки: перспективные методы и технологии: Вторая всероссийская научная конференция. - Санкт-Петербург, 2000.

### ***К расчёту процесса очистки промышленных газов от диоксида углерода***

Гуреев А.О., к.т.н. доц. Пикулин Ю.Г.  
Университет машиностроения  
gureev\_aleksei@mail.ru

*Аннотация.* Предложена математическая модель абсорбера для малых объёмов очищаемых газов. Проведён расчёт основных размеров для опытно-промышленной установки, выполнен расчёт основных размеров абсорбера для промышленной установки, который показал работоспособность составленной математической модели для многотоннажного производства.

*Ключевые слова:* очистка газов, абсорбер, моделирование.

В крупнотоннажных производствах очистка газов от кислых компонентов производится как в технологической цепочки получения того или иного продукта, так и при выбросе дымовых газов какого-либо производства. Количество извлекаемых компонентов из газовых смесей исчисляется сотнями тысяч тонн в год. Одним из самых дешёвых способов очистки является циркуляционный способ, в котором после насыщения абсорбент направляют на стадию регенерации, где, в том числе, происходит выделение поглощённого компонента в чистом виде. Количество циркулирующего абсорбента в системе зависит от его абсорбционной (поглощательной) ёмкости.

Вследствие разнообразия топок, котельных и других аналогичных устройств, очень широка сфера приложения различных методов контроля чистоты выбросов. Специалист в данной области имеет возможность выбрать оптимальный вариант или найти способы улучшения уже функционирующих конструкций. Общий интерес представляет применимость отдельных методов к конкретным типам загрязняющих выбросов, их универсальность, экономичность, перспектива усовершенствования, увеличение производительности и возможные недостатки. Регенерация абсорбента проводится, как правило, либо путём сброса давления – дросселированием, либо при нагревании.

Существуют разнообразные методы очистки газа от  $\text{CO}_2$  и совместной очистки от  $\text{CO}_2$  и других примесей [1]:

1. Водная очистка – наиболее простой и известный метод удаления  $\text{CO}_2$ . Недостатком данного метода является большой расход электроэнергии, т.к., как правило, абсорбция проводится при высоком давлении, а регенерация – при его сбросе.
2. Очистка газов водными растворами полиаминов. Недостатком является их высокая коррозионная активность.
3. Очистка газов раствором дигликолямина (ДГА). Недостатком является высокая стоимость растворителя и его сравнительно большие потери.
4. Очистка растворами карбонатов.

А) Очистка горячими растворами поташа. Основной недостаток – сильная коррозия оборудования. При сравнении с процессом МЭА–очистки концентрация  $\text{CO}_2$  в очищенном га-

зе намного выше, чем очистка горячим раствором поташа.

Б) Очистка горячими растворами карбоната калия, активированным диэтиламино. К таким процессам относят «Бенфилд», «Карсол». В процессе «Карсол» абсорбентом является 25-26 % раствор поташа, содержание ДЭА составляет около 1,8 %. Экспериментально установлено, что расход тепла в усовершенствованном процессе МЭА-очистки несколько ниже, чем в процессе «Карсол», и существенно снижается циркуляция раствора. Благодаря этому, а также вследствие уменьшения скорости абсорбции габариты абсорберов и регенераторов в процессе «Карсол» значительно больше, чем при МЭА - очистки. Выше также расход электроэнергии и ниже степень очистки, что приводит к потерям водорода при стадии метанирования. Определённые трудности вызывает пуск агрегатов в зимнее время, коррозия, выщелачивание керамической насадки;

В) Очистка мышьяково-поташными растворами (процесс «Джаммарко - Ветрококк»). Наиболее существенным недостатком процесса является сильная токсичность, что обуславливает необходимость ликвидации сточных вод и проливов абсорбента.

Методы очистки относительно дешёвыми растворами карбонатов имеют серьёзный недостаток, обусловленный малой растворимостью солей в воде при обычных температурах. Кроме того, скорость взаимодействия  $\text{CO}_2$  с карбонатами весьма мала, что приводит к увеличению циркуляции раствора, возрастанию габаритов аппаратов и расхода греющего пара на регенерацию содовых и поташных растворов [1].

5. Физическая абсорбция органическими растворителями.

А) Флюор-процесс. В качестве абсорбентов применяют пропиленкарбонат. Преимуществом процесса является низкий расход тепла. Разработан вариант очистки газа при 0 °С. Это позволяет уменьшить циркуляцию растворителя и расход электроэнергии.

Б) Процесс «Селексол». В качестве абсорбента применяют диэтиловый эфир полиэтиленгликоля.

В) Процесс «Пуризол». В качестве абсорбента применяют N - метилпирролидон.

Основная сложность применения органических растворителей заключается в их высокой стоимости, дефицитности и небезопасности для обслуживающего персонала.

6. Очистка водными растворами этаноламинов. Является типичным процессом хемосорбции, широко распространённым в промышленности.

А) Процесс МЭА-очистки получил наибольшее применение.

Б) Диэтаноламин (ДЭА) нашёл широкое применение как хемосорбент при очистке газов, особенно природного газа. Одной из причин применения ДЭА является возможность очистки газов, содержащих наряду с диоксидом углерода сероорганические соединения. К недостаткам этого способа можно отнести невозможность достижения такой же степени очистки, как при применении МЭА, а также меньшую термическую устойчивость ДЭА.

В) Абсорбент на основе МДЭА [3], имеет ряд преимуществ по сравнению с раствором МЭА. Так, скорость деградации МДЭА и его коррозионная активность в растворе меньше, чем у МЭА. Кроме того, МДЭА имеет меньшую удельную теплоемкость, а главное, – меньшую теплоту реакции взаимодействия с  $\text{CO}_2$  и поэтому легче регенерируются, в результате чего замена существующего раствора МЭА на МДЭА–абсорбент приводит к существенному снижению энергозатрат на процесс очистки синтез-газа. С другой стороны, кинетика абсорбции  $\text{CO}_2$  растворами МДЭА может не обеспечить необходимую степень очистки синтез-газа на существующем оборудовании агрегатов производства аммиака. Этот недостаток может быть компенсирован введением в раствор различных активирующих добавок, в качестве которых обычно используют первичные или вторичные амины. Эти добавки, однако, ускоряя процесс абсорбции, зачастую увеличивают степень термохимической деградации абсорбента и его коррозионную активность [3].

Основным критерием при выборе очистки является величина затрат, включающих энергетические и капитальные затраты. Очистка газов растворами этаноламинов является

типичным процессом хемосорбции. Изучению этого процесса посвящено большое количество работ, однако и в настоящее время продолжаются исследования с целью его совершенствования и интенсификации [1, 3].

Анализируя публикации по данной тематике [3, 4, 5], можно отметить, что вопросам оптимизации технологических параметров для процесса очистки промышленных газов от диоксида углерода, серьёзно никто не уделял соответствующего внимания. В настоящее время расчёт очистки промышленных газов проводится по нормам и стандартам, которые предоставляют возможность расчёта лишь на общих условиях. Соответственно, можно предположить, что подобрав оптимальные технологические параметры, можно значительно снизить экономические затраты для существующего конкретного аппаратурно-технологического оформления процесса.

В настоящее время вопросу энергоэффективности химических производств уделяется все больше внимания [6].

Наибольшие энергозатраты абсорбционно-десорбционной очистки газов от кислых компонентов связаны со стадией регенерации абсорбента, которая проходит, как правило, при высоких температурах. Однако на регенерацию абсорбент поступает со стадии непосредственно абсорбционной очистки газа. Поэтому для определения рациональных значений параметров технологического режима осуществления процесса абсорбционно-десорбционной очистки газов от диоксида углерода при минимальных энергозатратах на процесс очистки необходимо чётко сформулировать математическую модель процесса абсорбционной очистки газа и проверить её адекватность. Вторым этапом будет являться решение аналогичной задачи для процесса регенерации и на завершающей стадии – их объединение в математическую модель абсорбционно-десорбционного цикла.

Задачей данного исследования является сбор, структурирование и обобщение данных по абсорбционным методам очистки промышленных газов от диоксида углерода, построение математической модели процесса очистки промышленных газов от диоксида углерода и проверка её адекватности.

Поиск оптимальных технологических параметров является трудоёмким процессом, в ходе которого необходимо учесть и рассчитать множество различных параметров и величин.

Первым этапом этой работы является создание математической модели процесса абсорбции диоксида углерода и проверка её адекватности.

На основе описания расчёта процесса абсорбции диоксида углерода водным раствором МЭА [1, 2] была составлена математическая модель. В неё вошли уравнения материального и теплового балансов, кинетические уравнения, уравнения для расчёта массопередачи и уравнения, описывающие физико-химические свойства очищаемого газа и абсорбента.

Для упрощения модели рассматривали работу аппарата в стационарном режиме, так как исследуемый процесс является очень трудоёмким и рассмотрение его на первом этапе решения задачи математического моделирования и проверки адекватности модели целесообразно проводить именно для стационарного режима работы абсорбера.

Итак, в структуру математической модели входят следующие уравнения.

Балансовые уравнения материального и теплового балансов (здесь и далее обозначения соответствуют приведенным в [1] и [2]):

$$G_{co_2} = G_0 \cdot (y_1 - y_2) / (100 - y_2) = L \cdot (x_2 - x_1), \quad (1)$$

$$\Delta H \cdot G_{co_2} = C_p \cdot L \cdot c_{жс} \cdot \Delta t, \quad (2)$$

где  $G_{co_2}$  – количество поглощаемого  $CO_2$  из газа;  $G_0$  – расход неочищенного газа;  $y_1; y_2$  – содержание  $CO_2$  в газе на входе и выходе из абсорбера;  $L$  – расход жидкости;  $x_1; x_2$  – содержание  $CO_2$  в жидкости на выходе и входе из абсорбера;  $\Delta H$  – тепловой эффект;  $C_p$  – теплоёмкость раствора абсорбента;  $\Delta t$  – адиабатический разогрев;  $c_{жс}$  – плот-

ность водного раствора абсорбента.

Кинетические уравнения (для расчёта скорости движения газа по колонне, коэффициентов массопередачи в газовой и жидкой фазах, скорости химической реакции, коэффициента ускорения, коэффициента массопередачи):

Скорость „захлёбывания“ насадочного абсорбера  $w_0$  определяем из уравнения Байана – Хоугена [1, 2]:

$$\lg[w_0^2 \cdot a \cdot \rho_{\Gamma} \cdot \mu^{0,16} / (g \cdot \varepsilon^3 \cdot \rho_{ж})] = b - c(L' / G')^{\frac{1}{4}} \cdot (\rho_{\Gamma} / \rho_{ж})^{\frac{1}{8}}. \quad (3)$$

Далее идут уравнения для расчёта массообмена, осложнённого химической реакцией [2], с учётом уравнений, описывающих физико-химические свойства реагентов.

Критериальные уравнения для насадочного слоя:

$$Nu_z = 0,407 \cdot Re_z^{0,655} \cdot Pr_z^{0,33}, \quad (4)$$

$$Nu_{ж} = 0,0021 \cdot Re_{ж}^{0,75} \cdot Pr_{ж}^{0,5} \quad (5)$$

$$\theta = \frac{D_B}{D_A}, \quad (6)$$

где  $\theta$  – диффузионный параметр;  $D_A$  – коэффициент молекулярной диффузии  $CO_2$  в водном растворе абсорбента;  $D_B$  – коэффициент молекулярной диффузии абсорбента в водном растворе при рабочих условиях.

Расчёт стехиометрического коэффициента:

$$M = B_{ж} / n \cdot A_p, \quad (7)$$

где  $A_p$  – концентрация  $CO_2$  на границе раздела фаз;

$$R = \sqrt{2 / (\alpha_{cp} + 1) \cdot r \cdot B_{ж} \cdot D_A \cdot A_p^{\alpha_{cp}-1} \cdot \beta_{ж}^{-1}}, \quad (8)$$

где  $R$  – кинетический параметр;  $r$  – скорость химической реакции;  $\alpha_{cp}$  – средняя степень карбонизации раствора;  $\beta_{ж}$  – коэффициент массоотдачи в жидкости;

$$\chi = 2 \cdot (M \cdot \sqrt{\theta} + 1) / (1 + \sqrt{1 + 4 \cdot (M \cdot \sqrt{\theta} / R)^2}), \quad (9)$$

где  $\chi$  – коэффициент ускорения;

$$\beta'_{ж} = \chi \cdot \beta_{ж}, \quad (10)$$

$$K = 1 / (\beta_z^{-1} + \beta'_{ж}^{-1}), \quad (11)$$

где  $K$  – коэффициент массопередачи.

Средняя движущая сила процесса абсорбции рассчитывается по концентрациям диоксида углерода в газовой фазе сверху и снизу абсорбера:

$$\Delta y_{cp} = (\Delta y_1 - \Delta y_2) / \ln \frac{\Delta y_1}{\Delta y_2}, \quad (11)$$

где  $\Delta y_1$  – движущая сила внизу абсорбера;  $\Delta y_2$  – движущая сила сверху абсорбера.

Высоту насадки в абсорбере находим из основного уравнения массопередачи:

$$G_{co_2} = K \cdot F \cdot \Delta y_{cp} = K \cdot \Delta y_{cp} \cdot H \cdot S \cdot a; \quad (12)$$

а именно

$$H = G_{co_2} / (K \cdot \Delta y_{cp} \cdot S \cdot a), \quad (13)$$

где  $F$  – поверхность насадки;  $a$  – удельная поверхность насадки;  $S$  – площадь сечения аппарата.

Поверхность насадки:

$$F = G_{co_2} / (K \cdot \Delta y_{cp}) \quad (14)$$

Объём насадки вычислим по формуле:

$$V = F / a; \quad (15)$$

Высота насадки:

$$H = S \cdot V. \quad (16)$$

Для упрощения расчётов было сделано следующее допущение: в связи с тем, что температура раствора абсорбента при абсорбции за счёт экзотермической химической реакции повышается не более чем на 60 °С (адиабатический разогрев), физико-химические свойства реагентов определяли при средней температуре в абсорбере.

После того, как модель построена, необходимо удостовериться в её работоспособности. Проверка адекватности модели проводилась на основании некоторой экспериментальной информации, полученной на этапе функционирования различных по масштабу систем.

Адекватность модели нарушается по многим причинам:

- из-за идеализации внешних условий и режимов функционирования (в данной работе некоторая идеализация внешних условий не повлечет за собой серьезной погрешности);
- исключения тех или иных параметров;
- пренебрежения некоторыми случайными факторами.

Отсутствие точных сведений о внешних воздействиях, определенных нюансах структуры системы, принятые аппроксимации, интерполяции, предположения и гипотезы также ведут к уменьшению соответствия между моделью и системой. Это приводит к тому, что результаты моделирования будут существенно отличаться от реальных.

Простейшей мерой адекватности может служить отклонение некоторой характеристики  $y_0$  оригинала от  $y_m$  модели,  $\Delta_y = |y_0 - y_m|$  или  $\Delta_y = |y_0 - y_m| / y_0$

Тогда можно считать, что модель адекватна с системой, если вероятность того, что отклонение  $\Delta_y$  не превышает предельной величины  $\Delta$ , больше допустимой вероятности  $P_A$ :

$$P(\Delta_y < \Delta) \geq P_A.$$

Практическое использование данного критерия адекватности зачастую невозможно по следующим причинам:

- для проектируемых или модернизируемых систем отсутствует информация о значении характеристики  $y_0$ ;
- система оценивается не по одной, а по множеству характеристик, у которых может быть разная величина отклонения;
- характеристики могут быть случайными величинами и функциями, а часто и нестационарными;
- отсутствует возможность априорного точного задания предельных отклонений  $\Delta$  и допустимых вероятностей  $P_A$ .

Несмотря на это проверять адекватность математической модели необходимо, иначе по неверным результатам моделирования могут быть приняты неправильные решения. На практике оценка адекватности обычно проводится путём экспертного анализа разумности результатов моделирования. Можно выделить следующие виды проверок:

- проверка моделей компонентов;
- проверка модели внешних воздействий (аппроксимации и гипотезы необходимо оценить математическими методами);
- проверка концептуальной модели функционирования системы;
- проверка формализованной и математической модели;
- проверка способов измерения и вычисления выходных характеристик;
- проверка программной модели.



**Сравнение экспериментальных и расчётных данных  
для опытно-промышленной установки**

Содержание CO <sub>2</sub> в газе на входе из абсорбера, % об.	Содержание CO <sub>2</sub> в газе на выходе из абсорбера, % об.	Температура раствора на входе в абсорбер, °C	Степень карбонизации раствора на входе в абсорбер, моль CO <sub>2</sub> /моль МЭА	Степень карбонизации раствора на выходе из абсорбера, моль CO <sub>2</sub> /моль МЭА	Концентрация МЭА в водном растворе, %
20	10	62	0,349	0,499	25
21,2	15,3	45	0,365	0,445	24,1
20,3	9,7	63	0,315	0,426	27
23	17	40	0,377	0,43	33
20,5	16,7	33	0,445	0,492	22,8
19,5	15,8	33	0,412	0,453	24,8
19	15,8	32	0,381	0,423	25,2
20,7	10,3	55	0,351	0,441	29,7
22,2	12,5	56	0,35	0,452	29,1

Давление в абсорбере 0,1 МПа, нагрузка по газу  $G = 100 \text{ м}^3/\text{ч}$ , расход раствора  $L = 1 \text{ м}^3/\text{ч}$ ,

**Корректировка модели.** Если по результатам проверки адекватности выявляется недопустимое рассогласование модели и системы, возникает необходимость в корректировке или калибровке модели. При этом выделяются следующие типы изменений: глобальные, локальные и параметрические.

Стратегия корректировки модели должна быть направлена на первоочередное введение глобальных изменений, затем – локальных и параметрических изменений. Для выработки тактики параметрических изменений большое значение имеет анализ чувствительности модели к вариациям ее параметров.

Завершается этап проверки адекватности и корректировки модели определением и фиксацией области пригодности модели. Под областью пригодности понимается множество условий, при соблюдении которых точность результатов моделирования находится в допустимых пределах.

Таблица 2

**Показатели работы насадочного абсорбера МЭА – очистки Черкасского химкомбината**

Давление в абсорбере, МПа	2,48
Нагрузка по газу, $\text{м}^3/\text{ч}$	100000
Расход раствора, $\text{м}^3/\text{ч}$	535
Содержание CO <sub>2</sub> в газе на входе в абсорбер, % об.	18,2
Содержание CO <sub>2</sub> в газе на выходе из абсорбера, % об.	0,01
Температура раствора на входе в абсорбер, °C	40
Степень карбонизации раствора на входе в абсорбер, моль CO <sub>2</sub> /моль МЭА	0,1
Степень карбонизации раствора на выходе из абсорбера, моль CO <sub>2</sub> /моль МЭА	0,65
Концентрация МЭА в водном растворе, %	17

Используя проверку способов измерения и вычисления выходных характеристик, мы провели сравнение основных габаритных размеров (диаметра и высоты) абсорберов, полученных в результате расчёта по программе в среде объектно-ориентированного программирования DELPHI 7, с размерами реально работающих абсорберов на опытно-промышленной

установке (таблицы 3 и 4) и на производственной установке Черкасского химкомбината, где фактическая высота абсорбера и его диаметр составляют 13,5 м и 2,8 м, соответственно, в то время как расчётная высота равна 13,9 м, а диаметр – 2,7 м. Исходные данные для проверки адекватности математической модели такие как: содержание  $\text{CO}_2$  в газе на входе и выходе из абсорбера, температура раствора на входе в абсорбер, степень карбонизации раствора на входе и выходе из абсорбера, концентрация МЭА в водном растворе, давление в абсорбере, нагрузка по газу и раствору представлены в таблицах 1 и 2.

Таблица 3

**Расчёт погрешности определения высоты (м) для опытно-промышленной установки**

Расчётные данные, (м)	Фактические данные, (м)	Погрешность, (%)
6,18	6,2	0,3
6,09	6,2	1,7
6,22	6,2	0,3
5,80	6,2	6,4
6,25	6,2	0,8
6,23	6,2	0,4
5,75	6,2	7,2
6,39	6,2	3
6,03	6,2	2,7

В ходе сравнения погрешностей полученных для опытно-промышленной и промышленной установок, можно наблюдать значительный разброс значений. Для опытно-промышленной установки в результате расчёта аналогичные геометрические характеристики абсорбера получены с несколько большей погрешностью (см. табл. 4). Исходя из того, что наилучшее совпадение с расчётными значениями показали данные для производственной установки Черкасского химкомбината (погрешность расчёта диаметра абсорбера составила 3,6 %, а высоты насадки – 2,9 %), можно с уверенностью говорить, что составленная математическая модель подходит для расчёта полномасштабных аппаратов.

Таблица 4

**Расчёт погрешности определения диаметра (м) для опытно-промышленной установки**

Расчётные данные	Фактические данные	Погрешность, (%)
0,28	0,315	11
0,27	0,315	14
0,27	0,315	14
0,27	0,315	14
0,26	0,315	15
0,26	0,315	15
0,26	0,315	15
0,28	0,315	11
0,27	0,315	14

**Выводы**

1. В ходе работы был проведён расчёт основных размеров абсорбера для опытно-промышленной установки, который показал работоспособность сформулированной математической модели для малых объёмов очищаемых газов.

2. Выполнен расчёт основных размеров абсорбера для промышленной установки Черкасского химкомбината [1], который показал работоспособность составленной математической модели для многотоннажного производства.

3. Проверка адекватности модели показала, что погрешность расчёта геометрических характеристик абсорбера (прямой счёт) не превышает 3,6 %, что даже несколько меньше погрешности определения концентрации  $\text{CO}_2$  на входе или на выходе из абсорбера, достигаю-

щей 5 %.

4. Поскольку проверка адекватности принятой модели показала её полную работоспособность, в дальнейшем целесообразно провести апробацию данной модели для расчёта процесса регенерации.

#### Литература

1. Очистка технологических газов / Под ред. Т.А. Семеновой и И.Л. Лейтеса. – М.: Химия, 1977. – 488 с.
2. Рамм В.М. Абсорбция газов. — М.: Химия, 1976. — 654 с.
3. Исследование физико-химических свойств модифицированного МДЭА–абсорбента для тонкой очистки синтез–газа от диоксида углерода в производстве аммиака / И.Л. Лейтес, А.К. Аветисов, Н.В. Язвикова и др. – М.: ФГУП «НИФХИ им. Л.Я. Карпова», 2012.
4. Очистка промышленных выбросов и утилизация отходов. Сборник научных трудов. Л., 1985.
5. Дильман В.В., Соколов В.В., Кулов Н.Н., Юдина Л.А. Опыт разработки и эксплуатации интенсивного абсорбера очистки технологического газа от диоксида углерода // Теоретические основы химической технологии. 2012. Т. 46. № 1. С. 3.
6. The Chemical Journal / Химический журнал / Химический саммит: курс на энергоэффективность; №4 (Апрель 2010)

#### **Расчет эффективности улавливания капель в осевых центробежных сепараторах с лопастными завихрителями**

к.т.н. доц. Жихарев А.С., Черепанова О.А.  
Университет машиностроения  
+7 (499) 267-10-13

*Аннотация.* Произведенные измерения показали, что при расчете эффективности сепарации дисперсной фазы в осевых центробежных сепараторах с лопастными завихрителями требуется учитывать действие трех факторов: осаждения под действием силы инерции, турбулентной диффузии и перемещения частиц под действием ненулевой радиальной составляющей осредненной скорости потока. В случае мелких частиц можно рассматривать индивидуальное влияние каждого из отмеченных факторов. Эффективность улавливания зависит главным образом от величины концентрации тонкодисперсных частиц и скорости их осаждения в пристенной области. Каждой выбранной конструкции сепаратора соответствует индивидуальный диапазон устойчивой работы, при котором достигается минимальная величина уноса.

*Ключевые слова:* Центробежный, сепаратор, лопастной завихритель, турбулентная диффузия, силы инерции, концентрация, дисперсная фаза, унос жидкости, пристенная зона, скорость газа.

Выбор конструкции центробежного сепаратора определяется, прежде всего, величиной уноса, допустимой в каждом конкретном случае работы технологического оборудования. Разработка новых конструкций и внедрение центробежных сепараторов в промышленность сдерживается сложностью гидродинамического расчета и расчета эффективности сепарации на стадии их проектирования.

Исследования гидродинамики закрученных газовых потоков проводили на экспериментальной установке, основным узлом которой был центробежный сепаратор со сменными лопастными завихрителями [1, 2]. Сепаратор имел диаметр сепарационной зоны 200 мм и был выполнен по схеме аппарата с нижним центральным вводом газокapельной смеси, нижней зоной слива уловленной жидкости и верхним выхлопным патрубком. На нижнем централь-