

Рис. Зависимость коэффициента гидравлического сопротивления ξ от живого сечения тарелки ϕ : 1 – расчетные данные по зависимости (4); 2 – расчетные данные по зависимости (2); 3 – опытные данные; 4 – расчетные данные по зависимости (3)

Расчет коэффициента сопротивления сухой ситчатой тарелки необходимо проводить по зависимости

$$\xi = 0,4(1,25 + \phi) + \lambda \frac{f}{d} + (1 - \phi)^2, \quad (12)$$

где λ – коэффициент трения, зависящий от режима течения газа и от шероховатости поверхности отверстий.

ЛИТЕРАТУРА

1. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. – М.: Химия, 1973.
2. McAllister R.A., McGinnis P.H., Plank C.A. // Chem. Eng. Sci. – 1958. – № 9. – P. 25.
3. Kolodzie P.A., Van Winkle M.; A. I. // Chem. Eng. Journal. – 1957. – № 3. – P. 305.
4. Smith P.R., Van Winkle M.; A. I. // Chem. Eng. Journal. – 1958. – № 4. – P. 266.
5. Knoule F., Zelfel E. // Chem. Eng. Tech. – 1966. – № 38. – P. 260.

УДК 536.24

Н.П. Саевич, ассистент; Д.Г. Калишук, доцент; А.И. Ершов, профессор;
Д.И. Чиркун, студент

ИССЛЕДОВАНИЯ ТЕПЛООБМЕНА ПРИ КИПЕНИИ ВОДЫ В ВЕРТИКАЛЬНОЙ ТРУБЕ

Here the reasoning is given to the urgency of the investigation concerning the intensification of heat exchange at low temperature difference between heat transfer. The results of experimental investigation for the interval of temperature difference 2,5...11,5 K are shown.

Рост цен на энергоресурсы вынуждает уделять внимание утилизации вторичного тепла производственных процессов. Реализация энергосберегающих технологий такого рода сдерживается тем, что теплообмен необходимо осуществлять при малых температурных перепадах между теплоносителями. Однако при снижении движущей силы ин-

тенсивность кипения резко падает и, как правило, теплообмен в кипящей жидкости является лимитирующей стадией теплопередачи.

В литературе упоминается об интенсификации процесса за счет турбулизации жидкости острым паром [1, 2]. Однако результатов исследований указанного метода авторами не выявлено. Поэтому нами проведены экспериментальные исследования интенсификации теплообмена при кипении жидкости в вертикальной трубе с вводом острого пара на экономайзерном участке. Выбор вертикальной трубы в качестве объекта исследований обоснован тем, что она является элементом наиболее распространенного типа трубчатых испарителей. Результаты поисковых исследований [3, 4] свидетельствуют об увеличении коэффициента теплопередачи при вводе острого пара до 50 %. При этом установлено, что на степень интенсификации влияют: температурный напор, уровень жидкости, расход острого пара. С целью изучения влияния различных параметров и получения локальных характеристик процесса теплообмена была создана экспериментальная установка и отработана методика проведения опытов [5]. Исследовательской ячейкой является вертикальный двухтрубный испаритель. Процесс кипения осуществляется внутри медной трубы диаметром 20 и толщиной 4 мм. Высота обогреваемого участка составляет 1 м. В стенке трубы завальцованы на различных уровнях термомпары. В нижней части кипятильной трубы монтируются сменные диспергаторы острого пара.

При проведении опытов в качестве модельной жидкости использовалась дистиллированная вода. Давление пара над кипящей жидкостью поддерживалось близким к атмосферному. Избыточное давление пара над ней не превышало 1 кПа при барометрическом давлении в пределах 97...100 кПа. В качестве острого пара применялся водяной насыщенный пар давлением 110...200 кПа с температурой от 375 до 392 К.

В ходе опытов изменялись условия ввода острого пара в кипящую жидкость: диаметр отверстий сопел для его ввода и относительный уровень светлой жидкости в трубе h .

Исследования проводились при следующих относительных уровнях светлой жидкости: 0,35; 0,50; 0,63; 0,75. Для ввода острого пара применялись сопла с диаметрами отверстий $2,5 \cdot 10^{-3}$ м, $3,5 \cdot 10^{-3}$ м и $4,9 \cdot 10^{-3}$ м.

Относительный расход острого пара β при проведении опытов изменялся от 0,15 до 0,5. Температурный напор в кипящей жидкости (разность температур поверхности стенки трубы и насыщения жидкости) ΔT устанавливался в пределах 2,5...11,5 К. Относительный расход острого пара определялся как отношение расходов острого и вновь получаемого за счет внешнего обогрева пара.

Литературные данные по расчетам коэффициента теплоотдачи при кипении жидкости в большом объеме и внутри вертикальных труб противоречивы и указывают на большую, достигающую 50 %, погрешность расчетных зависимостей. Поэтому с целью более корректного сравнения и анализа значений коэффициентов теплоотдачи, полученных при проведении опытов с вводом острого пара в кипящую жидкость, с коэффициентами теплоотдачи при кипении ее без ввода острого пара величины последних при идентичных значениях ΔT и h были нами изучены экспериментально в той же исследовательской ячейке.

Многие исследователи указывают на существенную разницу коэффициентов теплоотдачи при кипении жидкости, получаемых при одних и тех же режимах ведения процесса теплообмена на поверхностях приработанных, новых и находящихся в различных стадиях приработки [6]. Поэтому перед проведением основных серий опытов

исследовательская ячейка подвергалась длительной, на протяжении нескольких десятков часов, приработке путем кипячения в ней модельной среды. Фиксацию опытных данных начинали после того, как в трех повторяющихся по режимам проведения серий опытов результаты совпадали с точностью $\pm 5\%$.

Сравнение результатов, полученных при увеличении удельного теплового потока (прямой ход), с данными при уменьшении удельного теплового потока (обратный ход) подтвердило наличие явления гистерезиса при малых ΔT [7]. Для минимизации ошибок, вносимых гистерезисом по тепловому потоку, в проводимых опытах использовался только прямой ход.

При предварительном анализе опытных данных по кипению без ввода острого пара нами был проведен выбор расчетных зависимостей, наиболее точно обобщающих результаты эксперимента. Среди них заслуживают внимания уравнения для расчета коэффициента теплоотдачи при кипении в большом объеме и в трубах, полученные на основе: 1) теории физического подобия или размерностей (Г. Н. Кружилин [8], С. С. Кутателадзе [9], В. И. Толубинский [10], М. А. Кичигин Н. Ю. Тобилевич [11]); 2) теории термодинамического подобия (В. М. Боришанский [12]); 3) теоретических и полумпирических методов (Д. А. Лабунцов [13]).

Ни одно из упомянутых выше соотношений не учитывает влияния относительно уровня светлой жидкости в трубе на величину коэффициента теплоотдачи. Поэтому рассчитанные по ним значения α слабо согласовывались с экспериментальными величинами. Удовлетворительная сходимость достигалась лишь при относительно уровне светлой жидкости, рекомендуемом И. И. Чернобыльским как оптимальный в трубчатых вертикальных выпарных аппаратах [14]. В нашем случае этот уровень соответствовал половине высоты обогреваемого участка трубы ($h=0,5$).

Наименьшая погрешность установлена при обобщении опытных данных формулой Толубинского [10]:

$$Nu = 75K^{0,7} Pr^{-0,2}, \quad (1)$$

где $Nu = \alpha d_n / \lambda_{ж}$ – критерий Нуссельта; α – коэффициент теплоотдачи при кипении, Вт/(м² К); d_n – диаметр парового пузыря, м; $K = q / (gr_n w^n)$; q – плотность теплового потока, Вт/м²; g – удельная теплота парообразования жидкости, Дж/кг; ρ_n – плотность пара при температуре насыщения, кг/м³; w^n – скорость образования паровых пузырей (для воды $w^n = 558$), м/ч; $Pr = c_{ж}\mu_{ж} / \lambda_{ж}$ – критерий Прандтля; $d_n = (\sigma_{ж} / g(\rho_{ж} - \rho_n))^{0,5}$.

подавляющее большинство значений α , рассчитанных по уравнению (1), имело заниженную величину по сравнению с экспериментальными. Поэтому авторы для аппроксимации собственных опытных данных модифицировали указанное уравнение и представили его в следующем виде:

$$Nu = 80K^{0,6} Pr^{-0,2}. \quad (2)$$

Отклонение значений α , рассчитанных по уравнению (2), от экспериментальных составляет $\pm 10\%$.

Опытные данные по теплоотдаче при кипении жидкости без ввода острого пара и их сравнение с расчетными, определенными по уравнениям (1) и (2), в соответствии с рекомендациями [10] представлены на рис. 1 в координатах $Nu Pr^{0,2} = f(K)$.

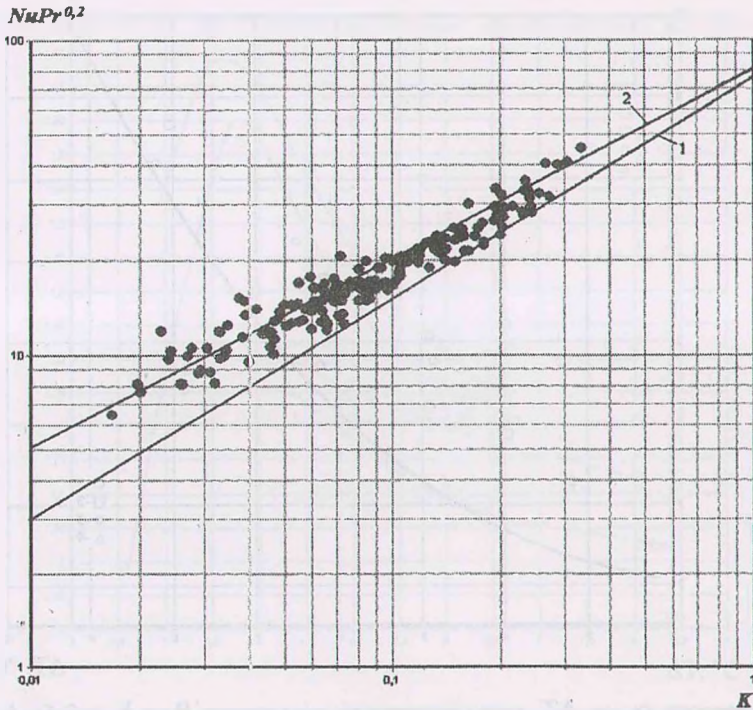


Рис. 1. Обработка опытных данных по кипению без острого пара в координатах

$$NuPr^{0,2} = f(K): 1 - Nu = 75K^{0,7} Pr^{-0,2}; 2 - Nu = 80K^{0,6} Pr^{-0,2}$$

На рис. 2 сопоставлены опытные значения коэффициентов теплоотдачи, полученные при кипении воды с вводом острого пара при различных величинах β и без ввода острого пара в зависимости от ΔT при $h=0,5$. Информация об экспериментальных значениях коэффициентов теплоотдачи при кипении без ввода острого пара представлена кривой, аппроксимированной уравнением (2). Каждая экспериментальная точка, отображенная на рис. 2, получена осреднением результатов от 2 до 4 опытов при одних и тех же режимах и условиях проведения исследований.

В результате анализа экспериментальных данных выявлены режимы проведения процесса, при которых теплообмен существенно интенсифицируется. Увеличение коэффициентов теплоотдачи достигается при температурных напорах от 3 до 11 К. Также установлено, что при достижении определенного температурного напора возникает «взрывное» увеличение коэффициента теплоотдачи при вводе острого пара в кипящую жидкость. Для воды эта критическая величина ΔT составляет 3,5...4 К. По нашим предположениям, при достижении критического температурного напора кипение переходит из свободно-конвективного режима в пузырьковый с активным парообразованием во всём объеме. Подобное явление наблюдается и при кипении без ввода острого пара, но менее выражено.

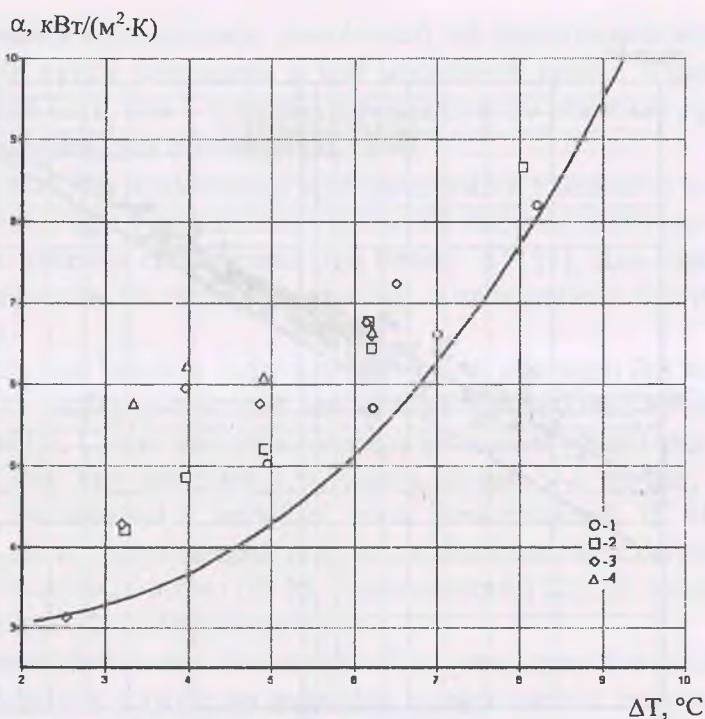


Рис. 2. Зависимость α от ΔT при различных значениях β и $h = 0,5$: 1 – $\beta = 0,15$; 2 – $\beta = 0,25$; 3 – $\beta = 0,33$; 4 – $\beta = 0,50$

Коэффициент теплоотдачи при кипении жидкости с вводом острого пара $\alpha_{\text{и}}$, $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$, можно выразить через коэффициент теплоотдачи при кипении ее без ввода острого пара α , $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$, при одинаковом температурном напоре следующим образом:

$$\alpha_{\text{и}} = B\alpha, \quad (3)$$

где B – коэффициент, характеризующий интенсификацию теплообмена.

На рис. 3 представлены экспериментальные зависимости B от температурного напора ΔT при различных значениях β и $h = 0,5$. При $\beta = 0,15$ увеличение интенсивности теплоотдачи сравнительно невелико (до 40 %). При повышении β от 0,33 до 0,5 относительное приращение коэффициента теплоотдачи незначительно, до 10 %. Наибольшая интенсификация теплоотдачи при вводе острого пара в кипящую жидкость наблюдается при $\beta = 0,25 \dots 0,33$, увеличение коэффициента теплоотдачи может достигать 110 %.

Интенсифицирующее воздействие острого пара несколько возрастает с ростом уровня светлой жидкости в трубе. Однако эти изменения незначительны при уровнях ее выше оптимального.

Эксперимент с изменением узлов ввода острого пара позволил сделать заключение, что скорость истечения пара из сопла существенной роли на интенсивность теплообмена при кипении не оказывает. Отклонения величин q , полученных при различных диаметрах сопел при одинаковых расходах острого пара и температурных напорах, находились в пределах погрешности эксперимента.

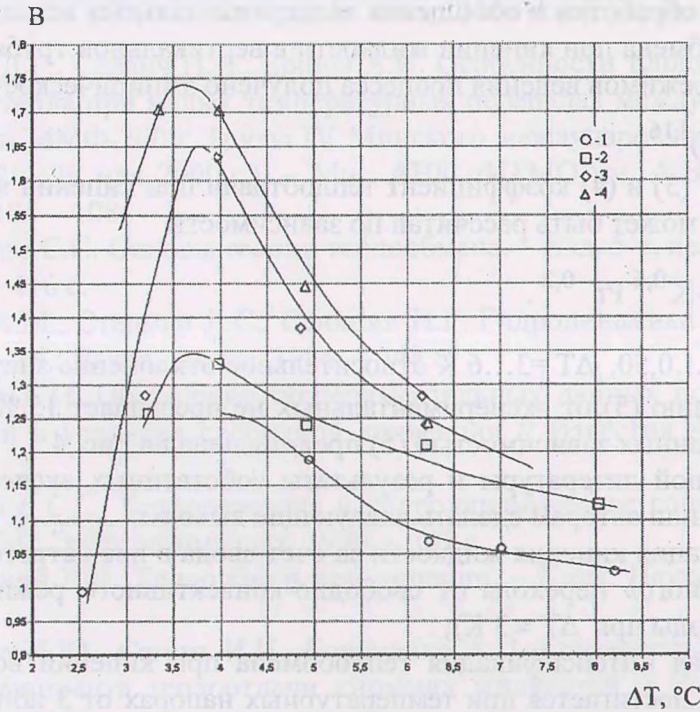


Рис. 3. Зависимость $B = \alpha_n / \alpha$ от ΔT при различных значениях β и $h = 0,5$:
 1 - $\beta = 0,15$; 2 - $\beta = 0,25$; 3 - $\beta = 0,33$; 4 - $\beta = 0,50$
 α_p , кВт/(м²·К)

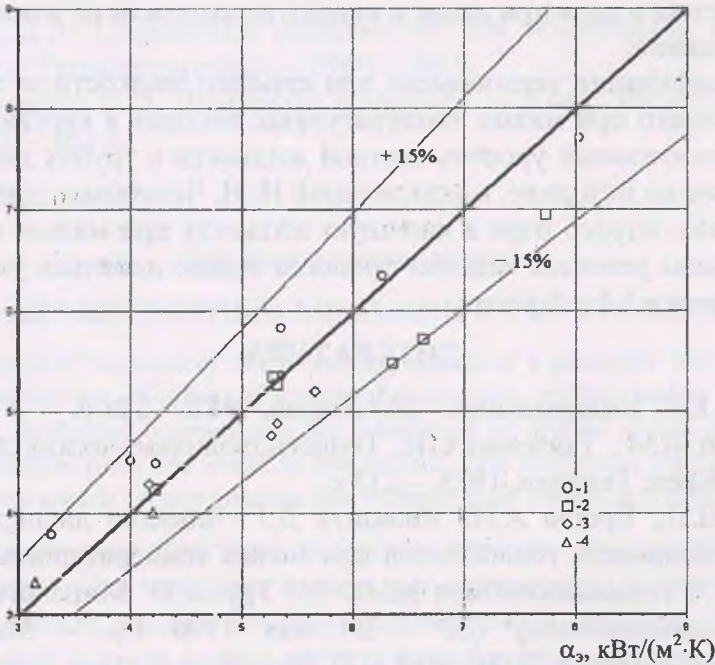


Рис. 4. Корреляция значений α_n уравнением (5): 1 - $\beta = 0,15$; 2 - $\beta = 0,25$; 3 - $\beta = 0,33$;
 - $\beta = 0,50$; α_p ; α_3 - расчетные и экспериментальные значения коэффициентов теплоотдачи
 соответственно

В результате обработки и обобщения экспериментальных исследований по интенсификации теплообмена при кипении жидкости в вертикальной трубе с вводом острого пара для оптимальных режимов ведения процесса получено эмпирическое уравнение

$$B = 0,95(1 + \beta)^{1,16}. \quad (4)$$

С учетом (2), (3) и (4) коэффициент теплоотдачи при кипении жидкости с вводом острого пара в нее может быть рассчитан по зависимости

$$\alpha_{и} = 80B \frac{\lambda_{ж}}{d_n} K^{0,6} Pr^{-0,2}. \quad (5)$$

При $\beta = 0,15 \dots 0,50$, $\Delta T = 3 \dots 6$ К относительное отклонение значений $\alpha_{и}$, рассчитанных по уравнению (5), от экспериментальных не превышает 15 %. Корреляция экспериментальных данных зависимостью (5) представлена на рис. 4.

Анализ научной литературы и результаты собственных экспериментальных исследований позволили авторам сделать следующие выводы:

1) интенсификация кипения жидкости за счет ввода в нее острого пара возникает в результате «взрывного» перехода от свободно-конвективного режима кипения к пузырьковому (для воды при $\Delta T \approx 3$ К);

2) максимальная интенсификация теплообмена при кипении воды за счет ввода острого пара в нее достигается при температурных напорах от 3 до 6 К; используя метод аналогий этот диапазон можно приближенно установить и для других жидкостей;

3) с ростом относительного расхода острого пара возрастает интенсифицирующее воздействие на теплообмен при кипении, протекающем при малых температурных напорах, оптимальное значение β , по нашему мнению, составляет $0,25 \dots 0,33$;

4) скорость острого пара при вводе в кипящую жидкость не влияет существенно на интенсивность кипения;

5) при интенсификации теплообмена при кипении жидкости за счет ввода острого пара, осуществляемого при малых температурных напорах в вертикальных трубчатых испарителях, относительный уровень светлой жидкости в трубах должен соответствовать рассчитанному по методике, предложенной И. И. Чернобыльским [14];

6) за счет ввода острого пара в кипящую жидкость при малых температурных напорах в оптимальных режимах ведения процесса можно добиться увеличения коэффициентов теплоотдачи в $1,5 \dots 2$ раза.

ЛИТЕРАТУРА

1. Таубман Е.И. Выпаривание. – М.: Химия, 1982. – 328 с.
2. Федоткин И.М., Ткаченко С.И. Теплогидродинамические процессы в выпарных аппаратах. – Киев: Техника, 1975. – 213 с.
3. Саевич Н.П., Ершов А.И., Калишук Д.Г. Влияние диспергирования пара в жидкость на интенсивность теплообмена при малых температурных перепадах между теплоносителями // Теплообмен ММФ-96: Труды IV Минского международного форума по теплообмену (20 – 24 мая 1996 г.). – Мн: АНК «ИТМО им.А.В.Лыкова» АНБ, 1996. – Т. 7. – Ч. 1. – С. 54 – 59.
4. Калишук Д.Г., Саевич Н.П. Исследование теплообмена при малых температурных перепадах между теплоносителями и аспекты его применения в энергосберегающих технологиях // Труды Белорусского государственного технологического уни-

верситета. Вып. VIII. Химия и технология неорганических веществ. – Мн.: БГТУ, 2000. – С. 228 – 236.

5. Калишук Д.Г., Саевич Н.П., Ершов А.И. Особенности теплообмена, рекуперации и утилизации тепла при малых температурных перепадах между теплоносителями // Тепломассообмен ММФ-2000: Труды IV Минского международного форума по тепломассообмену (22 – 26 мая 2000 г.). – Мн.: АНК «ИТМО им. А.В. Лыкова» НАНБ, 2000. – Т. 11. – С. 104 – 108.

6. Кутателадзе С.С. Основы теории теплообмена. – Изд. 5-е, перераб. и доп. – М.: Атомиздат, 1979. – 416 с.

7. Кутепов А.М., Стерман Л.С., Стюшин Н.Г. Гидродинамика и теплообмен при парообразовании. – М.: Высш. школа, 1986. – 448 с.

8. Кружилин Г.Н. Обобщение экспериментальных данных по теплоотдаче при кипении жидкостей в условиях свободной конвекции // Известия АН СССР, ОТН. – 1945. – Вып.5.

9. Кутателадзе С.С. Теплопередача и гидродинамическое сопротивление: Справочное пособие. – М.: Энергоатомиздат, 1990. – 367 с.

10. Толубинский В.И. Теплообмен при кипении. – Киев: Наукова думка, 1980. – 316 с.

11. Тобилевич Н.Ю., Сагань И.И., Гордиенко А.П. Критериальное уравнение для определения коэффициента теплоотдачи кипящих жидкостей // Изв. вузов СССР. – 1966. – №5. – С 150 – 154.

12. Боришанский В.М., Козьрев А.П., Светлова Л.С. Изучение теплообмена при пузырьковом кипении жидкостей. – В кн. : Конвективная теплопередача в двухфазном и однофазном потоках / Под ред. В.М.Боришанского и И.И.Палеева. – М. – Л., 1964. – С. 71 – 104.

13. Лабунцов Д.А. Обобщение зависимости для теплоотдачи при пузырьковом кипении жидкости // Теплоэнергетика. – 1960. – № 5.

14. Чернобыльский И.И. Выпарные установки. – Киев: Издательство Киевского университета, 1960. – 262 с.

УДК 621.926

П.Е. Вайтехович, доцент

КИНЕМАТИКА ПЛАНЕТАРНЫХ МЕЛЬНИЦ С ВНУТРЕННЕЙ ОБКАТКОЙ

The analysis of movement single milling bodies in a planetary mill with internal running in is carried out. Borders of modes of movement milling bodies inside a drum are established, analytical dependences for calculation of critical speeds of rotation are received at transition from one mode to the second. The settlement way establishes dependence of these speeds on constructive and technological parameters of a mill.

Основным помольным агрегатом во многих отраслях промышленности являются барабанные мельницы. Эти агрегаты имеют ряд существенных недостатков: высокая энерго- и металлоемкость, низкий коэффициент полезного действия. В связи с вышеизложенным актуальной задачей можно считать разработку и исследование новых, более эффективных помольных агрегатов.

В этом направлении определенные перспективы имеют планетарные мельницы [1]. По принципу действия их можно отнести к барабанным, но отличие заключается в том, что оси барабанов закреплены на водиле, а их поверхность опирается на непод-