

К ВОПРОСУ СРАВНЕНИЯ ГИДРОДИНАМИЧЕСКИХ УСЛОВИЙ ПЕРЕМЕШИВАНИЯ ВЫСОКОНАПОЛНЕННЫХ ДИСПЕРСНЫХ КОМПОЗИЦИЙ ПИЛОТНОГО И ПРОМЫШЛЕННОГО СМЕСИТЕЛЕЙ

Савельев В.Н.

Мақалада көлемі 5л пилоттық араластырғышта жоғары толған дисперсиялық композицияларын гидромеханикалық араластару тәртібін зеттеу нәтижелерә және көлемі 5м³ өндірістік реактор – араластырғышта араластыру үрдісін гидродинамикалық шамашарттарын корреляциялауы көрсетілген.

This article is written about comparing and experimental results of hydrodynamics conditions mixing gulling dispersion of composition testing and industrial mixers.

Процесс перемешивания широко применяется в самых различных отраслях промышленности для получения эмульсий, суспензий и смесей твердых веществ, а также для интенсификации процессов массо и теплообмена. Интенсивное перемешивание материалов особенно необходимо для успешного проведения многих химических процессов непрерывным способом.

Выбор метода перемешивания и его аппаратурного оформления обуславливается в первую очередь агрегатным состоянием перемешиваемых материалов и сред. Независимо от того, что смешивается с жидкостью, различают два вида перемешивания в жидкой среде: механическое и пневматическое. До последнего времени не имелось достаточно надежных методов расчета механических мешалок. Применение принципов теории подобия позволило перейти от грубо эмпирического метода расчета мешалок к отысканию общих закономерностей и формул, достаточно правильно отражающих действительные условия работы мешалок [1, 2]

Качество готовой продукции пищевой, косметической, фармацевтической и других отраслей промышленности напрямую определяются хорошим усреднением составляющих ингредиентов. Применяемые смесители для производства косметических средств должны обладать целым рядом отличительных особенностей, в частности:

- широкий диапазон значений вязкости перемешиваемых сред;
- минимальное измельчение наполнителя;
- возможность оснащения системами вакууммирования, обогрева (охлаждения);
- возможность контроля давления, мощности на валу электродвигателя.

Ранее нами было показано, что для высококонцентрированных дисперсных систем, характерна сильно развитая межфазная поверхность и высокая концентрация дисперсной фазы [3]. Для таких систем характерно течение с эффективной вязкостью, зависимой от скорости деформации

$$\eta = f(\epsilon, P).$$

По своей природе высоконаполненные дисперсные композиции относятся к неньютоновским жидкостям. Критерии течения у таких жидкостей нелинейные.

Из параметров, характеризующих процесс перемешивания (как процесс, приводящий к получению однородной системы, т.е. гомогенизации), наиболее четко определен параметр, называемый «степенью перемешивания». Термином «эффективность перемешивания» обычно определяют количество энергии, затрачиваемой для достижения требуемого технологического эффекта при постоянных оборотах перемешивающего устройства, а для количественной характеристики «интенсивности перемешивания» используют число оборотов, окружную скорость, величину потребляемой мощности, критерий Рейнольдса.

Однако, как «эффективность перемешивания» так и «интенсивность перемешивания» относятся к немоделируемым параметрам, поскольку зависят от большого количества параметров.

Сложности с определением и оценкой величины кажущейся вязкости, отсутствие расчетных зависимостей и каких-либо данных о качественных характеристиках процессов смешивания высоконаполненных дисперсных систем в очень большой степени затрудняют работы по аппаратурному оформлению процессов получения косметических и других средств [4].

Учитывая, что существующее оборудование, используемое в производстве косметических средств, имеет стабильные параметры перемешивания (тип перемешивающих устройств, потребная мощность, число оборотов) единственным фактором, которым можно варьировать для достижения удовлетворительных результатов (получение пастообразных однородных и высоковязких композиций с высокой степенью наполнения) является продолжительность перемешивания. Если же продолжительность перемешивания будет лимитирующим фактором производительности, то в этом случае может потребоваться модернизация или замена существующего оборудования, либо отказ от производства сложных рецептур. Решение этих вопросов и явилось целью настоящего исследования.

Задачей исследования является изучение режима гидромеханического перемешивания высоконаполненных дисперсных композиций на пилотном смесителе объемом 50л. фирмы «Tonazzi» (рис.1) и корреляция его гидродинамических параметров с процессом перемешивания в большом, пятикубовом реакторе-смесителе (рис.2).

Приведенные расчеты, по-видимому, носят ориентировочный характер, так как исследуемые композиции только весьма относительно можно отнести к ньютоновским жидкостям, в которых действуют использованные в этой работе закономерности.

Цель эксперимента заключается в определении необходимого времени усреднения высоконаполненной дисперсной композиции (зубной пасты) в пилотном смесителе. Условия определения максимально приближены к технологическому регламенту приготовления зубной пасты. Метод определения однородности - визуальный.

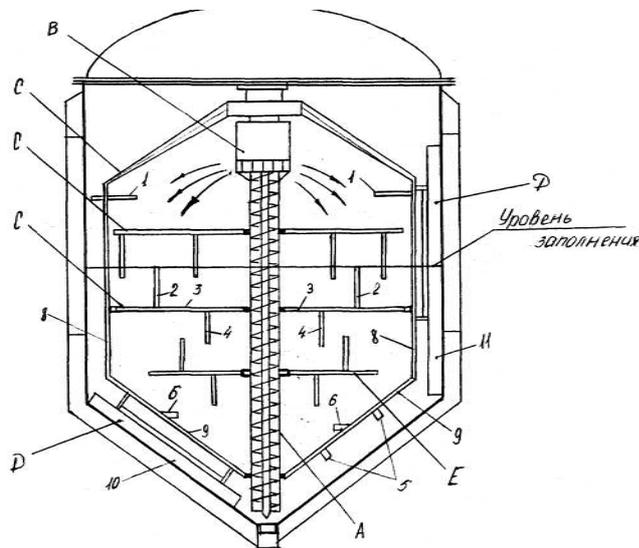


Рис. 1. Разрез пилотного смесителя «Tonazzi»:

A – шнек \varnothing 80 мм; 1400 об/мин;

B – гомогенизатор с лопатками и распределительным устройством;

C – лопатки медленного смешения – 24 об/мин;

D – тефлоновые лопатки (скребки) – 24 об/мин;

E – неподвижные лопатки (перегородки)

Двигатель турбины 1,471 кВт, 1400 об/мин. Двигатель мешалки 0,7355 кВт, 1400 об/мин

Для определения времени усреднения зубной пасты в реакторе, последняя была приготовлена в соответствии с рецептурой и технологическим регламентом. В готовую композицию в течение 4 минут был загружен краситель. Через 5 минут после окончания загрузки красителя в реакторе отключали мешалки и турбину. Пробу композиции отбирали по всей толщине слоя. Внешний вид суспензии: однородная, голубая масса, с включением мелких комочков наполнителя – дикальцийфосфата.

Через 10 минут, после окончания загрузки красителя, аналогично была отобрана проба суспензии. Внешний вид суспензии: однородная, голубая масса с включением мелких крупинок наполнителя.

Внешний вид пробы суспензии, отобранной через 30 минут имел внешний вид: паста однородная по всей толщине слоя, без наличия крупинок наполнителя.

После окончания перемешивания провели внешний осмотр мешалки с целью выявления зон плохого усреднения. В результате осмотра мешалок выявлено:

- в местах крепления тефлоновых скребков на мешалке имеет место налипание наполнителя (без присутствия красителя);
- на корпусе турбины напылен комками сухой наполнитель с красителем;
- наличие комков сухого наполнителя в местах крепления «отростков» мешалки;
- неперемешавшиеся скопления красителя отсутствуют.

Во второй части эксперимента были изменены условия и характер подачи красителя в пасту. В качестве исходного материала взяли готовую зубную пасту, а в качестве красящего вещества использовали 800 грамм окрашенной

зубной пасты. Продолжительность усреднения суспензии при перемешивании измеряли двумя способами:

1. При работающей мешалке, без шнека (табл.1);
2. При работающем шнеке без мешалки.

Таблица 1. Показатели усреднения массы при работающей мешалке (без шнека)

Продолжительность перемешивания	Качество усреднения косметической массы
1 мин	На поверхности образовались широкие разводы красителя
2 мин	Масса белая по краям и интенсивно окрашена около турбины
3 мин	Начало перемешивания у стенок аппарата
4 мин	Вся масса окрашена бледными разводами
5 мин	Вся масса окрашена бледными разводами
10 мин	Поверхность массы окрашена равномерно, при подъеме
15 мин	Масса однородная; на дне реактора – белая неокрашенная
30 мин	Гомогенная система

Показатели качества усреднения массы в реакторе с включенным шнеком, без мешалки представлены в табл. 2

Таблица 2 Показатели усреднения массы при работающем шнеке (без мешалки)

Продолжительность перемешивания	Качество усреднения косметической массы
1 мин	Появление первого красителя из отверстий турбины
2 мин	Окрашенная масса растекается из отверстий турбины сплошным потоком без полос
5 мин	Масса однородная по всему объему аппарата; имеется наличие неокрашенной массы на стенках аппарата шириной 2 см.
25 мин	На стенках реактора имеется неокрашенная масса толщиной 1 см, следы белой массы на трубе шнека
35 мин	Слой неокрашенной массы уменьшился до 0,5 см. Масса разогрелась от 16 ⁰ С до 31 ⁰ С. Греется двигатель шнека. Опыт прекращен.

Для сопоставления условий перемешивания высоконаполненных дисперсных композиций в промышленном смесителе с загрузочной массой 5000 кг (рис. 2) и пилотном смесителе (рис. 1) с загрузочной массой 50 кг, необходимо соотнести удельные затраты мощности в обоих случаях. Эти мощности равны соответственно: 56 кВт и 2,2 кВт.

Таким образом, мощность, приходящаяся на 1 кг перемешиваемой массы (удельная) равна:

-для аппарата с загрузкой 50 кг = $2,2/50=0,044$ кВт/кг;

-для аппарата с загрузкой 5000 кг = $56/5000= 0,011$ кВт/кг.

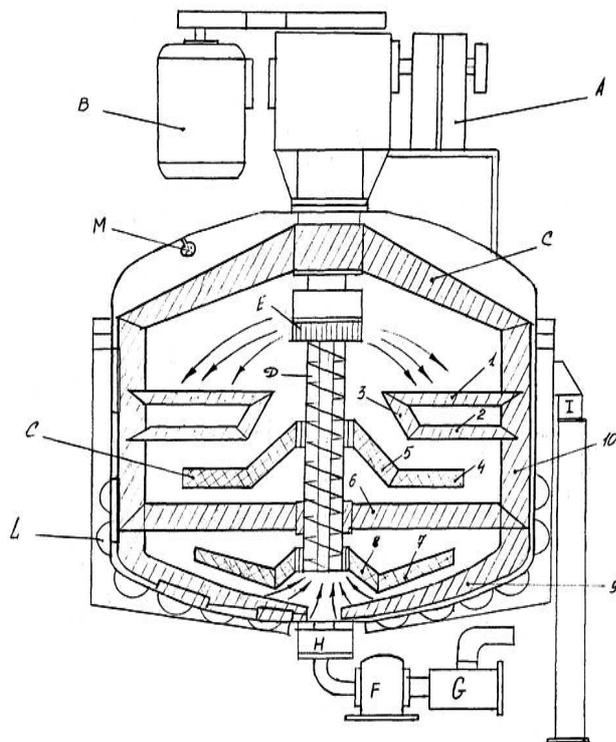


Рис. 2. Общий вид перемешивающих устройств промышленного реактора

A – моторредуктор марки «Бонфильпали» – пуск в действие лопаток;

B – мотор – пуск в действие шнека;

C – лопатки медленного смешения 12 об/мин;

D – шнек \varnothing 250, шаг 150, 420 об/мин;

E – гомогенизатор с лопатками и распределительным устройством;

F – насос шестеренчатый для откачки массы;

G – фильтр сетчатый из нержавеющей стали с картерами;

H – клапаны с пневматическим приводом;

I – загрузочные отверстия;

L – полутруба для охлаждения (наревания);

M – промывочные шарики с отверстиями

Удельная мощность, затрачиваемая на перемешивание в большом аппарате в 3,73 раза меньше, чем в пилотном, а интенсивность перемешивания массы меньше в 2,56 раза.

Принимая во внимание тот факт, что в пилотном аппарате интенсивность перемешивания крайне мала (критерий Рейнольдса равен 3), то в промышленном аппарате перемешивание будет еще хуже и может оказаться недостаточным для практических целей. Это подтверждается сопоставлением кратностей перемешивания, рассчитанных по геометрическим размерам аппаратов, перемешивающих устройств, числу оборотов мешалок, шнеков.

Так, расчетная часовая кратность перемешивания массы внутри смесителя в час, отнесенная к объему самого аппарата, в пилотном смесителе составила 1254, в промышленном – 489, а их соотношение равно 2,6, что близко по значению соотношения затрачиваемых мощностей. Полученные в процессе изучения перемешивания расчетные показатели критерия Рейнольдса очень малы и равны $2 \div 6$.

Из анализа литературных данных [5] можно сделать вывод, что одним из условий достаточного перемешивания является значение критерия Рейнольдса не менее 10. Таким образом можно предположить, что для достижения

удовлетворительного результата по перемешиванию затраты мощности в реакторах нужно увеличить до достижения критерия Рейнольдса равного $10 \div 100$, а практическую кратность циркуляции около 1500-2000. т.е. увеличить суммарную мощность приводов до 250-300 кВт (рис. 3) для увеличения числа оборотов мешалки

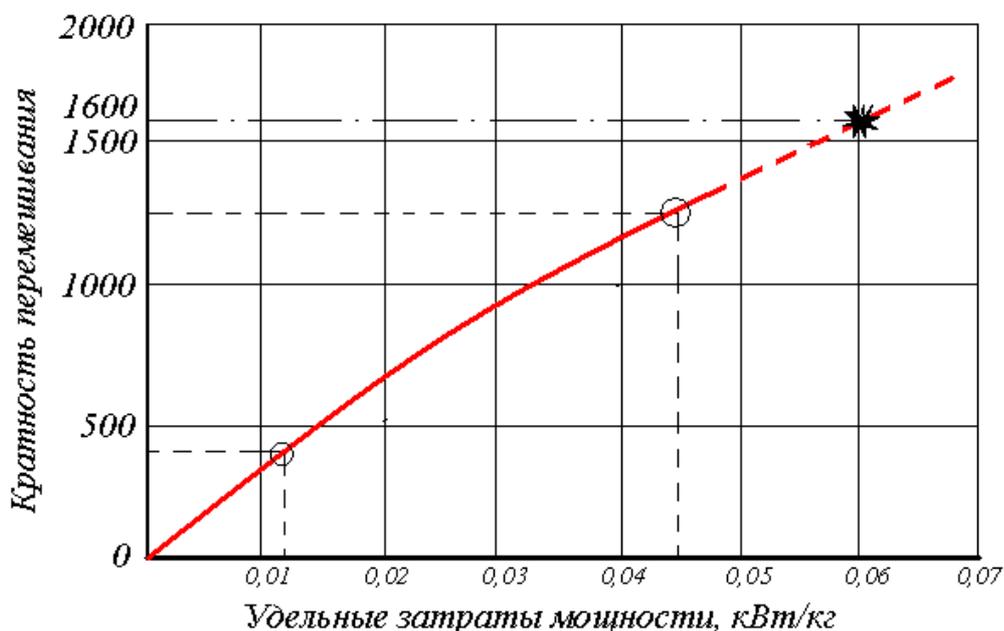


Рис.3 Зависимость интенсивности (кратности) перемешивания от удельных затрат установленной мощности

Расчет интенсивности перемешивания массы в пилотном смесителе. Объем перемешиваемой жидкости каждой мешалкой за один оборот определяли по формуле [6].

$$V = \pi h \cdot (R^2 - r^2), \text{ где}$$

h – высота мешалки, R – внешний радиус, r – внутренний радиус мешалки, дм.

$$V_2 = 3,14 \cdot 0,5 \cdot (1,5^2 - 1,3^2) \cdot 2 = 1,76 \text{ дм}^3/\text{об};$$

$$V_3 = 3,4 \cdot 0,2 \cdot (0,043^2 - 1,98^2) \cdot 2 = 2,06 \text{ дм}^3/\text{об};$$

$$V_4 = 3,14 \cdot 0,4 \cdot (1,0^2 - 0,8^2) = 0,45 \text{ дм}^3/\text{об};$$

Аналогичным образом найдены:

$$V_5 = 1,83 \text{ дм}^3/\text{об}; V_6 = 0,4 \text{ дм}^3/\text{об}; V_7 = 1,7 \text{ дм}^3/\text{об}; V_8 \text{ (рама)} =$$

$$7,8 \text{ дм}^3/\text{об}; V_9 \text{ (рама)} = 2,2 \text{ дм}^3/\text{об}, V_{10} = 2,6 \text{ дм}^3/\text{об};$$

Суммарный объем жидкости, перемешиваемый системой мешалок за один оборот: $\sum V = V_1 + V_2 + \dots + V_n = 25,5 \text{ дм}^3/\text{об}$.

Производительность мешалки рассчитывали по формуле :

$$Q_m = V \cdot n, \text{ где } n \text{ – частота вращения (24 об/мин)}.$$

$$Q_m = 25,5 \cdot 24 = 36,72 \text{ м}^3 / \text{час}$$

Объем перемешиваемой массы рассчитывали по формуле:

$$V = m/\rho, \text{ где}$$

m - масса композиции, кг; ρ - относительная плотность $\text{кг}/\text{м}^3$.

$$V = 50/1420 = 0,035 \text{ м}^3$$

Кратность перемешивания массы лопастной мешалкой рассчитывали по формуле:

$$K_p = Q_m : V, \text{ где}$$

Q_M – производительность мешалки $\text{м}^3/\text{час}$; V – объем перемешиваемой массы, м^3 .

Найденная кратность перемешивания составила

$$K_p = 1049 \text{ в час.}$$

Производительность шнека $Q = \dot{h} \cdot S \cdot n \cdot k$, где

\dot{h} – шаг шнека (0,9 дм), n – частота вращения (1400 об/мин), S – площадь поперечного сечения ($0,477 \text{ дм}^2$), k – коэффициент заполнения (0,9).

Площадь поперечного сечения рассчитывается по формуле:

$$S = \pi/4(D^2 - d^2), \text{ где}$$

π – 3,14, D – наружный диаметр, дм, d – внутренний диаметр, дм.

Тогда $Q = 0,2 \cdot 0,477 \cdot 1400 \cdot 0,9 = 120 \text{ л/мин} = 7,2 \text{ м}^3/\text{час}$

Общая кратность перемешивания в смесителе $K_{p_{\text{общ}}} = Q_{\text{общ}}/V$, где

$Q_{\text{общ}}$ – суммарная производительность перемешивающих устройств в $\text{м}^3/\text{час}$, V – объем перемешиваемой массы, м^3 .

$$Q_{\text{общ}} = Q_M + Q_{\text{ш}} = 36,72 + 7,2 = 43,92 \text{ м}^3/\text{час}, \text{ тогда}$$

$$K_{p_{\text{общ}}} = 43,92 : 0,035 = 1254 \text{ в час.}$$

Критерий Рейнольдса для шнека [6]:

$$Re = \omega_{\text{шн}} \cdot d_{\text{шн}} \cdot \rho / \eta, \text{ где}$$

$\omega_{\text{шн}}$ – скорость течения жидкости в трубе шнека, $\text{м}/\text{с}$;

$d_{\text{шн}}$ – диаметр, м ;

η – вязкость массы, Пас ;

ρ – относительная плотность массы, $\text{кг}/\text{м}^3$.

Учитывая, что скорость движения массы в трубе шнека находят по формуле

$$\omega_{\text{шн}} = \pi d n, \text{ где}$$

d – диаметр шнека, м ; n – частота вращения шнека, $\text{об}/\text{сек}$,

число Рейнольдса составит: $Re_{\text{шн}} = 5,85 \times 0,08 \times 1420 : 300 = 2,22$.

Критерий Re для смесителя (без учета шнека) рассчитывали по формуле:

$$Re_{\text{см}} = \omega_{\text{см}} \cdot d_{\text{см}} \cdot \rho / n, \text{ где}$$

$\omega_{\text{см}}$ – скорость движения жидкости в смесителе, $\text{м}/\text{сек}$;

$d_{\text{см}}$ – диаметр смесителя, м ;

n – частота вращения мешалки, $\text{об}/\text{сек}$.

Скорость движения жидкости в смесителе рассчитываем по формуле:

$$\omega_{\text{см}} = \pi d_{\text{см}} \cdot n, \text{ где}$$

$$d_{\text{см}} = 0,5 \text{ м}; n = 24 \text{ об}/\text{мин} = 0,4 \text{ об}/\text{сек}, \omega_{\text{см}} = 3,14 \cdot 0,5 \cdot 0,4 = 0,63 \text{ м}/\text{сек}$$

$$Re_{\text{см}} = 0,63 \cdot 0,5 \cdot 1420 / 300 = 1,49$$

На основании выше изложенных расчетов можно судить о ламинарном течении суспензии пасты как в самом смесителе, так и в трубе шнека. Хотя, кратность перемешивания композиции достаточно высокая ($Q_{\text{общ}} = 1254$), можно предположить плохое смешение из-за высокой вязкости (300000 с.п.з.) и связанного с этим плохого усреднения массы. Такое явление напоминает смешение двух взаимонерастворимых жидкостей, когда усреднение достигается при разбивании слоя на мельчайшие частицы.

Скорости вращения мешалки в смесителе типа «Tonazzi» невелики, что не позволяет достигнуть высоких значений критерия Рейнольдса для обеспечения надежного перемешивания высоконаполненных дисперсных систем с высокой

вязкостью (> 300000 с.п.з). Для обеспечения надежного перемешивания в аппарате такого типа необходимо увеличить окружные скорости (число оборотов) мешалки, а значит мощности на валу в несколько раз.

Аналогичным способом были проведены расчеты интенсивности перемешивания в промышленном смесителе ($V=4 \text{ м}^3$) композиции пасты с теми же физико-химическими показателями (рис.2)

Объем перемешиваемой жидкости каждой мешалкой за один оборот определен по формуле [6]:

$$V = \pi \cdot h \cdot (R^2 - r^2), \text{ где}$$

$\pi=3,14$; h – высота мешалки, дм; R и r – внешний и внутренний радиусы мешалки, дм.

$$V_1 = 3,14 \cdot 1 \cdot (6,70^2 - 1,10^2) = 137,16 \text{ дм}^3/\text{об}$$

$$V_2 = 3,14 \cdot 1 \cdot (6,70^2 - 3,70^2) = 97,97 \text{ дм}^3/\text{об}$$

$$V_3 = 3,14 \cdot 2 \cdot (3,70^2 - 2,70^2) = 40,19 \text{ дм}^3/\text{об}$$

$$V_4 = 3,14 \cdot 1,5 \cdot (6,0^2 - 2^2) = 150,72 \text{ дм}^3/\text{об}$$

$$V_5 = 3,14 \cdot 1,5 \cdot (2^2 - 0) = 18,84 \text{ дм}^3/\text{об}$$

$$V_6 = 3,14 \cdot 1,6 \cdot 6,5^2 = 212,26 \text{ дм}^3/\text{об}$$

$$V_7 = 3,14 \cdot 0,5 \cdot (5,3^2 - 1,8^2) = 39,01 \text{ дм}^3/\text{об}$$

$$V_8 = 3,14 \cdot 0,5 \cdot 1,8^2 = 5,09 \text{ дм}^3/\text{об}$$

$$V_9 = 3,14 \cdot 1,5 \cdot (8,5^2 - 1,25^2) = 333 \text{ дм}^3/\text{об}$$

$$V_{10} = 3,14 \cdot 12,50 \cdot (8,5^2 - 6,5^2) = 1177,5 \text{ дм}^3/\text{об}$$

Суммарный объем жидкости, перемешиваемый системой мешалок за один оборот, составит $\sum V = 2212 \text{ дм}^3/\text{об}$.

Производительность системы мешалок при частоте вращения равной 12 об/мин составит $Q_m = V \cdot n = 2212 \cdot 12 = 26544 \text{ дм}^3/\text{мин} = 1592,6 \text{ м}^3/\text{час}$.

Объем перемешиваемой пасты (V_n) при загрузочной массе в 5000 кг и плотности 1420 кг/м^3 составляет $3,25 \text{ м}^3$. Кратность перемешивания пасты лопастной мешалкой ($K_p = Q_m : V_n$) составляет 452,45 в час.

Производительность шнека рассчитывали по формуле:

$$Q_{ш} = h \cdot S \cdot n \cdot K, \text{ где}$$

h – шаг шнека (1,4 дм); S – площадь поперечного сечения, дм^2 ;

n – частота вращения шнека (420 об/мин); K – коэффициент заполнения ($K=0,9$)

Найденная площадь поперечного сечения $S = \pi/4(D^2 - d^2)$, где D и d наружный и внутренний диаметры шнека, равные 2,4 и 0,75 дм соответственно, составляет $4,08 \text{ дм}^2$. Тогда производительность шнека составит:

$$Q_{ш} = 1,4 \times 4,08 \times 420 \times 0,9 = 2159,136 \text{ л}^3/\text{мин} = 128 \text{ м}^3/\text{час}.$$

Общая кратность перемешивания в смесителе, рассчитанная по формуле

$$K_{p_{общ}} = (Q_m + Q_{ш}) : V_n,$$

составляет 489 в час.

Расчет критерия Рейнольдса для смесителя объемом 4 м^3

а) критерий Re для шнека рассчитывали по формуле:

$$Re_{шн} = (\omega_{шн} \cdot d) : \eta, \text{ где}$$

d – диаметр шнека (м); ω – скорость течения жидкости в трубе шнека (м:с).

$$d_{шн} = 0,24 \text{ м}, \eta = 300 \text{ Па}\cdot\text{с}; \rho = 1420 \text{ кг/м}^3.$$

Скорость движения пасты в трубе шнека рассчитывали по формуле $\omega_{шн} = \pi d_{шн} \cdot n$. Она составила 5,28 м/с. В этом случае

$$Re_{шн} = (5,28 \times 0,24 \times 1420) : 300 = 6$$

б) Критерий Рейнольдса для смесителя рассчитывали по формуле: $Re = (\omega_{an} \cdot d_{an} \cdot \rho) / \eta$, где

ω_{an} - скорость движения пасты в аппарате (м/с); d_{an} – диаметр аппарата (м); ρ - относительная плотность пасты (кг/м³); η -вязкость пасты (Па·с).

Найденная скорость движения жидкости в аппарате по формуле $V_{an} = \pi \cdot d \cdot n$, при $d=2$ м и $n=120$ об/мин составила 1,26 м/с. В конечном итоге находим критерий Рейнольдса для смесителя:

$$Re_{an} = (1,26 \cdot 2 \cdot 1420) / 300 = 12.$$

Проведенные исследования и расчеты дают основания сделать вывод, что только совместная работа мешалки и шнека обеспечивает достаточно интенсивное перемешивание высоконаполненных дисперсных композиций с высокой вязкостью. Причем основной вклад в массообмен вносит мешалка, шнек, вероятнее всего, служит усреднителем части перемешиваемой массы т.е. мешалкой в мешалке.

Литература:

1. Стренк Ф. Перемешивание и аппараты с мешалками. М., Химия, 1975.
2. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. М., Химия, 1973.
3. Савельев В.Н., Ким В.Е. Адсорбция компонентов косметических отдушек на поверхности гидрофосфата кальция. //Вестник АктГУим. Ш. Есенова. 2002. №1. С. 82-89.
4. Буренкова Н.П. и др. Передовой производственный и научный опыт, рекомендуемый для внедрения в парфюмерно-косметической промышленности. //Информационный сборник ВНИИТЭИАг-ропром. 1998. Выпуск 4.С.1-9.
5. Фролов Ю.Г. Поверхностные явления и дисперсные системы. М.: Химия, 1982, 399с.
6. Справочник химика, том 5, М., Химия, 1978.