

8. Кузьмицкий, А.В. Механико-технологические основы внесения консервантов в силосуемые корма: дис. ... д-ра техн. наук: 05.20.01 / А.В. Кузьмицкий. – Горки, 2001. – 390 л.
9. Кузьмицкий, А.В. Результаты и оценка внесения жидкого консерванта в силосопровод кормоуборочного комбайна при заготовке силоса / А.В. Кузьмицкий, П.В. Авраменко // Актуальные проблемы повышения квалификации и переподготовки кадров агропромышленного комплекса: материалы Междунар. науч.-практ. конф., Минск, 24–26 ноября 2010 г.: в 2 ч. / Белорус. гос. аграрн. техн. ун-т; редкол.: В.Б. Ловкис [и др.]. – Минск, 2010. – Ч. 2. – С. 36–38.
10. Кузьмицкий, А.В. Способы внесения жидких консервантов в технологии приготовления консервированных кормов / А.В. Кузьмицкий, П.В. Авраменко // Техника и технологии: инновации и качество: материалы Междунар. науч.-практ. конф., Барановичи, 23–24 ноября 2007 г. / Баранович. гос. ун-т; редкол.: В.В. Таруц (гл. ред.) [и др.]. – Барановичи, 2007. – С. 340–342.
11. Ганущенко, О.Ф. Эффективность применения различных типов консервантов / О.Ф. Ганущенко [и др.] // Белорусское сельское хозяйство. – 2009. – № 6. – С. 12–13.
12. Отрошко, С.А. Современные способы внесения консервантов / С.А. Отрошко, Ю.Д. Ахламов, А.В. Шевцов // Техника и оборудование для села. – 2011. – № 3. – С. 14–15.

УДК 621.929:636(476)

И.М. Швед, А.В. Китун
*(УО «БГАТУ»,
 г. Минск, Республика Беларусь)*
В.И. Передня
*(РУП «НПЦ НАН Беларуси
 по механизации сельского хозяйства»,
 г. Минск, Республика Беларусь)*

**ОПРЕДЕЛЕНИЕ
 ЦИРКУЛЯЦИОННОГО
 РАСХОДА СУБСТРАТА
 В ФЕРМЕНТОРАХ**

Введение

Перевод животноводства на промышленную основу создал серьезную экологическую проблему. Одним из путей решения указанной проблемы является внедрение в производство новых технологий и технических средств, а также производство биогаза в биогазовых установках на фермах. В статье рассматривается движение частиц бродильного субстрата в цилиндрических ферментаторах биогазовых установок при перемешивании его миксером с лопастной мешалкой.

Основная часть

Процесс выделения биогаза из вновь заполненного субстратом ферментатора протекает медленно. Количество выработанного биогаза растет до того момента, пока не будет достигнуто максимума. Когда количество произведенного биогаза мало, то дальнейшее пребывание субстрата в ферментаторе нецелесообразно с экономической точки зрения [1].

Для лучшего выделения биогаза из субстрата ферментаторы оборудуют отоплением и мешалками. В процессе работы требования к мешалкам высоки, так как они должны создавать сильные потоки субстрата, необходимые для достижения гомогенизации.

С увеличением габаритов ферментатора по высоте и диаметру происходит процесс расслоения бродильного субстрата. Поэтому мешалки должны обеспечивать достаточное вертикальное его перемешивание. В ходе перемешивания ферментатор можно разделить на две зоны: центральную, где расположен миксер, и периферийную, где перемешивание осуществляется за счет остаточной скорости потока субстрата.

Перемешивание в каждой из зон осуществляется за счет турбулентной диффузии, а обмен между ними обеспечивается циркуляционным расходом бродильного субстрата.

Цель работы – определение циркуляционного расхода бродильного субстрата между центральной и периферийной зонами ферментатора и необходимого условия для выполнения перемешивания субстрата.

Основой субстрата в биогазовых установках являются навоз животноводческих ферм и комплексов или отходы предприятий перерабатывающей промышленности.

Субстрат в установках хранится в ферментаторах. Ферментаторы могут быть двух вариантов исполнения: горизонтальные и вертикальные.

Достоинством горизонтально расположенных ферментаторов (рисунок 1) является то, что можно применить мощные, надежные в эксплуатации и менее энергоемкие механические мешалки. При этом достигается хороший эффект перемешивания, направленный вертикально по отношению к течению, без четкого перемешивания в направлении течения. Благодаря пробочному проталкиванию, с точки зрения биологии процесса складываются благоприятные условия. Также возможно провести большую загрузку ферментатора.

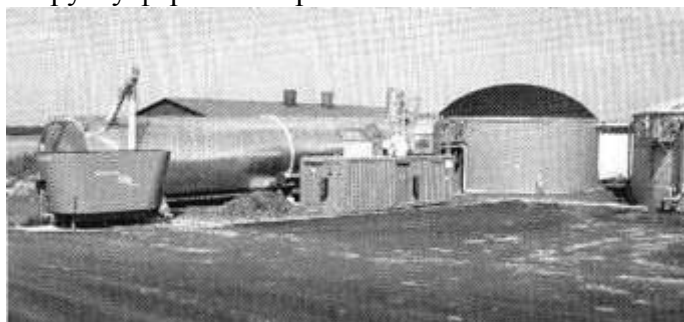


Рисунок 1. – Горизонтально расположенный ферментатор биогазовой установки

Недостатком горизонтально расположенного ферментатора является потребность в большой площади, занимаемой емкостью. Горизонтально расположенные ферментаторы ограничены по объему. На сегодняшний день максимальный объем горизонтальных ферментаторов – до 1000 м^3 . Также существенным недостатком являются высокие теплотери из-за большой площади поверхности ферментатора [2].

Вертикально расположенные ферментаторы (рисунок 2) в большинстве случаев цилиндрические. В сравнении с горизонтальными ферментаторами они имеют преимущество – компактность. Соотношение площади поверхности к объему позволяет уменьшить затраты материалов и теплотери. В настоящее время вертикально расположенные ферментаторы строятся объемом до 6000 м^3 .



Рисунок 2. – Вертикально расположенный ферментатор биогазовых установок

Недостатком вертикальных ферментаторов является то, что повышены требования к оборудованию для перемешивания бродильного субстрата, поскольку должны создаваться сильные потоки субстрата, необходимые для достижения гомогенизации.

Процесс перемешивания субстрата в ферментаторах является одной из энергоемких операций в производстве биогаза. В биогазовых установках применяются наклонные и погружные миксеры. В миксерах для реализации механического способа перемешивания субстрата в качестве активных рабочих органов используются двух- и трехлопастные мешалки, которые имеют спиральный профиль лопастей.

Наклонные миксеры (рисунок 3) созданы специально для работы в агрессивных условиях внутри биогазового реактора. Рабочим органом миксера является двух- и трехлопастной винт. Сам миксер монтируется с внешней стороны стены ферментатора. Миксер поддерживается при помощи двух верхних реек либо опционально на реечной передаче, что позволяет устанавливать любой угол наклона.



Рисунок 3. – Наклонный миксер биогазовых установок

Существенным недостатком такого миксера является то, что затруднено перемешивание бродильного субстрата на большой высоте ферментатора вследствие небольших скоростей потока субстрата.

Погружные миксеры (рисунок 4) биогазовых установок с электрическим приводом сконструированы для работы во взрывоопасной и одновременно агрессивной среде.



Рисунок 4. – Погружной миксер биогазовых установок

Миксер устанавливается на стойку с помощью крепления двигателя для регулировки высоты устройства. Благодаря роликовым направляющим миксер может плавно погружаться и подниматься, что дает возможность проводить процесс перемешивания субстрата на верхних уровнях ферментатора. На конце вала миксера установлен двух- или трехлопастной винт.

Недостатком миксера является то, что с увеличением диаметра ферментатора снижается его перемешивающая способность в периферийных зонах вследствие снижения скорости потока субстрата, что требует установки дополнительных миксеров. Так, при диаметре ферментатора свыше 15 м необходимо устанавливать не менее двух миксеров, а при диаметре ферментатора 30 м устанавливаются 3 миксера, что увеличивает энергоемкость процесса перемешивания бродильного субстрата [2].

При перемешивании субстрата в ферментаторе миксером с лопастной мешалкой образуется турбулентный режим.

Турбулентный режим перемешивания бродильного субстрата характеризуется двумя одновременно протекающими процессами:

- конвективный перенос крупных частиц субстрата с потоком, создаваемым мешалкой;
- пульсационные движения субстрата.

Пульсационные движения и их интенсивность непосредственно связаны с движением потока перемешиваемого субстрата.

Формирование скоростей в субстрате определяется следующими факторами:

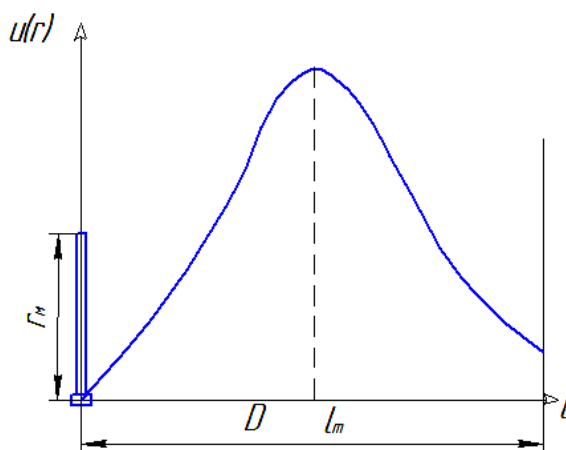
- внешними движущими силами, приложенными к субстрату;
- гидродинамическим сопротивлением на неподвижных поверхностях ферментатора, уравновешивающим эти силы;
- обменом энергии между соседними слоями бродильного субстрата [3].

Результаты экспериментов, приведенных в [3], свидетельствуют о том, что радиальная скорость потока перемешиваемого субстрата, как правило, во много раз меньше окружной, значения которой почти не изменяются по высоте ферментатора и практически не зависят от высоты расположения мешалки.

При этом сопротивления, препятствующие движению потока субстрата, направленному по радиусу мешалки радиальной скоростью, после прохождения кромок лопастей будут постепенно сводиться к нулю, так как на скорость будет воздействовать сила сопротивления всей массы бродильного субстрата.

При движении субстрата в ферментаторе вследствие вращения мешалки и формирования в ее центре зоны пониженного давления наблюдается образование воронки, сопровождающееся подъемом массы субстрата у границ зоны перемешивания. Миксер может перемещаться по высоте ферментатора, и при его работе в верхних слоях кромки лопастей мешалки из-за образования воронки могут обнажаться, что приводит к уменьшению захватываемой лопастями массы субстрата и к снижению производительности миксера в целом.

Профиль окружной скорости жидкого навоза в цилиндрическом навозохранилище представлен на рисунке 5.



$u(r)$ – окружная скорость бродильного субстрата; l – текущее расстояние перемещения массы субстрата; l_m – расстояние максимума окружной скорости; D – диаметр ферментатора; r_m – радиус мешалки

Рисунок 5. – Профиль окружной скорости при перемешивании бродильного субстрата

Влияние воронки не сказывается на рабочем процессе перемешивания бродильного субстрата в случае соблюдения условия, когда вершина воронки располагается выше ступицы мешалки. Для выполнения условия перемешивания в

вертикальных цилиндрических ферментаторах должно соблюдаться следующее условие:

$$H \geq h_g + h_m, \quad (1)$$

где H – уровень бродильного субстрата в ферментаторе, м;

h_g – глубина воронки в ферментаторе, м;

h_m – высота расположения мешалки в ферментаторе, м.

Так как ферментатор заполняется по уровню выше, чем установлен на дне миксер, то при перемешивании субстрата следует учесть высоту размещения миксера и угол наклона мешалки относительно горизонтальной плоскости. Высота расположения мешалки в ферментаторе определится по формуле:

$$h_m = h_{\text{микс}} + h_{\text{мин}} = h_{\text{микс}} + d_m \cdot (1 + \sin \beta), \quad (2)$$

где $h_{\text{микс}}$ – высота поднятия миксера на стойке, м;

$h_{\text{мин}}$ – минимально допустимая высота расположения мешалки на дне ферментатора, м;

d_m – диаметр мешалки, м;

β – угол наклона мешалки относительно горизонтальной плоскости, град.

Глубина воронки определяется по формуле [4]:

$$h_g = \frac{B(\psi_1) \cdot (\omega d_m)^2}{2g}, \quad (3)$$

где $B(\psi_1)$ – коэффициент глубины воронки в ферментаторе, определяется по графику (рисунок 6) [4];

ω – частота вращения мешалки, c^{-1} ;

g – ускорение свободного падения, m/c^2 ;

ψ_1 – параметр окружной скорости.

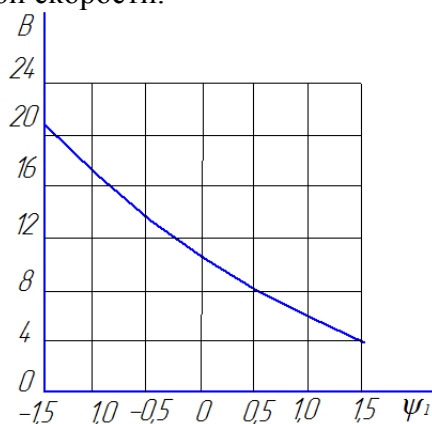


Рисунок 6. – Зависимость глубины воронки B от параметра профиля окружной скорости ψ_1

Подставив формулу (3) в условие (1), получим выражения минимально допустимого уровня субстрата в ферментаторе:

$$H \geq \frac{B(\psi_1) \cdot (\omega d_m)^2}{2g} + h_m. \quad (4)$$

Из полученного условия (4) выразим d_m^2 :

$$d_m^2 \leq \frac{2g(H - h_m)}{B(\psi_1) \cdot \omega^2}. \quad (5)$$

Для перемешивания субстрата в ферментаторе проблемной зоной является периферийная зона вблизи удаленных от мешалки стенок ферментатора. Так, при перемешивании субстрата в вертикальных цилиндрических ферментаторах можно выделить две зоны (рисунок 7):

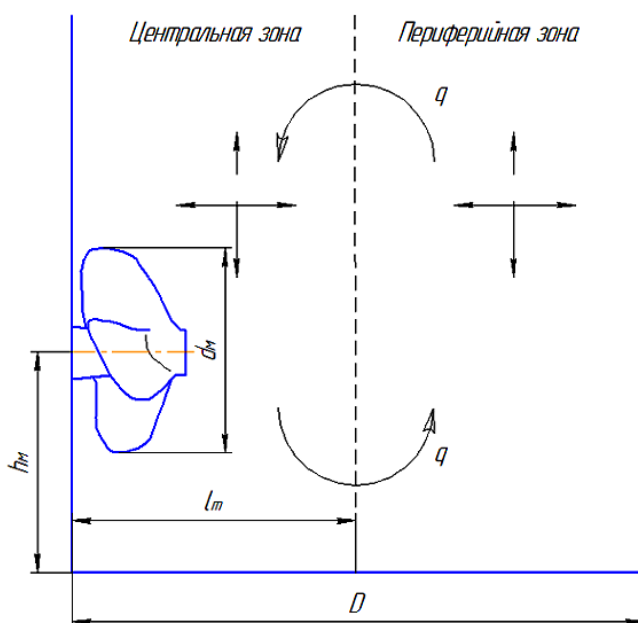
- центральную, для $0 \leq l \leq l_m$;
- периферийную, для $l_m \leq l \leq D$.

При этом за счет высокой окружной скорости субстрата перемешивание в каждой из зон неравномерное (рисунок 7). Интенсивность протекания процесса перемешивания определяется скоростью турбулентной диффузии в осевом и радиальных направлениях, а также циркуляционным расходом бродильного субстрата между центральной и периферийной зонами.

Циркуляционный расход субстрата между центральной и периферийной зонами ферментатора можно определить по формуле [5]:

$$q = k \cdot \omega \cdot d_m^3 \cdot e^{6,9 \cdot (1 + \psi_1 + \psi_2)}, \quad (6)$$

где k – коэффициент расхода мешалки (для лопастных мешалок принимается $k = 0,0013$); ψ_1 и ψ_2 – параметры профиля окружной скорости.



q – циркуляционный расход субстрата между центральной и периферийной зонами

Рисунок 7. – Схема циркуляции субстрата в ферментаторе

Подставим выражение (5) в формулу (6). Тогда циркуляционный расход субстрата между центральной и периферийной зонами ферментатора определится по следующей формуле:

$$q = \frac{2g(H - h_m)}{B(\psi_1) \cdot \omega} kd_m e^{6,9(1 + \psi_1 + \psi_2)}. \quad (7)$$

Преобразуем формулу (7), подставив в нее выражение (2):

$$q = \frac{2g[H - h_{\text{микс}} - d_m(1 + \sin \beta)]}{B(\psi_1) \cdot \omega} kd_m e^{6,9(1 + \psi_1 + \psi_2)}. \quad (8)$$

Параметр профиля окружной скорости выражается соотношением [5]:

$$\psi_2 = -s_1 - s_2 \cdot \psi_1, \quad (9)$$

где s_1 и s_2 – коэффициенты, зависящие от типа рабочего органа (для лопастных мешалок $s_1 = 0,5$ и $s_2 = 1,25$).

Тогда, выразив ψ_2 через ψ_1 , подставив значения коэффициентов из соотношения (9) в формулу (8) и проведя преобразования, определим циркуляционный расход бродильного субстрата между центральной и периферийной зонами ферментатора:

$$q = \frac{2g \left[H - h_{\text{микс}} - d_{\text{м}} (1 + \sin \beta) \right]}{B(\psi_1) \cdot \omega} k d_{\text{м}} e^{(3,45-1,725\psi_1)}. \quad (10)$$

Выводы

Из полученной формулы (10) нетрудно заметить, что циркуляционный расход бродильного субстрата между центральной и периферийной зонами ферментатора пропорционально зависит от геометрических размеров рабочего органа миксера, угла наклона его относительно горизонтальной плоскости, уровня заполнения ферментатора субстратом и высоты поднятия миксера на стойке.

03.10.2016

Литература

1. Georgakakis, D. Optimal Use of the Hosoya System in composting Poultry Manure / D. Georgakakis, Th. Krintas // Bioresource Technology, 2000. – Pp. 227–233.
2. Ясенецкий, В.А. Оборудование для получения биогаза из навоза / В.А. Ясенецкий, В.С. Таргоня // Механизация и электрификация сел. хоз-ва. – 1990. – № 6. – С. 23–25.
3. Брагинский, Л.Н. Перемешивание в жидких средах / Л.Н. Брагинский, В.И. Бегачев, В.М. Барабаш. – Л.: Химия, 1984. – 336 с.
4. Кафаров, В.В. Процессы перемешивания в жидких средах / В.В. Кафаров. – М.: Госхимиздат, 1949. – 230 с.
5. Карпушкин, С.В. Расчеты и выбор механических перемешивающих устройств вертикальных емкостных аппаратов: уч. пос. / С.В. Карпушкин, М.Н. Краснянский, А.В. Борисенко. – Тамбов: ТГТУ, 2009. – 168 с.

УДК 631.312

**В.Б. Ловкис, А.В. Захаров,
Н.Н. Стасюкевич, А.Н. Стасюкевич**
(УО «БГАТУ»,
г. Минск, Республика Беларусь)

**ОБОСНОВАНИЕ И РАСЧЕТ СХЕМЫ
ЭЛЕКТРОПРИВОДА ПНЕВМОСЕЯЛКИ
АГРЕГАТА КОМБИНИРОВАННОГО
ПОЧВООБРАБАТЫВАЮЩЕ-ПОСЕВНОГО**

Введение

Обеспечение национальной продовольственной безопасности, увеличение темпов роста производства сельскохозяйственной продукции являются наиважнейшими на сегодняшний день задачами, согласно постановлению № 252 Совета Министров Республики Беларусь.

Возросшая в мире тенденция к увеличению мощности и, как результат, количества энергонасыщенных тракторов оказывает пагубное влияние на экологическую обстановку.

Многokратные проходы техники по полю при возделывании продукции растениеводства приводят к интенсивному уплотнению пахотных и подпахотных слоев почвы, что приводит к снижению урожайности и повышению энергоемкости обработки почв.

В тракторостроении Республики Беларусь в последние годы также наметилась тенденция к повышению энергонасыщенности сельскохозяйственных тракторов, при которой мощность ДВС превышает мощность, реализуемую колесами, вдвое и более. Недостаточная эффективность использования тракторов, особенно мощностью 250–350 л.с. и более, связана с невозможностью реализации всей мощности через традиционные типы приводов: тяговый, ВОМ и ГСOM.

Решение данной проблемы видится в разработке и применении агрегатов комбинированных почвообрабатывающе-посевных (АКПП), совмещающих операции, и почвообрабатывающих машин с активными рабочими органами (АРО) [1–4].