

3) затем проводилась корректировка (подгонка) значения концентрации C_6 , при котором значение СКО достигало минимального значения; это значение C_6 принималось как оптимальное для данного значения показателя степени r .

В результате «подгонки» при значении $C_6 = 47,7\%$ получилось минимальное значение СКО = 0,165 %, при этом значения параметров составили $K_2 = 1,132$; $K_3 = 0,6845$

На рисунке 2б представлены экспериментальные точки и график аппроксимирующей функции линеаризации. В таблице для каждой точки приведены значения концентрации, выходного сигнала и погрешность аппроксимации. Аналогичные результаты были получены для других значений параметра r .

В сводной таблице 2 приведены значения СКО и C_6 для функций линеаризации, лежащих в диапазоне от гиперболы до экспоненты. Минимальное значение СКО, определяющее выбор оптимальной функции (параметр r), находится на уровне 0,17 % и соответствует «гиперболам 5 – 7 степени»

Таблица 2

r	C_6	СКО %	K_3	
∞	49,6	0,285	6,198	Экспонента
8	48,2	0,177	0,5611	
7	48,0	0,168	0,6166	
6	47,7	0,165	0,6845	
5	47,4	0,170	0,7682	
4	46,9	0,198	0,8751	
3	46,2	0,259	1,0147	
2	45,0	0,384	1,2035	Гипербола
1	42,7	0,630	1,462	

На основании проведенной обработки результатов для конкретного измерительного преобразователя можно сделать следующие общие выводы:

- дробно-степенные функции являются удобным математическим аппаратом для аппроксимации нелинейных статических характеристик и обратных им функций линеаризации;
- функции содержат два масштабных коэффициента и показатель степени;
- наличие одного параметра (K_2) в виде сомножителя существенно упрощает алгоритм определения оптимальных параметров функции аппроксимации по методу наименьших квадратов;
- метод не является критичным по отношению к выбору показателя степени r , как следует из таблицы, при изменении параметра r в диапазоне от 4 до 8 СКО погрешности аппроксимации не превышает 0,2 %, что существенно меньше основной приведенной погрешности аналитических измерительных преобразователей (обычно 2 – 5 %).

Методы интенсификации процессов кристаллизации при криогранулировании жидкофазных суспензий в жидком азоте. Исследование окрестности фронта смены режимов кипения

к.т.н. проф. Белуков С.В., Малышев Р.Е.
 Университет машиностроения
 8(499)267-07-14

Аннотация. В данной статье рассмотрены методы интенсификации при процессе криогранулирования, проведен расчет длины блока аппарата криогранулирования, исследован фронт смены режимов кипения с затухающего пленочного на затухающее пузырьковое.

Ключевые слова: криогранулирование, суспензия, кристаллизация, фронт,

пленочное кипение, пузырьковое кипение.

Замораживание – это процесс частичного или полного превращения жидкости замораживаемого продукта в лед. На сегодняшний день из всех известных способов замораживания используется криогранулирование.

Процесс криогранулирования является основным в комплексе по сублимированию продукта или хранению в криобанках. Это сложный процесс, который протекает в нескольких стадиях: первой стадией является подготовка продукта для получения заданных свойств, например, концентрация. Второй стадией является процесс гранулирования с получением заданного диаметра. Третья стадия – процесс замораживания полученных гранул в хладагенте. Для этого используются различные хладагенты от низкотемпературных фреонов до криогенных веществ.

Криогранулирование жидких материалов – основной элемент криодисперсной технологии получения органических и неорганических порошкообразных материалов. Качество конечного продукта определяется степенью монодисперсности получаемых гранул и режимом их замораживания. Для получения непрерывного потока монодисперсных капель в криодисперсной технологии используются каплегенераторы различных типов. Для увеличения интенсификации процесса кристаллизации используются различные системы поддержания и контроля давления и температуры диспергируемой жидкости, а также различные диспергаторы.

Замораживание потока капель – один из наиболее важных этапов криодисперсной технологии. Наличие фазового перехода – это отличительная особенность процесса замораживания. В процессе затвердевания и охлаждения капель жидкости происходит формирование кристаллической структуры, что в конечном итоге определяет качество готовой продукции. При этом размеры образующихся кристаллов определяются скоростью замораживания. Стадия быстрого замораживания определяется составом растворенного вещества и концентрацией капель. Процесс кристаллизации при этом развивается по – разному с различной скоростью образования кристаллов. При этом размеры образующихся кристаллов определяются скоростью замораживания. С увеличением скорости охлаждения средний размер частиц целевого продукта уменьшается. Самоорганизация системы в монодисперсную происходит при скоростях охлаждения не менее $10^2 - 10^3$ К/с. Кроме того, скорость замораживания влияет и на другие специфические свойства гранулируемого материала (возможность сегрегации компонентов раствора и др.).

В настоящее время одним из основных требований к процессу замораживания является обеспечение высокого качества продукта. Известно, что качество замораживаемого продукта зависит от скорости протекания процесса замораживания [3, 4]. Высокое качество гидробионтов достигается при режиме, отвечающем быстрому замораживанию, т.е. когда скорость продвижения фронта кристаллизации к термическому центру продукта составляет не менее 5 см/ч [5].

Понижение температуры и увеличение коэффициента теплоотдачи позволяет интенсифицировать процесс замораживания. При замораживании гидробионтов интенсификация процессов замораживания морепродуктов легко реализуется в известном способе с использованием жидкого и парообразного азота при температурах среды менее минус 150°C в сочетании с высокими значениями коэффициентов теплоотдачи.

При криогенном замораживании тепло от продукта отводится как за счет кипения жидкого азота, попадающего на продукт, так и за счет конвективного теплообмена между парами азота и продуктом.

Согласно исследованиям, рассмотренным в работах [6, 7], для определения коэффициента теплоотдачи от продукта к азоту можно воспользоваться критериальным уравнением

$$\text{Nu} = 0,021 \cdot \text{Re}^{0,8} \cdot \text{Pr}^{0,4}, \quad (1)$$

где: Nu, Re, Pr – соответственно критерии Нуссельта, Рейнольдса, Прандтля.

В качестве определяющего размера принимаем расстояние от поверхности продукта до распылительных форсунок. Теплофизические характеристики охлаждающей среды принимаются такими же, как для насыщенного пара азота.

Теплообмен при фазовых превращениях, особенно при кипении, отличается большой сложностью и относится к тем видам теплообмена, для которых имеется наиболее противоречивая и наименее достоверная информация [7, 8]. Теплообмен при кипении зависит от многих факторов: комплекса физических параметров рабочей среды, состояния и формы поверхности, давления, температуры, теплоты фазового перехода, условий распространения тепла в каждой из фаз.

При кипении азота в большом объеме рассматривают три режима кипения: пузырьковый, переходный и пленочный [8]. В каждом режиме коэффициенты теплоотдачи существенно отличаются друг от друга. На основании экспериментально полученной зависимости удельного теплового потока q от разности температур ΔT между температурой поверхности и температурой кипения азота [8] получена графическая зависимость $\alpha = f(\Delta T)$, приведенная на рисунке 1.

Анализ зависимости $\alpha = f(\Delta T)$ при различных режимах кипения показал:

- при пузырьковом режиме кипения, когда $\Delta T < 10$ К, $\alpha = 1000-7000$ Вт/(м² · К);
- при пленочном режиме кипения, когда $\Delta T > 60$ К, $\alpha = 100-200$ Вт/(м² · К), что значительно меньше, чем при пузырьковом кипении. Последнее обусловлено образованием паровой пленки на поверхности продукта, являющейся термическим сопротивлением.

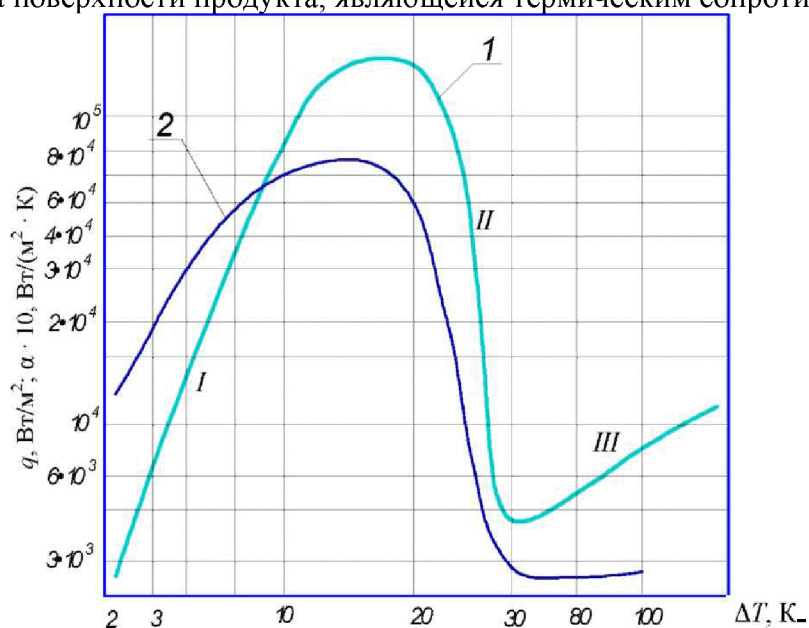


Рисунок 1 – Зависимость удельного теплового потока q и коэффициента теплоотдачи α от разности температур ΔT между температурой поверхности и температурой кипения азота при пузырьковом (1), переходном (2) и пленочном (3) режимах кипения:

1 - зависимость $q = f(\Delta T)$; 2 - зависимость $\alpha = f(\Delta T)$

Для условий замораживания азотом значения $\Delta T > 60$ К [8]. Однако при орошении продукта жидким азотом имеют место как пленочный, так и пузырьковый режимы кипения. Очевидно, что действительное значение коэффициента теплоотдачи будет больше, чем при пленочном режиме, но меньше, чем при пузырьковом. Связано это с тем, что капли азота, образовавшиеся при распылении его в распылительных трубках, двигаясь в потоке с определенной скоростью, при попадании на продукт разрушают паровую пленку. При этом имеет место непосредственный контакт капель азота с поверхностью. Однако неизвестно, какова доля пленочного и пузырькового режимов кипения в общем теплообмене при орошении азотом.

Для анализа эксперимент проводился в ванне жидкого азота при атмосферном давлении на линии насыщения. В качестве нагревателя была использована пластина толщиной 1.2 мм и поверхностью теплоотдачи $77 \times 22 \text{ мм}^2$. Поверхность теплоотдачи была ориентирована горизонтально вверх.

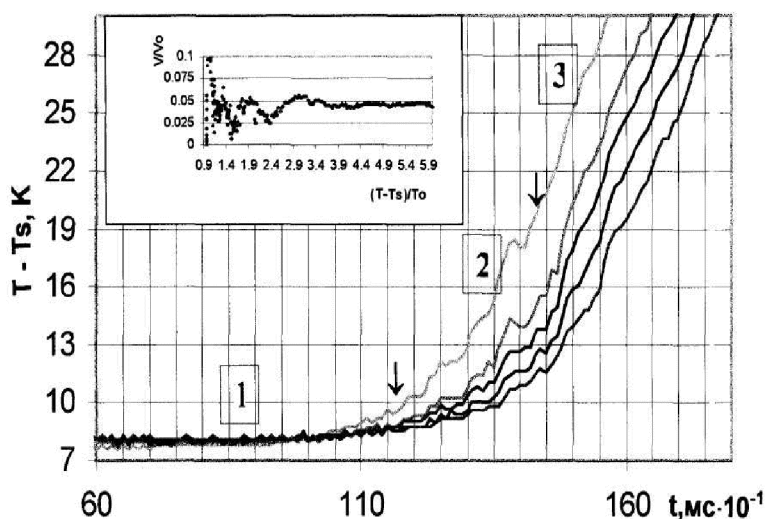


Рисунок 2 – Результаты измерений режимов кипения при тепловом потоке 9 Вт/см^2

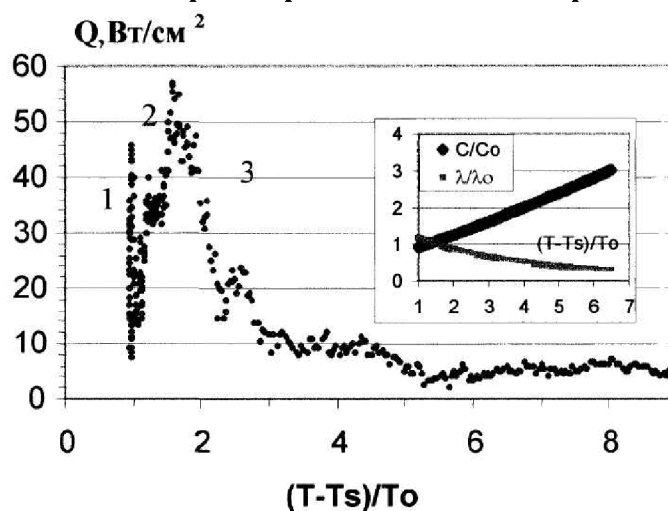


Рисунок 3 – Расчет теплового потока из данных эксперимента

Визуальные наблюдения и данные говорят о пульсационном характере движения границы очага пленочного кипения. После вычисления скорости перемещения изотерм четко выраженный автоволновой характер наблюдается только в области пленочного кипения.

Из приведенного анализа следует, что теплообмен в окрестности границы очага пленочного кипения протяженностью большей тейлоровской волны существенно отличается от квазистационарного.

Процесс замораживания капель осуществляют при непосредственном контакте с хладагентом или на охлаждаемой поверхности. При контакте с хладагентом замораживание происходит в объеме жидкого хладагента (жидкий азот). При этом можно получить гранулы сферической формы диаметром 1-5 мм.

При низкотемпературной обработке монодисперсность может нарушаться из-за слияния капель в полете, а также в момент падения на поверхность хладагента. Для предотвращения этого нежелательного явления предлагается организовать замораживание капель в парах азота таким образом, чтобы частицы успевали замерзнуть до попадания на поверхность хладагента.

Разрабатывался расчет по охлаждению и криогранулированию капель в блоке замораживания, в результате которого были определены методы интенсификации данного процесса, а также длина блока замораживателя, зависимость блока замораживателя от температуры паров азота T_c , начальной температурой капель T_n , скорости истечения потока капель v в следующем диапазоне значений параметров : $T_c=80 - 80$ К, $T_n=273-373$ К, $v=07$ м/с, диаметр 1-5 мм.

Известно, что для процессов быстрого замораживания важную роль играет относительное содержание воды в замораживаемом продукте. В суспензии содержится 70-75% воды, в которой могут быть растворены химические вещества. Замерзание основной части воды происходит в интервале температур от минус 1 до минус 7°С с максимальным образованием кристаллов. При криогенных температурах в морозильной камере время прохождения этого интервала мало, а кристаллизация сопровождается образованием множества мелких кристаллов. При традиционных температурах, например, в камере с воздушным замораживанием наблюдается медленное прохождение указанного интервала температур, что приводит к образованию крупных кристаллов льда. Большие кристаллы льда приводят к значительным повреждениям мембраны клеток (если, например, замораживаем биологические вещества, в частности бактерии пивных или пекарских дрожжей). При осуществлении дефростации из клеток выделяется сок, вследствие чего клетки частично гибнут. Поэтому быстрое достижение низких температур продукта способствует увеличению его выживаемости.

Результаты расчетов

Анализ результатов решения показал, что для интенсификации процесса криогранулирования необходимо уменьшать длину блока замораживания гранул, расход жидкого азота, а для захлаживания системы и поддержания рабочей температуры необходимо:

- 1) снижать скорость истечения потока капель до предельных значений, при которых еще возможно обеспечение их монодисперсности;
- 2) снижать начальную температуру диспергируемой жидкости в ступени предварительного охлаждения до температуры, близкой к температуре кристаллизации;
- 3) максимально снижать температуру паров азота, что особенно важно для капель $D>3$ мм в рассмотренном интервале температур.

Результаты расчетов опробованы к криогрануляторе периодического действия на кафедре ХКТ в МГУИЭ.

Литература

1. Белуков С.В., Толстых Т.Н. Криогрануляция на поверхности хладагента. -Химическое и нефтегазовое машиностроение. 1998. № 12. с. 40-43.
2. Генералов М.Б. Криохимическая нанотехнология: Учеб. пособие для вузов. М.: ИКЦ «Академкнига», 2006. 325 с.
3. Блаженков В.В. Генерация и усиление ультракоротких импульсов в активных средах при низкой температуре. ИФЖ, 1984, 95 с.
4. Головкин Н.А., Чижов Г.Б. Холодильная технология пищевых продуктов. - М.: Пищепромиздат, 1951. - 332 с.
5. Антонов А.А., Венгер К.П. Азотные системы хладоснабжения для производства быстрозамороженных пищевых продуктов. - Рязань: Узоречье, 2002. - 205 с.
6. Архаров А.М., Марфенина И.В., Микулин Е.И. Криогенные системы. - М.: Машиностроение, 1988. - 464 с.
7. Экспериментальное определение коэффициента теплоотдачи при замораживании продуктов животного происхождения / И.А. Лаковская, Г.Д. Шабетник, Э.И. Каухчешвилли, Н.Д. Сидорова // Холодильная техника. - 1979. - № 9. - с. 43-45.
8. Лыков А.В. Теория теплопроводности. М.: Высшая школа, 1967.
9. Луцет М.О. Предельная скорость переключения режимов кипения пьсьма вЖТФ. 1998, Т.24, вып. 9. с. 21-27.

10. Луцет М.О. Процессы теплообмена в окрестности очага пленочного кипения. Письма в ЖТФ. 1999. Т.25, вып. 21. с. 39-46.
11. Аметистов Е.В., Клименко В.В., Павлов Ю.М. Кипение криогенных жидкостей. М.: Энергоатомиздат, 1995. 400 с.
12. Белуков С.В., Соколов А.В. Многофункциональный криогранулятор программного типа для нано-, био- и пищевых технологий. Холодильная техника. 2012. № 2. с. 48 – 51.
13. Белуков С.В., Соколов А.В. Программное замораживание при условиях плавления гранул жидкофазных суспензий в процессе криогранулирования. Вестник международной академии холода. 2012. Выпуск 1. с. 15 – 18.
14. Белуков С.В., Соколов А.В. Криогранулирование в жидком азоте как способ получения заданных параметров материалов: инженерный подход. Химическое и нефтегазовое машиностроение. 2012. № 8. с. 30 – 33.

Изучение структуры потока в поле центробежных сил

д.т.н. проф. Систер В.Г., Елисеева О.А.
Университет машиностроения

Аннотация. Представлены результаты экспериментальных исследований аэродинамической структуры газового потока внутри центробежного сепаратора. Установлено влияние степени закрутки потока на входе на относительную неравномерность потока по высоте и поперечному сечению аппарата.

Ключевые слова: Центробежный сепаратор, газовый поток, аэродинамическая структура.

Введение

Для выделения жидкой фазы из газокапельного потока применяются сепараторы различных типов, среди которых наиболее широко распространенным является класс центробежных каплеуловителей из-за высокой эффективности и производительности, простоты в изготовлении и малой металлоемкости.

В центробежных сепараторах разделение газожидкостного потока происходит за счет вращательного движения газового потока, прошедшего закручивающее устройство. При этом возникает центробежная сила, которая отбрасывает капли дисперсной фазы к внутренней стенке корпуса. Капли, оседая на ней, образуют вращающуюся пленку жидкости, которая затем поступает в узлы окончательного отделения жидкости от газового потока, а очищенный газ отводится из сепаратора через выхлопную трубу.

При определенном значении относительной скорости газа наступает потеря устойчивости системы жидкость-газ. В итоге начинается интенсивный унос жидкости. Эти процессы связаны с взаимодействием сил инерции, тяжести, поверхностного натяжения и трения. Критические скорости газового потока, при которых начинается унос, зависят от физических свойств взаимодействующих сред, параметров пленки жидкости, геометрических размеров и формы аппарата. Поэтому большое значение приобретает правильный расчет скоростей движения фаз, при которых достигается высокая степень разделения с минимальной возможностью возникновения уноса.

Сложность общей картины газокапельного течения, взаимодействия капельного и пленочного потоков в центробежных сепараторах обуславливает трудности ее полного математического описания. Литература по численным исследованиям сепарационных процессов, основанная на решении системы уравнений Навье-Стокса с использованием различного рода упрощений, достаточно обширна [1-4]. Однако до настоящего времени отсутствуют универсальные математические модели, отражающие всю специфику течения применительно к любой конструкции сепаратора. Различные полуэмпирические методы расчета применимы к