

ЭНЕРГОСБЕРЕГАЮЩИЕ СХЕМЫ В ТЕХНОЛОГИЯХ ПРОИЗВОДСТВА ПРОДУКТОВ, ГРАНУЛИРОВАННЫХ КРИСТАЛЛИЗАЦИЕЙ КАПЕЛЬ РАСПЛАВОВ

Ю.А. Таран, аспирант; Захаров М.К., профессор
кафедра Процессов и аппаратов химической технологии им. Н.И. Гельперина
МИТХТ им. М.В. Ломоносова
e-mail: capsula2@mail.ru

Предложены и проанализированы схемы энергосбережения утилизацией теплоты фазового превращения в процессах гранулирования и капсулирования кристаллизацией капель исходных расплавов. Оценены положительные эффекты энергосбережения за счет введения в технологическую схему тепловых насосов.

Расчеты приведены применительно к процессам гранулирования и капсулирования аммиачной селитры, карбамида, KNO_3 , $NaOH$, KOH , серы, шлаков фосфорных и доменных печей.

Schemes of energy saving by utilization of phase transformation heat in processes of granulation and capsulation by crystallization of melts drops were suggested and analyzed. The positive effects of energy saving due to introduction of heat pumps into the technological scheme were estimated. The calculations were made for granulation and capsulation of ammonium nitrate, carbamide, KNO_3 , $NaOH$, KOH , sulfur, and slag of phosphorus furnaces and blast-furnaces.

Ключевые слова: гранулирование, кристаллизация, тепловые насосы, энергосбережение, капсулирование, аммиачная селитра, щелочи, нитрат калия.

Key words: granulation, crystallization, heat pumps, energy-saving, capsulation, ammonium nitrate, alkali, potassium nitrate.

Вопросам энерго-ресурсосбережения в процессах гранулирования (в том числе, кристаллизацией капель расплавов) до настоящего времени уделялось недостаточно внимания [1-3]. В процессах гранулирования азотсодержащих удобрений, щелочей, серы, шлаков и др. крупнотоннажных продуктов выделяется значительное количество теплоты, приводящее к тепловому загрязнению окружающей среды [4, 5]. Утилизация ее, наряду со снижением массы технологических выбросов, является непосредственным энерго-ресурсосбережением при произ-

водстве гранулированных продуктов.

Классификация методов гранулирования кристаллизацией капель расплавов дана на схеме (рис. 1). В лаборатории гранулирования кафедры ПАХТ МИТХТ исследовались и прошли промышленную апробацию все приведенные в классификации (рис. 1) процессы.

Гранулирование в газообразные хладагенты широко распространено и используется при гранулировании в башнях [3, 6]. Теория, практика и расчет процесса проработаны в ГИАПе [2, 6] и в МИТХТ (обзор работ дан в [7]).

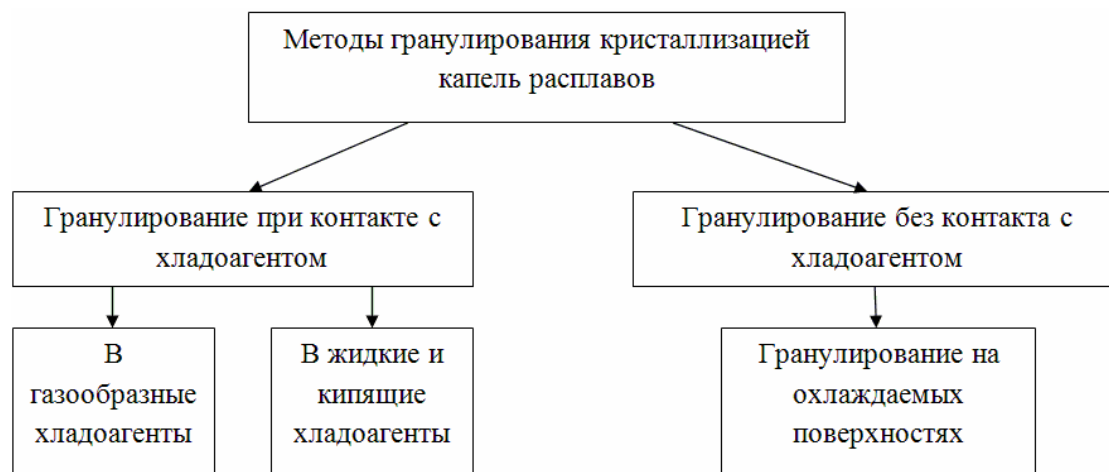


Рис. 1 Классификация методов гранулирования кристаллизацией капель расплавов.

Гранулирование кристаллизацией капель расплавов в жидких и кипящих хладагентах приводит к снижению (по сравнению с гранулированием в воздушном потоке в башнях [2, 6, 7]) удельного рабочего объема гранулятора в 10-30 раз, увеличению размера гранул до 3-5 мм, увеличению в 1.5-2.5 раза статической проч-

ности гранул. В 1.5-2 раза уменьшается доля гранул (с каналом, соединяющим усадочную полость с атмосферой), не пригодных для эффективного капсулирования тонкими ≥ 3 % об. полимерными оболочками. Значительно, в 2-5 раз, снижается удельный расход хладагента (табл. 1).

Таблица 1. Свойства гранул NH_4NO_3 и карбамида, полученных кристаллизацией капель расплава в различных типах хладагентов при $t_{\text{сн}}=20^\circ\text{C}^*$.

NH_4NO_3 +предлагаемая добавка ($t_{\text{жн}}=175^\circ\text{C}$)					Карбамид+2% $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ ($t_{\text{жн}}=137^\circ\text{C}$)		
Хладагент	Воздух	Гексан	80% циклогексан + 20% CCl_4	Фреон-11	Воздух	Изооктан	Фреон-11
Размер гранул, мм	2	3	3	3	2	3	3
Прочность, МПа	3.4 ± 0.4	4.18 ± 0.5	4.7 ± 0.6	3.8 ± 0.4	0.9 ± 0.1	2.4 ± 0.2	2.6 ± 0.3
Доля гранул без усадочных каналов на поверхности, %	55 ± 5	86.4 ± 8	88 ± 8	80 ± 8	30 ± 3	58 ± 6	50 ± 5
Объемная доля усадочной раковины, %	5.9 ± 0.4	7.2 ± 0.5	6.7 ± 0.5	7.6 ± 0.5	6.2 ± 0.5	5.2 ± 0.4	7.1 ± 0.6
Пористость кристаллической фазы гранулы, %	6.8 ± 0.5	8.5 ± 0.6	8.3 ± 0.6	8.7 ± 0.6	8.1 ± 0.7	7.8 ± 0.7	7.4 ± 0.6
Слеживаемость, МПа	0.15 ± 0.02	0.08 ± 0.01	0.08 ± 0.01	-	0.19 ± 0.02	0.09 ± 0.01	0.12 ± 0.01

*Доверительный интервал определен по экспериментальной кривой функции распределения параметра с вероятностью 95%.

Однако возникает необходимость отделения продукта от хладагента. Этот недостаток устраняется использованием кипящих при температурах $30-90^\circ\text{C}$ легко испаряющихся хладагентов (табл. 1) с последующей конденсацией их паров и возвращением сжиженного хладагента в процесс. При этом могут быть применены используемые ниже схемы утилизации тепла гранулирования с помощью теплового насоса. Для реализации этой технологии необходимо либо проводить диспергирование капель расплава в хладагент с температурой, близкой к температуре кипения, что ведет за собой увеличение высоты аппарата, необходимой для кристаллизации капель расплава, либо, как предложено нами, гранулировать продукт в хладагент с температурой значительно ниже температуры кипения. При этом выводить гранулы из аппарата с минимальной степенью кристалличности, которая, с одной стороны, предотвращает комкование (деформацию) не полностью закристаллизованных гранул, а с другой – обеспечивает полное испарение хладагента и охлаждение гранул до температуры затаривания продукта. Для реализации этого подхода необходимо не только иметь математическое описание кристаллизации и охлаждения полидисперсной смеси капель расплава в потоке хладагента, адекватное ходу реального процесса, которое разработано на кафедре ПАХТ МИТХТ [7], но и экспериментально определить скорости зарождения V_z и роста V_r кристаллов для исследуемых продуктов (табл. 2 и 3) и аналогичные параметры полиморфных превращений в их кристаллической фазе [8, 9].

В колонне с «подвижным» дном необходимо определить уровень хладагента, предотвращающий комкование гранул при ударе об него, а потом расчетом по имеющемуся математическому описанию (с учетом определенных экспериментально кинетических параметров) вычислить минимально необходимую долю кристаллической фазы, при которой при ударе о дно гранулы не комкуются. Последняя оказалась для всех рассмотренных веществ (табл. 2 и 3) равной 0.55 ± 0.1 с вероятностью 95%. Это согласуется с ранее полученными результатами для случая падения гранул аммиачной селитры и карбамида на псевдоожиженный слой на дне башни [10-13]. Причем, как и в последнем случае [10-13], в исследуемых нами процессах минимально необходимая степень кристалличности меньше зависит от вида продукта [10-13], а определяется тем, в каких условиях происходит столкновение кристаллизующихся гранул с дном аппарата. Интересно, что минимальная степень кристалличности при ударе о псевдоожиженный слой гранул равна 0.6 [10-13], а при гранулировании в жидкости, как было установлено нами, 0.55 ± 0.1 .

С использованием сформулированной выше идеи были выполнены и реализованы следующие работы: проектная проработка и запуск опытно-промышленной установки (ОПУ) водного гранулирования серы производительностью 2 т/ч; совместно с ГИАП проектная проработка ОПУ – 1 т/ч и ПУ – 8 т/ч по гранулированию аммиачной селитры в CCl_4 и 2-3% масс. раствор полиэтилена (ПЭ) в CCl_4 с целью получения водоустойчивого гранулита (игданита),

Таблица 2. Параметры интерполяционных уравнений для восходящих ветвей зависимостей скоростей роста $V_d = B_d \Delta t_s^n$ кристаллов.

Вещество	Состав	$B_d, [м/(с \cdot град^{nl})]$			n_d		
		В капиллярах			В капиллярах		
		Эксп.	С пересчетом тепла на фазовом фронте	Одиночный кристалл	Эксп.	С перес- четом тепла на фазовом фронте	Одиноч- ный кристалл
Сера $\Delta t_s, ^\circ C$ (0-100°)	130°С	$(4.36 \pm 0.4) \cdot 10^{-6}$	$(7.55 \pm 0.7) \cdot 10^{-6}$	$(2.71 \pm 0.3) \cdot 10^{-5}$	1.8 ± 0.1	1.8 ± 0.1	1.8 ± 0.1
	160°С	$(4.86 \pm 0.4) \cdot 10^{-9}$	$(1.48 \pm 0.1) \cdot 10^{-8}$	$(1.96 \pm 0.2) \cdot 10^{-7}$	1.8 ± 0.1	1.8 ± 0.1	1.8 ± 0.1
	180°С	$(1.3 \pm 0.1) \cdot 10^{-10}$	$(5.4 \pm 0.5) \cdot 10^{-10}$	$(1.30 \pm 0.1) \cdot 10^{-8}$	1.8 ± 0.1	1.8 ± 0.1	1.8 ± 0.1
	195°С	$(1.8 \pm 0.1) \cdot 10^{-10}$	$(6.9 \pm 0.6) \cdot 10^{-10}$	$(1.58 \pm 0.1) \cdot 10^{-8}$	1.8 ± 0.1	1.8 ± 0.1	1.8 ± 0.1
	210°С	$(7.1 \pm 0.7) \cdot 10^{-10}$	$(2.47 \pm 0.2) \cdot 10^{-9}$	$(4.52 \pm 0.4) \cdot 10^{-8}$	1.8 ± 0.1	1.8 ± 0.1	1.8 ± 0.1
Карбамид $\Delta t_s, ^\circ C$ (0-100°)	0.8% биурет	$(2.47 \pm 0.2) \cdot 10^{-6}$	$(8.9 \pm 0.8) \cdot 10^{-6}$	$(5.95 \pm 0.6) \cdot 10^{-5}$	1.7 ± 0.1	1.7 ± 0.1	1.7 ± 0.1
	2% биурет	$(1.25 \pm 0.1) \cdot 10^{-6}$	$(4.47 \pm 0.4) \cdot 10^{-6}$	$(2.99 \pm 0.3) \cdot 10^{-5}$	1.7 ± 0.1	1.7 ± 0.1	1.7 ± 0.1
	3% биурет	$(1.93 \pm 0.1) \cdot 10^{-6}$	$(6.88 \pm 0.7) \cdot 10^{-6}$	$(4.6 \pm 0.4) \cdot 10^{-5}$	1.7 ± 0.1	1.7 ± 0.1	1.7 ± 0.1
	4% биурет	$(4.49 \pm 0.4) \cdot 10^{-7}$	$(1.6 \pm 0.1) \cdot 10^{-6}$	$(1.07 \pm 0.1) \cdot 10^{-5}$	1.7 ± 0.1	1.7 ± 0.1	1.7 ± 0.1
Нафталин- Дифинил $\Delta t_s, ^\circ C$ (0-100°)	10% нафталин	$(1.14 \pm 0.1) \cdot 10^{-6}$	$(4.32 \pm 0.4) \cdot 10^{-6}$	$(7.32 \pm 0.7) \cdot 10^{-6}$	2 ± 0.1	2 ± 0.1	2 ± 0.1
	30% нафталин	$(1.62 \pm 0.1) \cdot 10^{-7}$	$(5.1 \pm 0.5) \cdot 10^{-7}$	$(3.81 \pm 0.4) \cdot 10^{-6}$	2 ± 0.1	2 ± 0.1	2 ± 0.1
	40% нафталин	$(1.08 \pm 0.1) \cdot 10^{-7}$	$(4.87 \pm 0.4) \cdot 10^{-7}$	$(1.88 \pm 0.2) \cdot 10^{-6}$	2 ± 0.1	2 ± 0.1	2 ± 0.1
	50% нафталин	$(2.37 \pm 0.2) \cdot 10^{-7}$	$(8.32 \pm 0.8) \cdot 10^{-7}$	$(6.38 \pm 0.6) \cdot 10^{-6}$	2 ± 0.1	2 ± 0.1	2 ± 0.1
	70% нафталин	$(3.54 \pm 0.3) \cdot 10^{-7}$	$(9.04 \pm 0.9) \cdot 10^{-7}$	$(9.6 \pm 0.9) \cdot 10^{-6}$	2 ± 0.1	2 ± 0.1	2 ± 0.1
	90% нафталин	$(5.3 \pm 0.5) \cdot 10^{-7}$	$(1.01 \pm 0.1) \cdot 10^{-8}$	$(1.31 \pm 0.1) \cdot 10^{-6}$	2 ± 0.1	2 ± 0.1	2 ± 0.1
	22.42% нафталин	$(1.14 \pm 0.1) \cdot 10^{-6}$	$(3.8 \pm 0.4) \cdot 10^{-6}$	$(3.02 \pm 0.3) \cdot 10^{-5}$	2 ± 0.1	2 ± 0.1	2 ± 0.1
	47.8% нафталин	$(3.6 \pm 0.3) \cdot 10^{-6}$	$(7.2 \pm 0.7) \cdot 10^{-6}$	$(9.7 \pm 0.9) \cdot 10^{-5}$	2 ± 0.1	2 ± 0.1	2 ± 0.1
Флоурен- 2-Метил- нафталин $\Delta t_s, ^\circ C$ (0-100°)	79.79% нафталин	$(2.7 \pm 0.2) \cdot 10^{-6}$	$(6.7 \pm 0.6) \cdot 10^{-6}$	$(7.17 \pm 0.4) \cdot 10^{-5}$	2 ± 0.1	2 ± 0.1	2 ± 0.1

Таблица 3. Параметры интерполяционных уравнений для восходящих ветвей зависимостей скоростей зарождения $V_3 = B_3 \Delta t_s^n$ кристаллов.

Вещество	Состав	$B_3, [м^3 \cdot с, град^{nl})]^{-1}$		n_3	
		В капиллярах	Одиночный кристалл	В капиллярах	Одиночный кристалл
Сера $\Delta t_s, ^\circ C$ (0-100°)	130°С	$(1.9 \pm 0.2) \cdot 10^3$	$(1.8 \pm 0.2) \cdot 10^3$	2.9 ± 0.1	2.9 ± 0.1
	160°С	2.55 ± 0.3	3.48 ± 0.3	2.9 ± 0.1	2.9 ± 0.1
	180°С	0.07 ± 0.01	0.089 ± 0.01	2.9 ± 0.1	2.9 ± 0.1
	195°С	0.06 ± 0.01	0.076 ± 0.01	2.9 ± 0.1	2.9 ± 0.1
	210°С	0.16 ± 0.02	0.136 ± 0.01	2.9 ± 0.1	2.9 ± 0.1
Карбамид $\Delta t_s, ^\circ C$ (0-100°)	0.8% биурет	$(2.8 \pm 0.3) \cdot 10^5$	$(3.0 \pm 0.3) \cdot 10^5$	2.9 ± 0.1	2.9 ± 0.1
	2% биурет	$(8.0 \pm 0.8) \cdot 10^3$	$(7.7 \pm 0.8) \cdot 10^3$	2.9 ± 0.1	2.9 ± 0.1
	3% биурет	$(6.5 \pm 0.6) \cdot 10^3$	$(6.1 \pm 0.6) \cdot 10^3$	2.9 ± 0.1	2.9 ± 0.1
	4% биурет	$(4.8 \pm 0.5) \cdot 10^3$	$(4.9 \pm 0.5) \cdot 10^3$	2.9 ± 0.1	2.9 ± 0.1
Нафталин- Дифинил $\Delta t_s, ^\circ C$ (0-100°)	10% нафталин	$(5.3 \pm 0.5) \cdot 10^6$	$(5.3 \pm 0.5) \cdot 10^6$	2.3 ± 0.1	2.3 ± 0.1
	30% нафталин	$(3.7 \pm 0.4) \cdot 10^5$	$(3.7 \pm 0.4) \cdot 10^5$	3.3 ± 0.2	3.3 ± 0.2
	40% нафталин	$(2.8 \pm 0.3) \cdot 10^5$	$(2.8 \pm 0.3) \cdot 10^5$	3.3 ± 0.2	3.3 ± 0.2
	50% нафталин	$(5.1 \pm 0.5) \cdot 10^5$	$(5.1 \pm 0.5) \cdot 10^5$	3.1 ± 0.2	3.1 ± 0.2
	70% нафталин	$(6.2 \pm 0.6) \cdot 10^5$	$(6.4 \pm 0.6) \cdot 10^5$	3.0 ± 0.2	3.0 ± 0.2
	90% нафталин	$(1.4 \pm 0.1) \cdot 10^6$	$(1.4 \pm 0.1) \cdot 10^6$	2.0 ± 0.1	2.0 ± 0.1
Флоурен-2- Метилнафталин $\Delta t_s, ^\circ C$ (0-100°)	22.42% нафталин	$(2.3 \pm 0.2) \cdot 10^4$	$(2.3 \pm 0.2) \cdot 10^4$	2.8 ± 0.1	2.8 ± 0.1
	47.8% нафталин	$(3.8 \pm 0.4) \cdot 10^4$	$(3.9 \pm 0.4) \cdot 10^4$	2.7 ± 0.1	2.7 ± 0.1
	79.79% нафталин	$(1.9 \pm 0.2) \cdot 10^4$	$(1.9 \pm 0.2) \cdot 10^4$	2.7 ± 0.1	2.7 ± 0.1

капсулированного 6% масс. ПЭ. Продукт отличался полным отсутствием растворения в воде или обводненной скважине в течении 30 суток. Установки строились на заводе «Заря» г. Рубежное и Березниковском АТЗ. По аналогичной схеме предлагали получать карбамид, НК, NPK, и др. медленнодействующие удобрения. В плане совершенствования данной технологии был предложен, исследован и запатентован [14] совмещенный процесс гранулирования кристаллизацией капель расплавов азотосодержащих удобрений и специальных продуктов в парокapельном потоке капсулянта с псевдооживленным парами растворителя слоем «докапсулируемых» гранул на дно колонного аппарата, работающего в замкнутом цикле.

Аналогичное исследование проведено применительно к процессу гранулирования выше-названных веществ (табл. 2 и 3) в кипящие хладагенты. При этом использованы как полученные ранее на кафедре ПАХТ МИТХТ зависимости коэффициента теплоотдачи α_c от величины теплового потока от поверхности гранулы в пленочном и пузырьковом режимах кипения применительно к фреону-II, гексану, CCl_4 и растворам ПЭ в CCl_4 , изоктану и растворам ПЭ в нем, циклогексану и растворам ПЭ в нем, так и полученные нами аналогичные зависимости для целого ряда других веществ [15].

Полученные данные были положены в основу проекта ОПУ по гранулированию оже-ленного расплава NH_4NO_3 в кипящие хладагенты производительностью 1 т/ч для Березниковского АЗТ.

Гранулирование кристаллизацией капель расплавов на охлаждаемых поверхностях за счет отсутствия контакта гранулированного вещества с хладагентом, возможности организации процесса по экологически безопасной схеме, многофункциональности оборудования получает все большее распространение в производстве малотоннажных и токсичных продуктов [7]. В промышленности процесс проводят на поверхности ленточных, реже валковых, дисковых и ротационных кристаллизаторов без использования или с использованием «дополнительного» охлаждения поверхности гранул, не соприкасающейся с охлаждаемой поверхностью аппарата [1, 7]. В последнем случае процесс идет гораздо интенсивнее (особенно при малых краевых углах смачивания охлаждаемой поверхности, когда гранулы имеют близкую к сферической форму). Однако появляются недостатки, характерные для гранулирования в потоке хладагента. Бороться с ними можно «сбрасывая» гранулы с охлаждаемой поверхности при требуемой, но большей минимально возможной степени кристалличности, обеспечивающей полное отделение хладагента и требуемое охлаждение гранул. Особенно эффекти-

вен этот прием при совмещении процессов гранулирования и капсулирования раствором капсулянта. Проведен полный цикл исследований динамики и кинетики кристаллизации перечисленных в табл. 2 веществ на охлаждаемых поверхностях из различных материалов. Адекватность предложенного математического описания [16] ходу реального процесса подтверждена сопоставлением расчета с результатами, полученными нами скоростным термическим анализом на установке аналогичной [6], и данными фирмы «Sandvik» по изменению «адиабатической» температуры в центре гранул. Доверительный интервал расхождений расчета и эксперимента составляет 10% с вероятностью 95%.

Основываясь на полученных результатах, были выполнены предпроектные проработки ОПУ производств гранулированной серы с повышенным до 25% масс. содержанием полимерной серы производительностью 2 т/ч, карбамида 10 и 20 т/ч (ОАО «Акрон» г. Новгород анализирует возможность организации такого производства), а также KNO_3 , NaOH, KOH, НК и NPK удобрений производительностью 10 т/ч.

Накопленный опыт позволил провести сопоставительный анализ схем энергосбережения с использованием «теплового насоса» при выпуске в гранулированном виде выше-названных веществ как при гранулировании и капсулировании раствором капсулянта в контакте с хладагентом, так и на охлаждаемых поверхностях. Нами предложены 6 типовых схем для реализации всех процессов гранулирования и капсулирования кристаллизацией капель исходных расплавов. Разработаны представленные ниже алгоритмы анализа эффективности их применения, основанные на сравнении приведенных затрат без использования энергосбережения и при использовании теплового насоса с определением параметров потока энергоносителя на выходе из теплового насоса, «оправдывающих» его применение.

Традиционно процессы гранулирования проводятся по схеме, которая включает гранулятор, и теплообменник, охлаждающий хладагент, если он не вода или воздух и его нельзя сбрасывать в окружающую среду. Теплообменник для охлаждения хладагента, контактирующего с продуктом, необходим, если процесс осуществляется в замкнутом по хладагенту цикле. Тепло гранулирования не используется и является тепловым загрязнением окружающей среды. (рис. 2а).

Теплоту гранулирования и капсулирования и расход хладагента и капсулянта, габариты грануляционного оборудования определяли, рассчитывая их по вышеоговоренным методикам [7, 11-13, 15, 16]. Мощность, затрачиваемая на прокачивание хладагента определяли по известным методикам расчета насосов и венти-

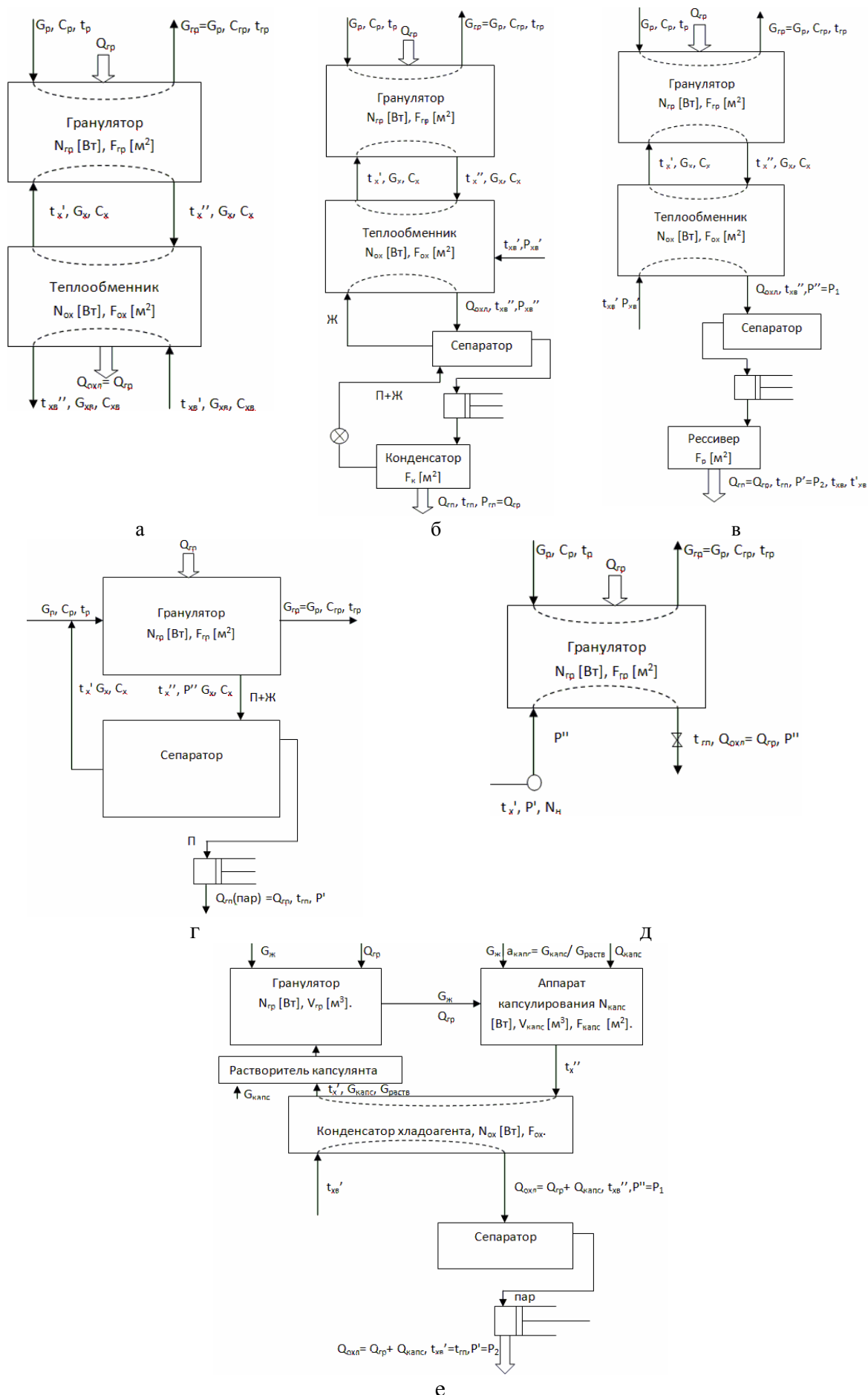


Рис. 2. Блок-схемы организации процесса гранулирования с утилизацией тепла превращения с использованием теплового насоса.

ляторов [17, 18]. Поверхность теплообменников F_{ox} рассчитывали по стандартным методикам [17, 18]. Затраты энергии в грануляторе оценивали по методикам, изложенным в [1], но брали их по каталогам для соответствующего грануляционного оборудования. Затраты капитальные, эксплуатационные и приведенные $З_{кап}$, $З_э$, $З$ оценивались с учетом стоимости тепловой и электрической энергии в ценах 2008 г и ориентировочной стоимости предпочтительно отечественного оборудования, а при необходимости – его зарубежных аналогов с учетом полной амортизации в течение 1 года (известно, что в СССР срок амортизации оборудования в химической промышленности был порядка 8 лет. В настоящее время фирмы не рассматривают вопросы внедрения технологии, если все понесенные затраты не окупаются в пределах 1 года).

Алгоритм расчета для схемы а:

$Q_{гр}$ (теплота гранулирования) $\rightarrow G_x$ (расход хладоагента) $\rightarrow F_{гр}$ или $H, d, V_{колонны} \rightarrow N'_{ox}$ (мощность, затрачиваемая на прокачивание хладоагента) $\rightarrow G_{хв}$ (расход охлаждающей воды) $\rightarrow F_{ox}$ (поверхность теплообменника для охлаждения хладоагента водой) $\rightarrow N''_{ox}$ (мощность, затрачиваемая на прокачивание охлаждающей воды) $\rightarrow N_{гр}$ (затраты энергии на движение поверхности гранулятора) $\rightarrow З_{кап}$, $З_э$, $З$ (капитальные, эксплуатационные и приведенные затраты на процесс [руб/(кг/ч)продукта]).

Если гранулирование проводится при низких температурах, то съем тепла гранулирования в теплообменнике и перевод его на более высокий температурный уровень производится в машине умеренного холода (на рис. 2б в одноступенчатой машине умеренного холода).

Усовершенствованный вариант схемы а (рис. 2а), с утилизацией тепла гранулирования с помощью теплового насоса (рис. 2в). Наиболее целесообразно в этом случае в качестве рабочего тела «теплового насоса» использовать воду для получения водяного пара нужного давления. Схема с (рис. 2в) применяется, когда в качестве хладоагента для гранулирования нельзя использовать воду.

Алгоритм расчета для схемы в:

$Q_{гр} \rightarrow G_x \rightarrow H, d, V_{колонны} \rightarrow N_{гр} \rightarrow F_{ox} \rightarrow G_{хв} \rightarrow N_{ox} \rightarrow N_k \rightarrow З_{кап}$, $З_э$, $З$.

Зависимость суммарных затрат от степени сжатия пара и от исходной температуры охлаждающей воды приведен на рис. 3. Для расчета использовали цены на энергоносители 2008 г. В связи с тем, что отношение стоимостей электрической и тепловой энергии примерно сохраняется, а рост стоимости оборудования отстает от роста стоимости энергий, выявленный эффект от применения энергосберегающих схем будет возрастать.

Если хладоагент – вода, то ее можно использовать в качестве рабочего тела в тепловом насосе (рис. 2з).

Алгоритм расчета для схемы з (рис. 2з):

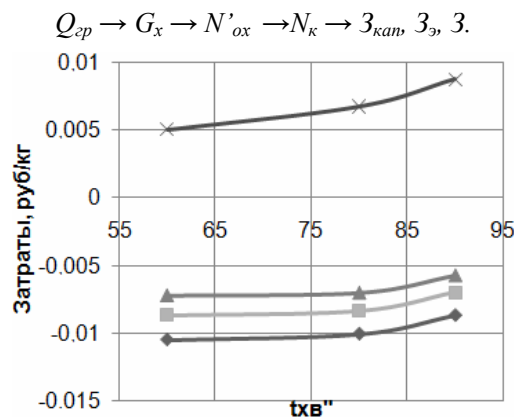


Рис. 3. Зависимость суммарных затрат от степени сжатия пара и от исходной температуры охлаждающей воды при гранулировании расплава KNO_3 на поверхности ленточного гранулятора. $\diamond$ – $t_{пл}=120^{\circ}C$ ($P=2$ атм.), $\square$ – $t_{пл}=150^{\circ}C$ ($P=5$ атм.), $\triangle$ – $t_{пл}=180^{\circ}C$ ($P=10$ атм.), $\times$ – без энергосбережения.

Если температура гранулирования очень высока, то силовой пар можно получать без теплового насоса, за счет создания давления в грануляторе. Такая схема, безусловно, выгодна (рис. 2д).

На рис. 2е приведена универсальная схема сопряжено-совмещенных процессов гранулирования и капсулирования растворами капсулянтов. Возможны 3 варианта функционирования данной схемы:

1. Гранулирование в поток хладоагента, а потом капсулирование раствором капсулянта (сопряженный вариант процесса). На каждой стадии можно установить тепловой насос. Если хладоагент – раствор капсулянта, то тепловой насос может быть один на обе стадии.

2. Гранулирование в поток капсулянта в качестве хладоагента с выводом уже закапсулированных гранул (совмещенный процесс).

3. То же, что и в п. 2, но с последующим «докапсулированием» в отдельном аппарате (совмещено-сопряженный процесс).

Алгоритм расчета по схеме б:

$Q_{гр} \rightarrow G_x \rightarrow G_{жс}^{капс} \rightarrow H, d, V_{колонны} \rightarrow N_{гр} \rightarrow N_{капс} \rightarrow Q_{капс} \rightarrow F_{ox} \rightarrow G_{хв} \rightarrow N_{ox} \rightarrow N_k \rightarrow F_{капс} \rightarrow З_{кап}$, $З_э$, $З$.

Анализ зависимостей на рис. 4, 5 показывает, что использование «теплового насоса» оправдано во всех рассмотренных случаях в исследованном диапазоне технологических параметров, а совмещенный процесс несколько выгоднее сопряженного.

Расчеты проведены применительно к процессам гранулирования аммиачной селитры, карбамида, KNO_3 , $NaOH$, KOH , серы, шлаков фосфорных и доменных печей. Показан значительный экономический эффект утилизации тепла в рассмотренных процессах. Разумеется, экологические аспекты и схема утилизации тепла для реконструируемого производства должна учитывать особенности организации технологического процесса на конкретном предприятии.

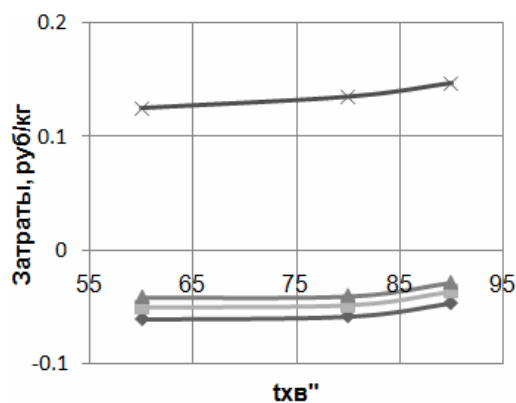


Рис. 4. Зависимость суммарных затрат от температуры охлаждающей воды на выходе из конденсатора с учетом степени сжатия пара при сопряженном процессе гранулирования кристаллизацией капель расплава KNO_3 в изооктане с последующим капсулированием 1% масс. раствором полиэтилена в изооктане. — $t_{\text{гн}}=120^\circ\text{C}$ ($P=2$ атм.), — $t_{\text{гн}}=150^\circ\text{C}$ ($P=5$ атм.), — $t_{\text{гн}}=180^\circ\text{C}$ ($P=10$ атм.), — без энергосбережения.

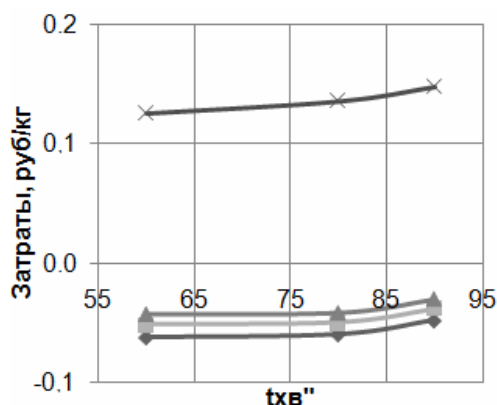


Рис. 5. Зависимость суммарных затрат от температуры охлаждающей воды на выходе из конденсатора с учетом степени сжатия пара при совмещенном процессе гранулирования кристаллизацией капель расплава KNO_3 в порокапельном потоке 1% масс. раствора полиэтилена в изооктане в колонном аппарате с псевдоожигенном парами изооктана слое капсулируемых гранул KNO_3 . — $t_{\text{гн}}=120^\circ\text{C}$ ($P=2$ атм.), — $t_{\text{гн}}=150^\circ\text{C}$ ($P=5$ атм.), — $t_{\text{гн}}=180^\circ\text{C}$ ($P=10$ атм.), — без энергосбережения.

ЛИТЕРАТУРА:

1. Классен П.В., Гришаев И.Г., Шомин И.П. Гранулирование. – М.: Химия, 1991. 240 с.
2. Классен П.В., Гришаев И.Г. Основные процессы технологии минеральных удобрений. – М.: Химия, 1990. 304 с.
3. Олевский В.М. Технология аммиачной селитры. – М.: Химия, 1978. 315 с.
4. Менковский М.А., Яворский В.Т. Технология серы. – М.: Химия, 1985. 328 с.
5. Панфилов М.И., Школьник Я.Ш., Орининский Н.В., Коломиец В.А., Сорокин Ю.В., Грабеклис А.А. Переработка шлаков и безотходная технология в металлургии. – М.: Металлургия, 1987. 238 с.
6. Казакова Е.А. Гранулирование и охлаждение азотсодержащих удобрений. – М.: Химия, 1980. 289 с.
7. Таран А.Л. Теория и практика процессов гранулирования расплавов и порошков: дис. ... докт. техн. наук. – М., 2001. 524 с.
8. Таран Ю.А., Захаров М.К., Таран А.Л., Кочкина А.В. Разработка энергосберегающих безотходных технологий производства экологически и технологически безопасных гранулированных продуктов кристаллизацией капель их расплавов // Тез. докл. XIII Междунар. науч.-техн. конф. «Наукоемкие химические технологии-2010», Ивановский гос. химико-технол. университет. Иваново, 2010. С. 461.
9. Таран Ю.А., Кочкина А.В. Экспериментальные исследования кинетики скоростей зарождения и роста кристаллов от переохлаждения в однокомпонентных расплавах для одиночных кристаллов и поликристаллических образований // Тез. докл. III Молодежной науч.-техн. конф. «Наукоемкие химические технологии-2009», МИТХТ. М.: ИПЦ МИТХТ, 2009. С. 17.
10. Казакова Е.А., Таран А.Л. Оценка возможности увеличения размера гранул карбамида в существующих башнях // Хим. промышленность. 1984. № 11. С. 680–683.
11. Таран А.Л., Таран А.В. Оценка погрешностей методов расчета процессов кристаллизации однокомпонентных расплавов в башнях // Хим. промышленность. 1985. № 9. С. 561–565.
12. Казакова Е.А., Таран А.Л., Таран А.В. Оценка минимально необходимой высоты грануляционных башен // Хим. промышленность. 1986. № 10. С. 617–619.
13. Гельперин Н.И., Таран А.Л., Таран А.В. Кристаллизация и гранулирование расплавов при их диспергировании в жидких хладагентах // Теорет. основы хим. технологии. 1989. Т. 23. № 2. С. 182–187.
14. Таран А.Л., Кабанов Ю.М., Таран А.В. Способ гранулирования удобрений: автор. свид-во № 1493301 (СССР). – заявл.: 18.08.86, опубл. 15.07.89, Бюл. № 26. 3 с.
15. Гельперин Н.И., Таран А.Л., Кабанов Ю.М., Таран А.В., Серебряник О.Г., Басова Р.П. Экспериментальное определение коэффициента теплоотдачи от сферических тел к парожидкостной эмульсии кипящего фреона // Хим. промышленность. 1987. № 7. С. 447–448.
16. Таран Ю.А., Таран А.Л., Долгалев Е.В., Таран А.В. Решение многомерных задач с фазовыми превращениями на локально-одномерном разностном аналоге // Сб. трудов XX Междунар. науч. конф. «Математические методы в технике и технологиях». – Ярославль, 2007. Т. 1. С. 150–154.
17. Айнштейн В.Г., Захаров М.К., Носов Г.А., Захаренко В.В., Зиновкина Т.В., Таран А.Л., Костянян А.Е. Общий курс процессов и аппаратов химической технологии: учебник для вузов. В 2 кн. – М.: Химия. 1999. Кн.1. 888 с. Кн. 2. 1760 с.
18. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. – Л.: Химия. 1981. 560 с.