



## МАТЕМАТИЧЕСКАЯ МОДЕЛЬ СТРУКТУРЫ ПОТОКОВ В ПУЛЬСАЦИОННОМ КРИСТАЛЛИЗАТОРЕ

**И. С. Гуданов, А. Е. Лебедев, А. Б. Капранова, Т. М. Сибрина,  
Е. А. Виноградова**

Гуданов И.С., канд. техн. наук; Лебедев А.Е., д-р техн. наук, профессор

Кафедра «Технологические машины и оборудование», Ярославский государственный технический университет, Московский пр., 88, Ярославль, Российская Федерация, 150023

E-mail: gudanovis@ystu.ru, lebedevae@ystu.ru

Капранова А.Б., д-р физ.-мат. наук

Кафедра «Теоретическая механика и сопротивление материалов», Ярославский государственный технический университет, Московский пр., 88, Ярославль, Российская Федерация, 150023

E-mail: kapranovaab@ystu.ru

Сибрина Т.М.

Кафедра «Автомобильный транспорт», Ярославский государственный технический университет, Московский пр., 88, Ярославль, Российская Федерация, 150023

E-mail: sibrinatm@ystu.ru

Виноградова Е.А., канд. техн. наук, доцент

Кафедра «Начертательная геометрия и инженерная графика», Ярославский государственный технический университет, Московский пр., 88, Ярославль, Российская Федерация, 150023

E-mail: vinogradovaea@ystu.ru

---

### **Ключевые слова:**

математическая модель, структура потоков, пульсационный кристаллизатор, тепловой расчет, гидравлический расчет

*В работе приведена математическая модель пульсационного кристаллизатора, в которую входят тепловой и гидравлические расчеты. Тепловой расчет сводится к определению расхода хладагента (охлажденного растворителя и фильтра второй ступени) для каждой секции аппарата и минимального объема секции исходя из предварительно определяемых экспериментально по секционному температурному профилю и скорости охлаждения сырьевого потока, заданного расхода сырья и хладагента, а также их начальной температуры [1]. Расчет проводится таким образом, что в случае необходимости корректируется предварительно принятое количество секций кристаллизатора. Тепловой расчет кристаллизатора проводится после определения технологических параметров процесса депарафинизации. Причем проводимый по описанной методике тепловой расчет является предварительным, т.к. в нем не учитывается обратное движение потока в аппарате при пульсации. В результате гидравлического расчета определяют: объем, частоту пульсирующего потока, необходимую массу жидкости, размер сопел, скорость сырьевой смеси в соплах, частоту пульсации и соотношение продолжительности импульса и выхлопа.*

---



## Введение

Процесс производства базовых нефтяных масел и парафинов представляет собой последовательность массообменных процессов удаления из сырья групп углеводородов и соединений, присутствие которых в масле нежелательно (асфальтосмолистых соединений, полициклических ароматических углеводородов с низким индексом вязкости, твердых парафиновых углеводородов) [2]. Наиболее значима стадия выделения твердых углеводородов (парафина и церезина), которые после соответствующей очистки также могут служить товарной продукцией.

Технология депарафинизации рафинатов и обезмасливания гачей, осуществляемая на типовых установках, так же как и аппаратное оформление этого процесса, не претерпели принципиальных изменений за последние 30-40 лет. Длительная промышленная эксплуатация этих установок показала ряд недостатков применяемой технологии и используемого оборудования.

Конкуренцию классической депарафинизации, основанной на кристаллизации с последующим фильтрованием, может составить лишь каталитическая депарафинизация. Однако она хорошо себя зарекомендовала лишь по отношению к синтетическим маслам, производство которых еще не достигло в нашей стране желаемого уровня развития.

Используемое в процессах депарафинизации рафинатов и обезмасливания гачей кристаллизационное оборудование (регенеративные и испарительные скребковые кристаллизаторы) и соответствующая технология получения парафиновых суспензий способствуют образованию высокодисперсной кристаллической структуры выделяющейся твердой фазы. Фильтрационные характеристики таких суспензий определяют пониженные отборы депарафинизированного масла и повышенное содержание масла в парафинах и церезинах. Связанная с этим необходимость увеличения кратности растворителя к сырью для достижения заданных показателей приводит к росту энергозатрат на его регенерацию.

Применение при депарафинизации и обезмасливание барабанных вакуумных фильтров не позволяет интенсифицировать эту стадию указанных процессов. Качество и скорость отделения жидкой фазы полностью определяются фильтрационными характеристиками суспензии, зависящими от предыдущей стадии процесса – кристаллизации. Попытки модернизации этого оборудования, оптимизации режима фильтрования и применения новых фильтрующих материалов не привели к существенному повышению отборов депарафинизированного масла и улучшению качества парафинов (церезинов). Кроме этого, применяемое в настоящее время кристаллизационное и фильтровальное оборудование является сложным по конструкции, металлоемким и требующим значительных затрат при эксплуатации, обслуживании и ремонте.

Перспективным направлением по праву следует считать разработку кристаллизационного оборудования с пониженным расходом хладагента, обладающего более простой конструкцией, которое позволяло бы формировать в суспензии легко выделяемые кристаллы [3-5]. Логичными стали отказ от сложных скребковых валов и сосредоточение внимания на аппаратах колонного типа.



Так, одними из первых внедрение на практике нашли колонны, в рабочем пространстве которых расположены ситчатые тарелки провального типа (без переливных патрубков), а движущимся потокам жидкостей сообщается дополнительная энергия за счет использования пульсационных устройств или воздушного перемешивания [6]. При оценке эффективности использования того или иного способа интенсификации процесса взаимодействия в тарельчатых колоннах важно определить, какой эффект достигается по сравнению с тарельчатой колонной аналогичной конструкции, но без применения дополнительной энергии [7]. В связи с этим необходимо рассмотреть явления гидродинамики и массообмена в колонне с провальными тарелками при условии, что величина сил инерции, дробящих капли жидкостей, определяется в основном разностью удельных весов жидкостей [8].

Пульсационные кристаллизационные колонны – один из основных типов аппаратов, на которых базируется современная технология производства чистых веществ, не содержащих высокозастывающих компонентов. Поскольку спрос на такие вещества возрастает, естественно, увеличивается и интерес к пульсационным колонным аппаратам. Однако довольно широко распространено предубеждение против колонн, основанное на некоторых сомнениях в эффективности аппаратов промышленного масштаба. Это вызвано тем, что гидродинамика колонн большого диаметра отличается от гидродинамики лабораторных установок и не моделируется ими. Все это лишь подогревает интерес к моделированию процессов в пульсационных аппаратах с помощью программно-вычислительных средств – главного надёжного инструмента численного анализа.

Пульсационный кристаллизатор – газожидкостная колонна, математическая модель которой строится на балансовых уравнениях.

Тепловой расчет кристаллизатора смешения сводится к определению расхода хладагента (охлажденного растворителя и фильтрата второй ступени) для каждой секции аппарата и минимального объема секции исходя из предварительно определяемых экспериментально посекционного температурного профиля и скорости охлаждения сырьевого потока, заданного расхода сырья и хладагента, а также их начальной температуры [1].

Расчет проводится таким образом, что в случае необходимости корректируется предварительно принятое количество секций кристаллизатора.

### **Экспериментальная часть**

Удельная теплоемкость сырьевой смеси является функцией двух переменных: концентрации сырья в растворе и температуры. Характер этой зависимости одинаков для всех видов парафинсодержащего сырья, однако конкретные значения зависят от содержания парафинов в сырье, его фракционного состава и используемого в процессе растворителя. Поэтому необходимый для расчета набор данных по теплоемкости сырьевой смеси определяется экспериментально в каждом случае.

Схема секции кристаллизатора с обозначением основных потоков показана на рис. 1.



Тепловой баланс  $i$ -й секции запишется в виде

$$G_{i-1} \cdot C(x, T)_{x=x_{i-1}} \cdot T_{i-1} + G_{x,i} \cdot C_x \cdot T_x = G_i \cdot C(x, T)_{x=x_i} \cdot T_i, \quad (1)$$

где  $G_{i-1}, G_i$  – расход сырьевой смеси на входе и выходе  $i$ -й секции, кг/с;

$C(x, T)_{x=x_{i-1}}, C(x, T)_{x=x_i}$  – удельная теплоемкость сырьевой смеси на входе и выходе  $i$ -й секции при соответствующей концентрации сырья и температуре, Дж/(кг·°C);

$T_{i-1}, T_i$  – температура на входе и выходе  $i$ -й секции, °C;

$G_{x,i}$  – расход хладагента (растворителя или фильтрата второй ступени) в  $i$ -ю секцию, кг/с;

$C_x$  – теплоемкость хладагента, Дж/(кг·°C);

$T_x$  – температура хладагента, °C.

Концентрации сырья в смеси на входе и выходе в  $i$ -й секции равны:

$$x_{i-1} = G_c / (G_c + \sum_{j=1}^{j=i-1} G_{x,j}), \quad (2)$$

$$\begin{pmatrix} i = 1, 2, 3, \dots, M \\ j = 1, 2, 3, \dots, i \end{pmatrix}$$

$$x_i = G_c / (G_c + \sum_{j=1}^{j=i} G_{x,j}), \quad (3)$$

где  $G_c$  – расход сырья, кг/с;

$M$  – количество секций в кристаллизаторе.

Теплоемкость сырьевой смеси при различных температурах и концентрациях сырья представляется в виде двухмерного массива. Посекционный расход растворителя определяется следующим образом: по предварительно принятой величине расхода хладагента  $G_{x,j}$  по уравнению (3) рассчитывается концентрация  $x_i$ , соответствующее значение теплоемкости определяется из указанного массива интерполяцией; значения  $G_{x,j}$  подставляются в уравнение (1). Дальнейший расчет ведется методом последовательных приближений до достижения заданного расхождения между левой и правой частями уравнения (1).

$$G_i = G_{j-1} + G_{x,j} \text{ и } C(x, T)_{x=x_i}. \quad (4)$$

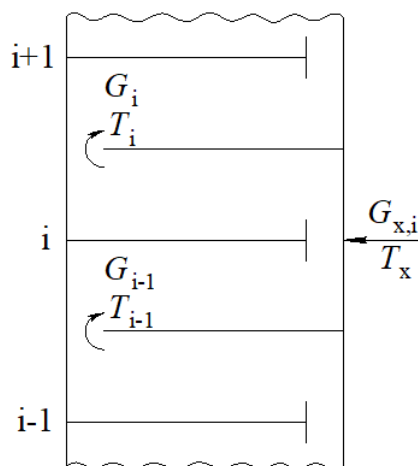


Рис. 1. Схема секции кристаллизатора пульсационного смещения с обозначением основных потоков



Тепловой расчет кристаллизатора проводится после определения технологических параметров процесса депарафинизации. Причем проводимый по описанной методике тепловой расчет является предварительным, т.к. в нем не учитывается обратное движение потока в аппарате при пульсации. Поток сырьевой смеси в секциях  $G_i$  принят однонаправленным. Коррекция температурного профиля в кристаллизаторе с учетом влияния возвратно-поступательного движения, обусловленного пульсацией среды в аппарате, производится после гидравлического расчета, в результате которого определяют объем и частоту пульсирующего потока. В процессе гидравлического расчета также определяется необходимая масса жидкости, совершающей колебательные движения в пульсационной камере, размер сопел и скорости сырьевой смеси в соплах исходя из заданного расхода сырья и рассчитанного посекционного расхода растворителя, частоты пульсации и соотношения продолжительности импульса и выхлопа.

Скорость движения смеси в соплах и производительность пульсационной системы должны при этом обеспечивать требуемую интенсивность перемешивания в секциях кристаллизатора.

Схема аппарата для гидравлического расчета с обозначением соответствующих потоков приведена на рис. 2.

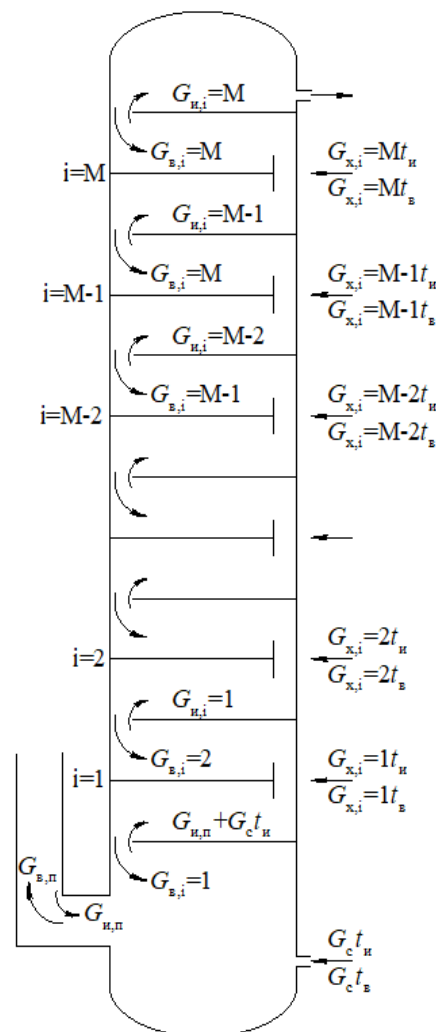


Рис. 2. Схема потоков в кристаллизаторе пульсационного смешения для гидравлического расчета (обозначения в тексте)



Для создания возвратно-поступательного движения в соплах масса сырьевой смеси, выходящей при импульсе из  $M$ -й секции, должна быть такой, чтобы размах колебаний в верхней части аппарата соответствовал сумме масс суспензии, выходящей через сливной штуцер кристаллизатора, равной суммарному поступлению сырья и растворителя в колонну за полный цикл пульсации  $t_{и} + t_{в}$  ( $t_{и}, t_{в}$  – продолжительность импульса и выхлопа, соответственно

$$(G_c + \sum_{i=1}^M G_{x,i})(t_{и} + t_{в}), \quad (5)$$

и некоторой минимальной величины  $G_{в, \min}$  (кг), превосходящей в заданное количество раз массу растворителя, поступающего в  $M$ -ю секцию за время выхлопа  $G_{x,i=M} \cdot t_{в}$ . Эти два условия обеспечивают то, что за время импульса происходит выход из кристаллизатора количества суспензии, соответствующего производительности аппарата за полный цикл пульсации, а за период выхлопа происходит обратный переток жидкости в верхнем сопле, в заданное количество раз превосходящий массу растворителя (наибольшую из всех секций), поступающего в это сопло. Второе условие выбрано с учетом того, что при выхлопе масса перетекающей через сопла жидкости нарастает вниз от секции к секции, а количество растворителя, подаваемого в эти секции, снижается (это будет показано в приведенных ниже результатах теплового расчета).

Следовательно, задавшись

$$G_{в, \min} = k \cdot G_{x,i=M} \cdot t_{в}, \quad (6)$$

получим

$$G_{и,i=M} \cdot G_{в, \min} + (G_c + \sum_{i=1}^M G_{x,i})(t_{и} + t_{в}), \quad (7)$$

где  $G_{и,i=M}$  – масса суспензии, выходящей при импульсе из  $M$ -й секции, кг.

Тогда необходимая масса жидкости, вытесняемой из пульсационной камеры при импульсе, удовлетворяющая приведенным выше условиям (с учетом того, что масса перетекающей через сопла суспензии нарастает снизу вверх от секции к секции), кг, равна

$$G_{и,п} = G_{и,i=M} - (G_c + \sum_{i=1}^M G_{x,i})t_{и}. \quad (8)$$

Соответствующий объем жидкости, совершающей колебания в пульсационной камере,  $m^3$ :

$$V_{и,п} = G_{и,п} / \rho, \quad (9)$$

где  $\rho$  – средняя плотность сырьевой смеси в аппарате,  $кг/м^3$ .

Масса перетекающей через сопла суспензии в  $i$ -й секции, кг, равна

$$G_{и,i} = G_{и,п} + (G_c + \sum_{j=1}^i G_{x,j})t_{и}. \quad (10)$$

При выхлопе масса перетекающей через сопла суспензии в  $i$ -й секции равна

$$G_{в,i} = G_{в, \min} + \sum_{j=M}^i G_{x,j} \cdot t_{в}. \quad (11)$$



Масса жидкости, поступающей в пульсационную камеру при выхлопе, кг:

$$G_{в,п} = G_{в,i=1} + G_c \cdot t_{в}. \quad (12)$$

Выполнение условия  $G_{и,п} = G_{в,п}$  является подтверждением справедливости проведенных расчетов. Так как наибольшая масса перетекающей в сопле смеси приходится на  $M$ -ю секцию при импульсе, площадь сечения сопла рассчитывается по формуле

$$F_c = G_{и,i=M} / (t_{и} \cdot \rho \cdot W_{\max}), \quad (13)$$

где  $F_c$  – площадь сечения сопла,  $m^2$ ;

$W_{\max}$  – максимальная допустимая скорость движения потока в соплах,  $m/c$ .

Тогда радиус патрубка сопла,  $m$ , равен

$$R_c = 0,5(F_c/0,39). \quad (14)$$

Скорость движения сырьевой смеси в  $i$ -м сопле при импульсе и выхлопе равна

$$W_{и,i} = G_{и,i} / (F_c \cdot \rho \cdot t_{и}). \quad (15)$$

$$W_{в,i} = G_{в,i} / (F_c \cdot \rho \cdot t_{в}). \quad (16)$$

Пульсационное перемешивающее устройство должно обеспечивать заданную интенсивность перемешивания. В случае секционированного аппарата интенсивность перемешивания,  $s$ , может быть оценена скоростью течения жидкости в сопле и отношением объема секции к производительности пульсационного перемешивающего устройства:

$$I = V_0 / (V_{и,п} \cdot f), \quad (17)$$

где  $f$  – частота пульсации (колебаний уровня в пульсационной камере),  $1/c$ ;

$V_0$  – объем секции аппарата,  $m^3$ .

В случае невыполнения условия заданной интенсивности перемешивания корректируется объем  $V_{и,п}$  с последующим расчетом по формулам (6)–(16). Значения частоты пульсации  $f$  и соотношения продолжительности импульса и выхлопа  $t_{и}$  и  $t_{в}$  принимаются по рекомендациям для пульсационного перемешивания в колонных аппаратах. Величина  $k$  (в формуле (6)), максимальная скорость движения смеси в соплах  $W_{\max}$  и критерий интенсивности перемешивания  $I$  определяются экспериментально.

Расходы потоков в секции принимаются по данным теплового расчета. К гидравлическому расчету относится расчет пульсационной системы кристаллизатора. Схема для расчета пульсационной системы показана на рис. 3. Для обеспечения требуемого режима колебаний жидкости в системе (пульсационная камера, соединительный трубопровод, кристаллизатор) разность уровней в аппарате и пульсационной камере должна обеспечивать перемещение сырьевой смеси в течение времени выхлопа  $t_{в}$ . Формула для определения величины разности уровней получена из соответствующих уравнений:



$$H_{\text{ст}} = \sum_{i=1}^M G_{B,i}^2 / (2gM\rho^2 t_B^2) [1/(\mu_n \cdot \omega_n)^2 + 1/(\mu_n \cdot \omega_n)^2] + W^2 / (2g) (1 + \lambda L/d + \Sigma \varphi), \quad (18)$$

где  $\mu_n$  и  $\mu_n$  – коэффициент расхода сопла и перетока;

$\omega_n$  и  $\omega_n$  – площадь сопла и перетока соответственно,  $\text{м}^2$ ;

$W$  – скорость движения жидкости (во время выхлопа) в трубопроводе, соединяющем пульсационную камеру с кристаллизатором,  $\text{м/с}$ ;

$g$  – ускорение свободного падения,  $\text{м}^2/\text{с}$ ;

$\lambda$  – коэффициент трения;

$L$  – длина трубопровода от пульсационной камеры до кристаллизатора,  $\text{м}$ ;

$d$  – диаметр трубопровода,  $\text{м}$ ;

$\Sigma \varphi$  – сумма коэффициентов местных сопротивлений в трубопроводе.

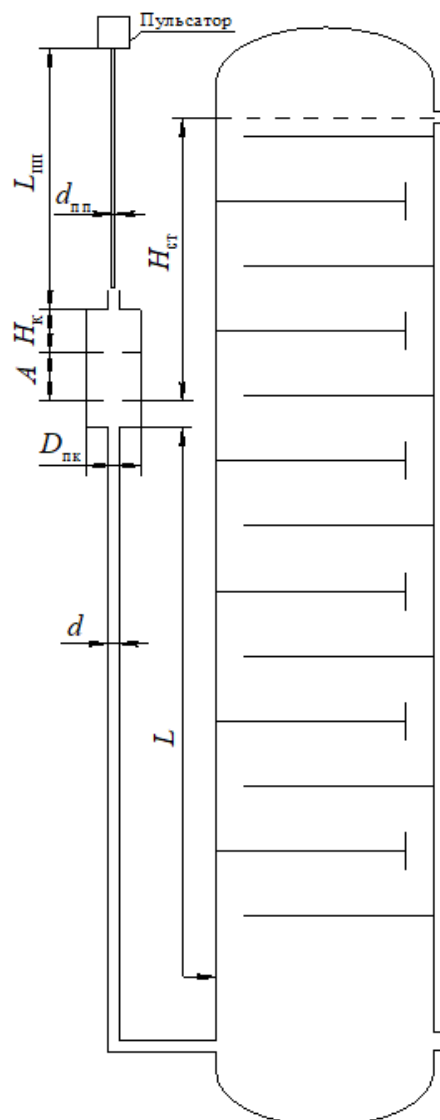


Рис. 3. Схема кристаллизатора пульсационного смешения для расчета пульсационной системы

Остальные обозначения приведены ранее. То есть потеря напора при перемещении смеси из кристаллизатора в пульсационную камеру в течение выхлопа складывается из





потери напора на истечение через «насадки» – сопла и «отверстия в плоской стенке» – перегородки в перегородках и потери напора в трубопроводе, соединяющем пульсационную камеру и кристаллизатор.

Следует отметить, что давление над уровнем жидкости в кристаллизаторе и давление в выхлопной линии принимаются равными атмосферному. Давление инертного газа для перемещения сырьевой смеси вверх по кристаллизатору (во время импульса) должно быть не меньше величины давления столба жидкости, обусловленного наличием разности уровней в корпусе и пульсационной камере и потерей напора на преодоление гидравлических сопротивлений системы.

Давление на преодоление сопротивления трубопровода и корпуса рассчитывается по аналогии с определением этой величины во время выхлопа:

$$P_r = \rho \cdot g \left\{ \sum_{i=1}^M G_{н,i}^2 / (2 \cdot g \cdot M \cdot \rho^2 \cdot t_{и}^2) [1 / (\mu_n \cdot \omega_n)^2 + 1 / (\mu_n \cdot \omega_n)^2] + W^2 / (2g) (1 + \lambda L/d + \sum \varphi) \right\} \quad (19)$$

Тогда давление импульса должно быть не меньше

$$P_{и} = P_r + \rho g \cdot H_{ст.} \quad (20)$$

Общий расход газа (кг/ч) на пульсацию определится по формуле

$$Q_{п} = 3600 \rho_n \cdot f [V_{п.тр} (P_{max}/100 - 1) + V_{имп} \cdot P_{max}/100], \quad (21)$$

где  $\rho_n$  – плотность газа при нормальных условиях, кг/м<sup>3</sup> (для инертного газа установок депарафинизации и обезмасливания, включающего в основном азот и углекислый газ, расчетная плотность 1,4 кг/м<sup>3</sup>;

$V_{п.тр}$  – объем пульсационного тракта, м<sup>3</sup>;

$V_{имп}$  – объем импульса в пульсационной камере, м<sup>3</sup>;

$P_{max}$  – абсолютное давление пульсации, кПа.

Причем  $P_{max}$  находится как сумма атмосферного давления (в кПа) и давления  $P_{и}$ , определяемого по формуле (20):

$$P_{max} = P_a + P_{и}. \quad (22)$$

Объем импульса равен (см. рис. 2):

$$V_{имп} = 0,785 \cdot A \cdot D_{пк}^2, \quad (23)$$

где  $A$  – размах колебаний среды в пульсационной камере, м;

$D_{пк}$  – диаметр пульсационной камеры, м.

Объем пульсационного тракта определяется как сумма объема пульсопровода (трубопровода, соединяющего пульсатор с пульсационной камерой) и свободного объема пульсационной камеры, не заполняемого жидкостью:

$$V_{п.тр} = 0,785 (L_{пп} \cdot d_{пп}^2 + H_n \cdot D_{пк}^2), \quad (24)$$

где  $L_{пп}$ ,  $d_{пп}$  – длина и диаметр пульсопровода, м;

$H_n$  – высота незаполняемой части пульсационной камеры, м.



Таким образом, расчет пульсационной системы, являющейся частью гидравлического расчета, выполняется для определения давления инертного газа, необходимого для осуществления пульсации, и высоты установки пульсационной камеры (по отношению к уровню суспензии в кристаллизаторе).

Исходя из потребляемого количества инертного газа  $Q_{\text{п}}$ , давления газа на пульсацию  $P_{\text{и}}$  и частоты пульсации  $f$  рассчитываются параметры пульсатора. Для оценки энергозатрат на пульсацию определяют удельный расход энергии на сжатие газа и расчетную мощность на нагнетание.

Удельный расход энергии на адиабатическое сжатие газа [4], Дж/кг, равен

$$L_{\text{ад}} = k/(k-1) \cdot R \cdot T_1 \left[ \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right], \quad (25)$$

где  $k = C_p/C_v$ , для азота  $k = 1,4$ ;

$R$  – универсальная газовая постоянная, для азота  $R = 297$  Дж/(кг·К);

$T_1$  – температура газа, К;

$P_2, P_1$  – абсолютное давление на выкиде и приеме компрессора соответственно, кПа.

Тогда расчетная мощность на нагнетание газа, кВт:

$$N = Q_{\text{п}} \cdot L_{\text{ад}} / (3600 \cdot 1000 \cdot \eta), \quad (26)$$

где  $\eta$  – коэффициент полезного действия компрессора.

Как указывалось выше, после гидравлического расчета производится уточнение температурного профиля в кристаллизаторе с учетом пульсации среды в нем. Температура в  $i$ -й секции определяется из уравнения ее теплового баланса за некоторый период  $t$  (уравнение получено после некоторых упрощений):

$$T_i = (G_{B,i+1} \cdot T_{i+1} \cdot f + G_{и,i-1} \cdot T_{i-1} \cdot f + G_{x,i} \cdot T_{x,i}) / [f(G_{и,i} + G_{B,i})], \quad (27)$$

где  $T_{x,i}$  – температура хладагента, подаваемого в данную секцию.

Остальные обозначения приведены выше по тексту и на рис. 2 и 3. Для первой секции  $i=1$  температура определяется по формуле

$$T_{i=1} = (G_c T_c + G_{в,п} T_{i=2} f) / (G_{и,п} \cdot f), \quad (28)$$

где  $T_c$  – температура сырья.

Расчет ведется от секции  $i=M$ , где температура не зависит от пульсации потока и определяется только конечным количеством хладагента и его температурой, до секции  $i=1$ . Методом последовательных приближений расчет температуры от секции к секции повторяется до тех пор, пока разность между последовательно определенными значениями температуры в 1-й секции не сводится к заданной величине.

По приведенным методикам теплового и гидравлического расчета кристаллизатора, основанным на разработанных математических моделях соответствующих процессов, определяются оптимальные размеры секций аппарата и их количество, режимы



подачи хладагента в аппарат и пульсации, обеспечивающие заданную скорость охлаждения сырьевого потока и интенсивность перемешивания в секциях.

### Литература

1. Яковлев С.П. Производство базовых масел и парафинов с применением струйной и пульсационной техники: дис... д-ра техн. наук. Москва. 1999. 280 с.
2. Ляпин А.Ю., Астахов А.В., Михалев Ю.П. Исследование температуры кристаллизации парафинов в нефти с целью уменьшения образования асфальтосмолопарафиновых отложений. *Наука и технологии трубопроводного транспорта нефти и нефтепродуктов*. 2017. Т. 7. № 6. С. 28-35.
3. Шавалиев И.О., Белоусова О.Ю., Кутепов Б.И., Япаев Р.Ш. Совершенствование процесса депарафинизации рафинатов на масляном производстве. *Башкирский химический журнал*. 2016. Т. 23. № 2. С. 66-70.
4. Грушова Е.И., Карпенко О.В., Лабкович О.В., Аль-Разуки А.А. Совершенствование технологии получения базовых минеральных масел и парафинов. *Труды БГТУ. Химия, технология органических веществ и биотехнология*. 2015. № 4. С. 126-129.
5. Гуданов И.С., Лебедев А.Е. Струйные аппараты в химической технологии: Монография. Ярославль: Издат. дом ЯГТУ, 2019. 92 с.
6. Захаров Е.И., Карпачева С.М. О гидродинамике экстракционных пульсационных колонн с насадкой КРИМЗ на системах с вязким экстрагентом. *Цветные металлы*. 1973. № 2. С. 53-57.
7. Романова М.Н., Лебедев А.Е., Лебедев Д.В. Моделирование начальной области образования эмульсии. *Инженерный вестник Дона*. 2019. № 1.
8. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. 9-е изд., перераб. и доп. Л.: Химия, 1981. 560 с.
9. Химия ядерного горючего. М.: Госхимиздат, 1956. 552 с.

Поступила в редакцию 15 декабря 2020 г.

Принята к опубликованию 15 марта 2021 г.