

Расчет параметров аварийных выбросов опасных веществ из технологических блоков с учетом притоков из смежного оборудования¹



А.С. Софьин,
канд. техн. наук, зав. отделом,
toxi@safety.ru



С.В. Прокудин,
вед. специалист



А.А. Агапов,
канд. техн. наук, директор
расчетно-аналитического центра



С.И. Сумской,
канд. техн. наук,
ст. преподаватель

ЗАО НТЦ ПБ, Москва, Россия

НИЯУ МИФИ, Москва,
Россия

Предложен подход к расчету аварийных утечек опасных веществ в газовом или жидком состоянии из комплекса оборудования, соединенного системой трубопроводов для перемещения продукта из одной единицы оборудования в другую. На примере технологической схемы, включающей резервуары, технологические трубопроводы и насос, рассмотрена задача о влиянии расстановки запорной арматуры на последствия выброса и показатели риска. Показаны непротиворечивость и консервативность полученного алгоритма, сформулированы рекомендации по его применению.

Ключевые слова: аварийные выбросы, опасные вещества, технологические системы, программный комплекс, отсечная арматура, оценка последствий аварий, количественный анализ риска.
DOI: 10.24000/0409-2961-2018-3-5-13

Введение

Один из основных этапов количественной оценки риска (КОР) аварий на опасных производственных объектах — расчет аварийных выбросов из технологического оборудования. На этом этапе определяют важнейшие для дальнейшей оценки негативных последствий параметры, такие как интенсивность и время поступления опасного вещества (ОВ) в окружающую среду, масса ОВ, участвующая в аварии. Такие вычисления должны учитывать параметры технологического процесса и специфику конкретного аварийного оборудования. Подходы к расчету простейших случаев разгерметизации резервуаров и трубопроводов (технологических и магистральных) подробно изложены в нормативной и методической литературе [1–4].

Особую сложность для количественной оценки аварийных утечек представляют технологические системы, в которых функционируют различные типы оборудования (резервуары, насосы, компрессоры, сепараторы, скважины, отсечная арматура

и т.д.), соединенные системой трубопроводов. При нарушении герметичности одной из составляющих такой технологической цепочки выброс будет определяться не только параметрами и количеством ОВ в аварийной емкости, но и притоками от сообщаемого с ней оборудования. Более того, объем притоков для сравнительно небольших устройств (например, насосы, сепараторы) многократно превышает объем ОВ в них самих и станет определяющим фактором для последствий аварии.

Достаточно актуальная задача — обоснование мест расстановки и времени срабатывания запорной арматуры. В соответствии с п. 3.20.3 [5] и п. 2.5.34 [6] такие изыскания необходимо проводить при разработке проектной документации технологических блоков. Аналогичные требования существуют и для проектирования систем магистрального трубопроводного транспорта. Обоснования могут базироваться на результатах моделирования аварий в технологических системах и последующей КОР.

Алгоритмы расчета аварийных утечек в системах оборудования представлены в отечественных нормативных и методических источниках [1, 5], однако

¹ Работа выполнена при поддержке Российского научного фонда (грант № 16-19-00188).

имеют существенные ограничения. В методике [1] подробно изложены рекомендации по расчету лишь двух элементов технологических схем: резервуар — трубопровод и компрессор (насос) — трубопровод (при этом утечка рассмотрена только на трубопроводе). Этого может быть достаточно только в самых простых случаях оценки последствий аварий на технологических площадках.

Более универсальный подход приведен в методике определения категорий взрывоопасности технологических блоков [5]. Она позволяет оценить совокупную энергию расширения паров и сгорания ОВ при полном разрушении емкости технологического блока с учетом притока из связанных трубопроводов. Расчет дополнительно поступающих масс ведут до полного срабатывания отключающей аварийный блок арматуры. При этом в методике [5] не учтено расположение самой арматуры, что может привести к занижению либо завышению оценок выброшенной массы ОВ, так как истечение в общем случае будет продолжаться и после отсечения аварийного участка.

В отечественных и зарубежных научных работах, а также в программных продуктах, посвященных расчету аварийных выбросов в технологических системах, анализ таких систем как единого целого не проводят, рассматривают лишь частные случаи с конкретными единицами оборудования (в основном резервуары или трубопроводы) [7–11]. При этом в области проектирования технологических процессов давно существуют программные продукты, позволяющие решать различные задачи по оптимизации эксплуатационных параметров технологических систем в целом [12, 13].

С учетом вышесказанного понятна необходимость разработки методической базы в части расчетов утечек из технологических систем, которая, во-первых, обладает высокой универсальностью, позволяя рассматривать технологические схемы различной конфигурации, во-вторых, учитывает наличие противоаварийных систем и особенности различных типов оборудования, в-третьих, может быть представлена в форме законченного алгоритма и реализована в виде компьютерной программы.

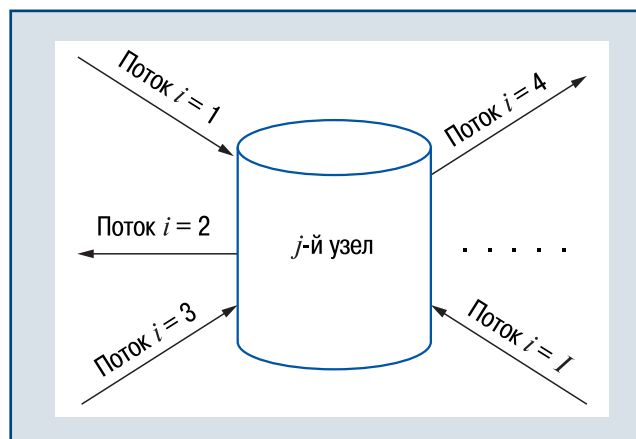
Общее описание методики

Предлагаемая методика позволяет определять основные стадии, интенсивность и длительность истечения ОВ в месте полной или частичной разгерметизации оборудования, массы ОВ в газовой фазе (ГФ) и жидкой фазе (ЖФ), поступившие на каждом этапе аварии, в том числе в результате залпового выброса.

Под авариями на оборудовании понимают их полное (для трубопроводов — гильотинное) или частичное разрушение с выбросом ОВ в окружающую среду. Рассмотрение и моделирование проводятся на уровне одного технологического блока (группы

оборудования), в который поступают и из которого отбираются различные продукты.

Объект рассмотрения методики — технологическая схема соответствующего блока, состоящая из связанных между собой узлов ($j = 1, \dots, J$). Под узлом технологической схемы (рис. 1) подразумевают оборудование (резервуар, трубопровод, насос, компрессор, сепаратор, скважина, реактор, теплообменник, свеча и т.п.), в котором обращаются ОВ, с подводящими и отводящими трубопроводами (или потоками $i = 1, \dots, I$).



▲ Рис. 1. Узел технологической схемы
▲ Fig. 1. Process diagram unit

Каждый j -й узел и каждый i -й поток к нему или из него характеризуются размерами, содержащимися ОВ, их фазовыми состояниями и количествами, условиями хранения или транспортирования. Важные элементы узла — задвижки системы противоаварийной защиты (ПАЗ), которые описывают местами расположения на трубопроводе и временем срабатывания $t_{з.ик}$. Учитывают также время ликвидации истечения $t_{ликв. i}$ i -го потока (может быть различным для разных типов разрушения либо отсутствовать). Данный параметр обозначает, например, время устранения течи из свища и небольшой трещины, а также отрезок времени от начала аварии до сброса газообразного ОВ на факел.

Истечение ОВ в окружающую среду из аварийного элемента технологической схемы (емкость, трубопровод, задвижка и т.д.) в общем случае может насчитывать несколько стадий. На первой истечение происходит в напорном режиме под действием движущих сил, действовавших в период регламентной эксплуатации. Принимается, что напорная стадия аварийного истечения из i -го потока прекращается, когда запорная арматура отсекает часть i -го потока. Истечение на последующих стадиях происходит самотеком. Число самотечных стадий K определяется числом различных времен срабатывания задвижек $t_{з.ик}$.

Алгоритм методики

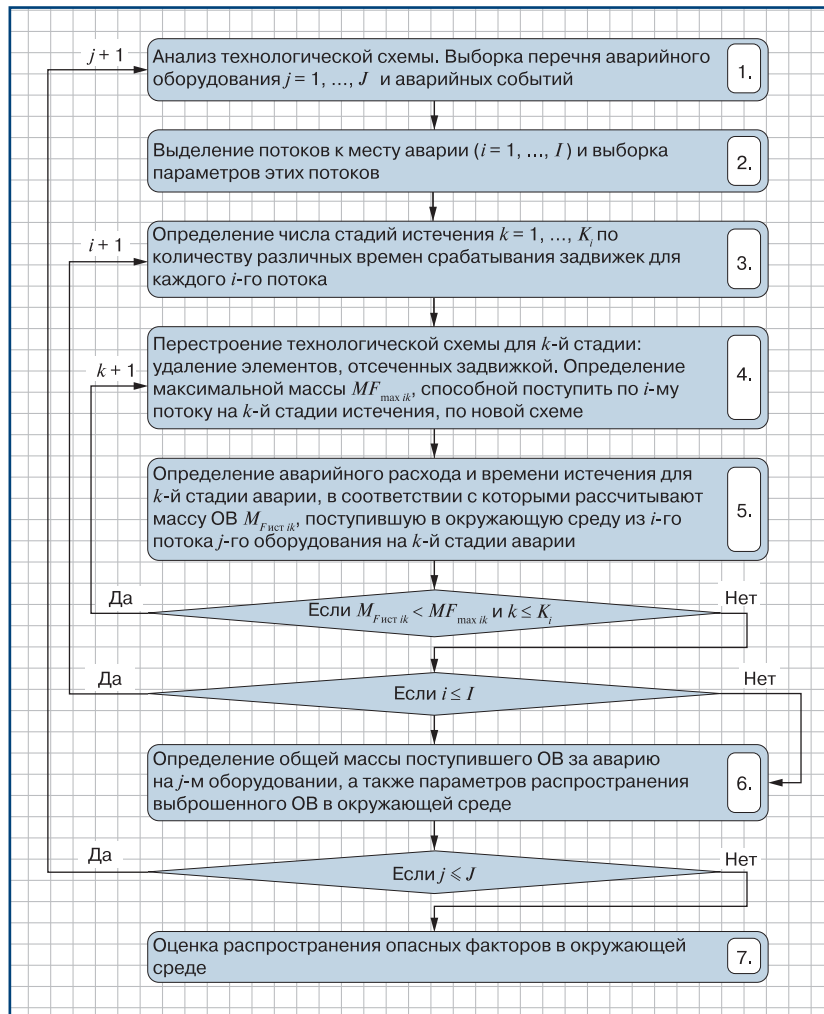
Разберем подробнее алгоритм расчета, основные этапы которого изображены на блок-схеме (рис. 2).

Номер этапа указан справа в соответствующем блоке. На первом из них анализируют исходную технологическую схему, составляют перечень оборудования (j -х узлов технологической схемы) и опасных событий для дальнейших расчетов. Если расчет выполняют в рамках КОР, то необходимо рассматривать аварии на каждой единице оборудования — потенциальном источнике выброса ОВ.

На втором этапе, в соответствии с технологической схемой, определяют число I i -х потоков ОВ к месту аварии (обозначим аварийный узел индексом j) от смежных j -х единиц оборудования. В случае с полным разрушением емкости число потоков равно числу трубопроводов, подходящих к разрушенному объекту и (или) отходящих от него. При частичной разгерметизации оборудования (емкости или трубопровода) ОВ поступает только из него, что соответствует одному потоку ($i = 1$), а при гильотинном разрыве трубопровода $i = 2$ (истечение из всасывающего и нагнетающего участков).

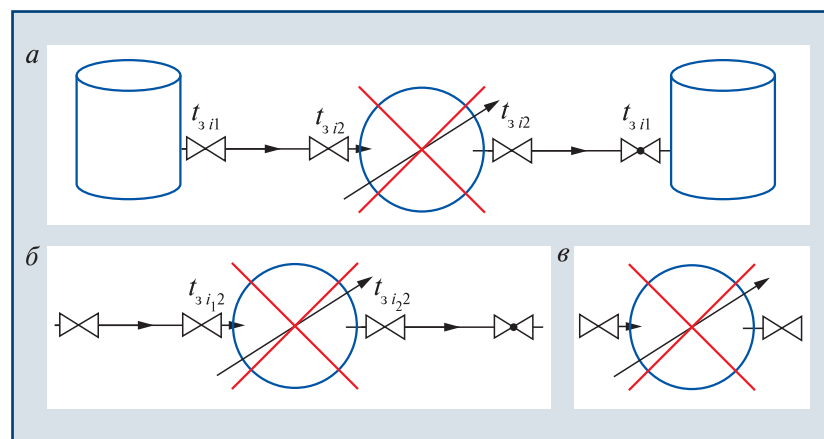
Далее (третий этап) для каждого i -го потока к аварийному оборудованию определяют места расположения задвижек системы ПАЗ и время их срабатывания. В общем случае задвижки могут иметь разное (отличное от других) время срабатывания. Закрытие задвижки изолирует часть ОВ технологического блока, что уменьшает возможную массу утечки ОВ. Иными словами, срабатывание задвижки делит аварию на несколько стадий $k = 1, \dots, K$, число которых для каждого i -го потока (K_i) равно числу различных времен срабатывания задвижек t_{3ik} , находящихся в i -м потоке.

Рассмотрим пример. В технологическом блоке установлены два типа задвижек: с автоматическим и ручным запирианием. В результате полного разрушения насоса образуются два аварийных потока к месту аварии — i_1 и i_2 . Автоматические задвижки закрываются через $t_{3i_1} = t_{3i_2} = 120$ с после начала аварии, ручные — через $t_{3i_2} = t_{3i_2} = 300$ с. Таким образом, возможна реализация до трех стадий истечения $K_{i1} = K_{i2} = 3$: напорная стадия (0–120 с) (рис. 3, а); стадия самотека (120–300 с) после перекрытия задвижек



▲ Рис. 2. Блок-схема алгоритма расчета аварийных утечек с учетом притоков из сообщающегося оборудования

▲ Fig. 2. Block diagram of the algorithm for calculating emergency leaks taking into account inflows from the connected equipment



▲ Рис. 3. Технологическая схема с учетом отсечения оборудования задвижками с разными временами срабатывания

▲ Fig. 3. Process diagram taking into account the isolation of the equipment by gate valves with different operating time

с временем срабатывания t_{3i_1} и t_{3i_2} (рис. 3, б); стадия самотека (> 300 с) после перекрытия задвижек с временем срабатывания t_{3i_2} и t_{3i_2} (рис. 3, в).

Для каждой k_i -й стадии технологическую схему перестраивают (см. рис. 3) относительно места аварии таким образом, чтобы исключить отсеченные задвижками участки.

На четвертом этапе по новой схеме определяют множества оборудования j_i , обеспечивающего транспортирование ОВ по каждому i -му потоку к месту аварии. С учетом этого максимальную массу ОВ, которая может находиться в оборудовании i -го потока на k_i -м этапе истечения, определяют как сумму количества ОВ по всему оборудованию из множества j_i :

$$M_{(\sum F)ik_i} = \sum_{j_i} M_{F \text{ об } j_i k_i}, \quad (1)$$

где F — показатель состояния ОВ: ГФ или ЖФ; $M_{F \text{ об } j_i k_i}$ — масса ОВ в j_i -й емкости i -го потока к аварийной емкости технологической схемы на k_i -й стадии истечения, кг.

Здесь и далее представлены формулы для расчета выбросов только на \tilde{j} -м аварийном узле (оборудовании), поэтому индекс \tilde{j} не приводится.

Технологический блок часто выступает незакнутой системой и может сообщаться с соседним оборудованием или другими технологическими блоками. Для моделирования этой особенности в технологическую схему вводят специальные источники элементы $z = 1, \dots, Z$: «притоки» (например, из скважины или соседнего блока) и «стоки» (на факельную установку или в соседний блок и т.д.), характеризующие интенсивностью поступления (стока) ОВ $G_{Fz}(t)$ и временем действия t . В свою очередь, при расчете максимально возможной массы утечки из i -го потока на k -й стадии аварии следует учитывать не только ОВ, находящееся в оборудовании потока, но и массу, поступившую из «притоков» и ушедшую через «стоки». Множество таких источников элементов, участвующих в i -м потоке, обозначим z_i . Максимальную массу утечки через i -й поток на k_i -й стадии аварии определяют по формуле:

$$M_{F \text{ max } ik_i} = M_{(\sum F)ik_i} + \sum_{z_i} \int_{t_{3i(k_i-1)}}^{t_{3ik_i}} G_{Fz}(t) dt, \quad (2)$$

где G_{Fz} — массовая производительность z -го источника или стока, кг/с. Для источника ее значение принимают положительным, для стока — отрицательным.

Формулу (2) применяют при условии изолированности i -х потоков друг от друга. Следует отметить, что для двух (или более) разных потоков i_1 и i_2 могут существовать общие единицы оборудования, из которых к месту разгерметизации будет поступать масса $M_{\text{общ } k_i} = M_{F \text{ об } j_{i_1} k_i} = M_{F \text{ об } j_{i_2} k_i}$. Тогда возникает вероятность, что в некоторый момент времени (условно на стадии k_i) масса $M_{\text{общ } k_i}$ будет учтена

дважды (или более) в суммарной массе, поступающей по всем потокам $\sum_i M_{(\sum F)ik_i}$. Чтобы этого не случилось, предложено разбивать $M_{\text{общ } k_i}$ на все общие потоки пропорционально аварийному расходу в них.

Отсечение аварийных участков i -х изолированных от других потоков задвижками приводит к уменьшению количества ОВ, способного поступить в окружающую среду, т.е. для любой стадии можно записать неравенство $M_{F \text{ max } ik_i} \leq M_{F \text{ max } i(k_i-1)}$ (естественно, при неизменности условий подачи или забора от соседнего оборудования либо технологического блока). При этом вероятна ситуация, когда в результате аварийного выброса к концу стадии $k_i - 1$ в i -м потоке останется меньшее количество ОВ (определяется как масса вещества на начало стадии $k_i - 1$ за вычетом массы, выброшенной в течение данной стадии: $M_{F \text{ max } i(k_i-1)} - M_{F \text{ ист } i(k_i-1)}$), чем способен вместить поток на стадии $k_i - M_{F \text{ max } ik_i}$. В этом случае проводят корректировку максимальной массы $M_{F \text{ max } ik_i}$ с учетом количества ОВ $M_{F \text{ ист } i(k_i-1)}$, поступившего за предыдущую стадию $k_i - 1$.

Если для i -го изолированного потока

$$M_{\text{ГФ max } ik_i} + M_{\text{ЖФ max } ik_i} > M_{\text{ГФ max } i(k_i-1)} - M_{\text{ГФ ист } i(k_i-1)} + M_{\text{ЖФ max } i(k_i-1)} - M_{\text{ЖФ ист } i(k_i-1)} + \sum_{z_i} \int_{t_{3i(k_i-1)}}^{t_{3ik_i}} G_{\text{ГФ } z}(t) dt + \sum_{z_i} \int_{t_{3i(k_i-1)}}^{t_{3ik_i}} G_{\text{ЖФ } z}(t) dt,$$

то

$$M_{F \text{ max } ik_i} = M_{F \text{ max } i(k_i-1)} - M_{F \text{ ист } i(k_i-1)} + \sum_{z_i} \int_{t_{3i(k_i-1)}}^{t_{3ik_i}} G_{Fz}(t) dt. \quad (3)$$

Стадии выбросов k_i для неизолированных потоков, перекрываемых общими задвижками, будут совпадать. Для оценки максимальной массы утечки для неизолированных потоков необходимо определить остаток общей массы $M_{\text{Кобщ } k_i}$ в конце стадии $k_i - 1$:

$$M_{\text{Кобщ } k_i-1} = M_{\text{общ } k_i-1} - \sum_i M_{F \text{ ист } i(k_i-1)}. \quad (4)$$

При общей массе $M_{\text{общ } k_i}$ на k_i -й стадии больше $M_{\text{Кобщ } k_i-1}$ принимают равенство $M_{\text{общ } k_i} = M_{\text{Кобщ } k_i-1}$.

Если перекрытие задвижек на k_i -й стадии истечения не изолирует потоки друг от друга, то

$$M_{F \text{ max } ik_i} = M_{\text{общ } k_i} g_{ik_i},$$

где g_{ik_i} — коэффициент пропорциональности потока по аварийному расходу:

$$g_{ik_i} = \frac{G_{F \text{ ав } ik_i}}{\sum_i G_{F \text{ ав } ik_i}}. \quad (5)$$

Когда порядок определения аварийного расхода позволяет получить его зависимость от времени аварии, то в формуле (5) принимают среднее значение расхода за стадию k_i .

При перекрытии задвижек на k_i -й стадии истечения один и более потоков могут оказаться изолированными (обозначим их $i_{\text{изо}}$). Корректировка максимальной массы $M_{F \text{ max } i_{\text{изо}} k_i}$ с учетом количества ОВ $\sum_i M_{F \text{ ист } i(k_i-1)}$, поступившего за предыдущую стадию $k_i - 1$, происходит следующим образом: если

$$M_{K \text{ общ } k_i-1} \leq M_{\text{общ } k_i} + \sum_{i_{\text{изо}}} M_{F \text{ max } ik_i},$$

то

$$M_{F \text{ max } i_{\text{изо}} k_i} = M_{F \text{ max } i_{\text{изо}} k_i} - \left(M_{\text{общ } k_i} + \sum_{i_{\text{изо}}} M_{F \text{ max } ik_i} - M_{K \text{ общ } k_i-1} \right) g_{i_{\text{изо}} k_i}. \quad (6)$$

На следующем (пятом) этапе определяют аварийный расход $G_{F \text{ ав } ik_i}(t)$ и время истечения $t_{F \text{ ист } ik_i}$. Порядок расчета расхода изложен в следующем разделе. Время истечения $t_{F \text{ ист } ik_i}$ определяют исходя из условия $G_{F \text{ ав } ik_i}(t_{F \text{ ист } ik_i}) = 0$ для динамической постановки или $t_{F \text{ ист } ik_i} = M_{F \text{ max } ik_i} / G_{F \text{ ав } ik_i}$ — для квазистационарной. При этом, если время истечения i -го потока на k_i -й стадии $t_{F \text{ ист } ik_i}$ больше времени перекрытия задвижки $t_{з ik_i}$, то $t_{F \text{ ист } ik_i}$ полагают равным $t_{з ik_i}$.

Массу, поступившую в окружающую среду из i -го потока на k_i -й стадии, определяют из соотношения:

$$M_{F \text{ ист } ik_i} = \int_0^{t_{F \text{ ист } ik_i}} G_{F \text{ ав } ik_i}(t) dt. \quad (7)$$

После определения искомым величин $G_{F \text{ ав } ik_i}(t)$, $t_{F \text{ ист } ik_i}$, $M_{F \text{ ист } ik_i}$ для k_i -й стадии i -го потока необходимо оценить, произошло ли полное окончание его истечения.

Если $M_{F \text{ ист } ik_i} < M_{F \text{ max } ik_i}$, то повторяют четвертый и пятый этапы расчета для стадии $k_i + 1$, иначе расчет поступления ОВ в окружающую среду для i -го потока считают завершенным и переходят к рассмотрению очередного ($i + 1$) потока (третий этап).

После расчета всех потоков ОВ к месту аварии \tilde{j} -го оборудования можно вычислить общую массу ОВ, участвующую в аварии:

$$M_{F \text{ уч}} = \sum_i \sum_{k_i} M_{F \text{ ист } ik_i}. \quad (8)$$

Далее переходят к моделированию взаимодействия ОВ с окружающей средой (процессы распространения и трансформации ОВ, в том числе растекание, кипение, испарение, рассеяние, горение и взрыв) и оценке распространения опасных факторов \tilde{j} -й аварии.

Порядок расчета аварийного расхода

Рассмотренный алгоритм устанавливает общий подход к анализу технологических схем и содержит в описании перечень основных допущений. Дополнительные допущения внесет выбранная физико-математическая модель оценки функций аварийных расходов $G_{F \text{ ав } ik_i}(t)$. Для такой оценки применяют различные методики: от численного решения системы уравнений гидродинамики в одномерном, двумерном или трехмерном приближениях (подход Computational Fluid Dynamics) до аналитических соотношений для определения расхода. Решение системы уравнений в частных производных для описания материального баланса в каждом элементе технологической схемы — задача достаточно сложная, и из-за высокой вычислительной ресурсоемкости такой подход в настоящее время не может быть использован в КОР.

В отечественной практике КОР наиболее распространена квазистационарная модель истечения ОВ из технологического оборудования, основанная на аналитических соотношениях для оценки расхода [1, 4]. Данная методика предполагает, что выброс происходит с постоянным максимально возможным расходом. Указанное допущение приводит к существенно завышенным оценкам интенсивности и массы утечек ОВ в результате аварии, а также размеров зон поражения, однако такой подход обеспечивает наибольшую простоту и быстроту расчетов. На текущем этапе развития методики авторы предлагают использовать именно данную модель истечения и соответствующие ей допущения:

газообразное ОВ считают идеальным газом, а жидкое ОВ — несжимаемой жидкостью;

ОВ находится в аварийном оборудовании при давлении, равном или превышающем атмосферное; рассматривают только случаи аварийного истечения ОВ из оборудования, когда отверстия разгерметизации или места расположения аварийных трубопроводов всем сечением находятся выше или ниже уровня налива жидкого ОВ в оборудовании, соответственно, в пределах каждой k_i -й стадии исследуют истечение ОВ только в ГФ либо только в ЖФ;

поток может состоять только из одного ОВ либо «модельного» вещества, свойства которого корректно описывают соответствующие физические процессы по испарению и кипению многокомпонентных смесей;

в оборудовании технологической схемы ОВ может находиться в двухфазном состоянии: газ и жидкость;

производительность притоков в технологический блок и стоков из него $G_{Fzj}(t) = \text{const}$ не меняется во времени на каждой k_i -й стадии истечения.

Расчет аварийного расхода газа и жидкости проводят по известным соотношениям (9), (10) и (11)–(13), рекомендуемым в [1].

Для докритического истечения:

$$\frac{P_0}{P_{ik_i}} \geq \left(\frac{2}{\gamma + 1} \right)^{\frac{\gamma}{\gamma - 1}};$$

$$G_{\text{ГФ ав } ik_i} = 0,8S \sqrt{2 \frac{\gamma}{\gamma - 1} P_{ik_i} \rho_{ik_i} \left[\left(\frac{P_0}{P_{ik_i}} \right)^{\frac{2}{\gamma}} - \left(\frac{P_0}{P_{ik_i}} \right)^{\frac{\gamma + 1}{\gamma}} \right]}, \quad (9)$$

для сверхкритического истечения:

$$\frac{P_0}{P_{ik_i}} < \left(\frac{2}{\gamma + 1} \right)^{\frac{\gamma}{\gamma - 1}};$$

$$G_{\text{ГФ ав } ik_i} = 0,8S \sqrt{P_{ik_i} \rho_{ik_i} \gamma \left(\frac{2}{\gamma + 1} \right)^{\frac{\gamma + 1}{\gamma - 1}}}, \quad (10)$$

где P_0 — атмосферное давление, Па; P_{ik_i} — абсолютное давление в месте выброса ОВ в окружающую среду из i -го потока на k -й стадии аварии, Па; γ — постоянная адиабаты ОВ; S — площадь отверстия разгерметизации, м²; ρ_{ik_i} — плотность газа в месте выброса ОВ в окружающую среду из i -го потока на k -й стадии аварии.

Если истечение ЖФ сжиженного газа происходит из трубопровода и S превышает 20 % площади его поперечного сечения, то расход определяют по формуле:

$$G_{\text{ЖФ ав } ik_i} = 0,6S \left\{ 2H_{ik_i} g \rho_{\text{ж}}^2 + 2\rho_{\text{ж}} \left[P_{ik_i} - p_{\text{н}}(T_{ik_i}) \right] + \frac{1}{B} \frac{\Delta H_{\text{кип}}^2 \rho^2 [T_{ik_i}, p_{\text{н}}(T_{ik_i})]}{C_p T_{\text{кип}}} \right\}^{1/2}, \quad (11)$$

где H_{ik_i} — высота столба ЖФ в месте выброса ОВ в окружающую среду из i -го потока на k -й стадии аварии (данный параметр может меняться в зависимости от конфигурации технологической схемы на разных стадиях аварии), м; g — ускорение свободного падения, м/с²; $\rho_{\text{ж}}$ — плотность жидкой фазы ОВ, кг/м³; $p_{\text{н}}(T_{ik_i})$ — давление насыщенного пара ОВ при температуре T_{ik_i} , кг/м³; T_{ik_i} — температура ОВ в месте выброса в окружающую среду из i -го потока на k -й стадии аварии, К; B — функция, зависящая от длины L участка трубопровода от входа до места разгерметизации (в случае истечения непосредственно из емкости $L = 0$); $\Delta H_{\text{кип}}$ — удельная теплота кипения ОВ, Дж/кг; $\rho [T_{ik_i}, p_{\text{н}}(T_{ik_i})]$ — плотность пара ОВ при температуре T_{ik_i} и давлении насыщенного пара ОВ $p_{\text{н}}(T_{ik_i})$, кг/м³; $C_p^{ik_i}$ — удельная изобарная теплоемкость ГФ ОВ, Дж/(кг·К); $T_{\text{кип}}$ — температура кипения ОВ, К.

В свою очередь,

$$B = \begin{cases} \frac{\Delta H_{\text{кип}}^2 \rho^2 [T_{ik_i}, p_{\text{н}}(T_{ik_i})]}{2\rho_{\text{ж}} [p_{\text{н}}(T_{ik_i}) - P_0] C_p T_{\text{кип}}} + \frac{L}{30D_{\text{тр}}} & \text{при } 0 \leq L \leq 30D_{\text{тр}}; \\ 1,18 & \text{при } 30D_{\text{тр}} < L \leq 50D_{\text{тр}}; \\ 1,33 & \text{при } 50D_{\text{тр}} < L \leq 100D_{\text{тр}}; \\ 1,54 & \text{при } 100D_{\text{тр}} < L \leq 200D_{\text{тр}}; \\ 1,82 & \text{при } 200D_{\text{тр}} < L \leq 400D_{\text{тр}}; \\ 2,1 & \text{при } 400D_{\text{тр}} < L, \end{cases} \quad (12)$$

где $D_{\text{тр}}$ — диаметр трубопровода в месте выброса ОВ в окружающую среду из i -го потока, м.

В остальных случаях при истечении изначально ЖФ расход ОВ определяют по формуле:

$$G_{\text{ЖФ ав } ik_i} = 0,6S \rho_{\text{ж}} \sqrt{2H_{ik_i} g + 2 \frac{P_{ik_i} - P_0}{\rho_{\text{ж}}}}. \quad (13)$$

Оценку значений P_{ik_i} и T_{ik_i} проводят с учетом следующих допущений. Температура T_{ik_i} соответствует температуре ОВ в месте выброса до аварии. Если аварийная частичная разгерметизация произошла в емкостном оборудовании, то на напорной стадии в качестве P_{ik_i} берут давление в емкости до разрушения. Аналогичным принимают давление на самотечных стадиях для газообразных ОВ. Для жидких ОВ давление на самотечной стадии приравнивают к давлению насыщенного пара при температуре T_{ik_i} с добавкой гидростатического столба жидкости (при $p_{\text{н}}(T_{ik_i}) < P_0$ допустимо пренебречь давлением паров ОВ). Аналогично рассматривают давление в частично разрушенном трубопроводе, однако при напорном режиме на месте разгерметизации данный параметр можно определять по результатам расчета равенства потоков к месту разгерметизации и потока на месте аварии [2].

При полном разрушении емкости, частичном или гильотинном разрушении трубопровода движение среды к месту аварии происходит по трубопроводам, на входе которых стоят насосы (компрессоры) или емкости. Приток ОВ к месту разрушения зависит от расхода насосного оборудования или давления в емкости, определяемого вышеописанным способом для случая частичного разрушения емкости с учетом ускорения потока за счет сброса давления на месте аварии.

Дальнейшим развитием данной методики может стать замена представленного консервативного квазистационарного подхода к определению параметров выброса моделью, учитывающей динамику истечения и изменения параметров ОВ в сообщаю-

шемся оборудовании, а также фазовые переходы внутри оборудования и теплообменные процессы, что позволит оценивать изменение во времени не только давления, но и температуры. Создание такой модели возможно на основе системы обыкновенных дифференциальных уравнений сохранения количества газообразного и жидкого ОВ, записанных для каждого узла технологической схемы. Решение лучше выполнять методом Рунге — Кутты, что обеспечит высокую точность и производительность вычислений.

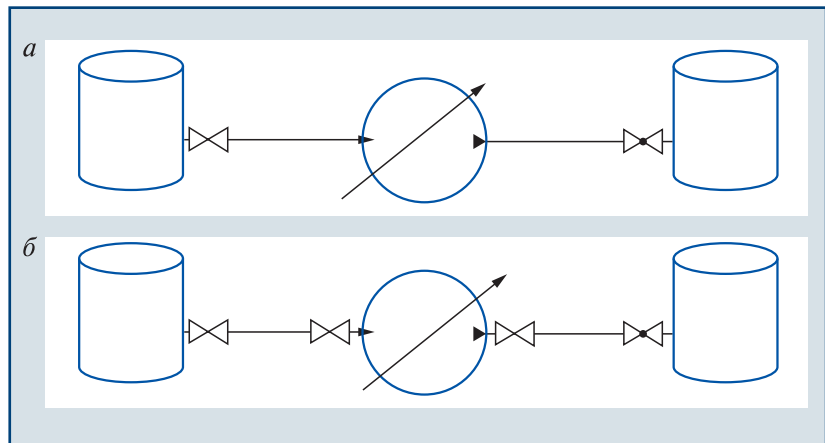
Пример использования методики

Представленная методика позволяет оценить показатели риска как функцию места расположения отсекающей арматуры и времен ее срабатывания.

Рассмотрим технологический блок, состоящий из двух резервуаров РВС-200 и насоса, перекачивающего жидкий пентан из одной емкости в другую, с различными вариантами расстановки отсекающей арматуры: А — только у резервуаров (рис. 4, а); Б — у резервуаров и насоса (рис. 4, б). В каждом варианте резервуары и насосы связаны одинаковыми трубопроводами длиной 600 м с внутренним диаметром $D = 200$ мм. Пентан хранится в левой емкости под давлением 1 атм. В правой емкости находится ОВ под избыточным давлением 300 кПа, нагнетаемым насосом. Считалось, что насос при отключении не пропускает ОВ ни по потоку, ни против, иными словами, работает как задвижка. Предполагалось, что при выбросе пентан свободно разливается по подстилающей поверхности. Время от начала аварии до полного перекрытия задвижек принималось равным 300 с.

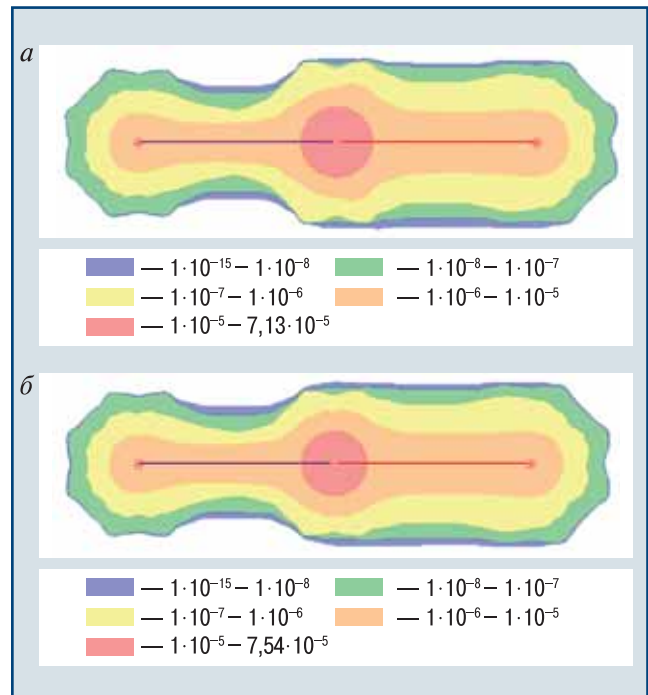
Расчет массы пентана, участвующего в аварии, для элементов технологической схемы проводили по вышеизложенной методике, реализованной в виде модуля в рамках разрабатываемого программного комплекса ТОХИ+Risk 6.

Как видно из представленных результатов (рис. 5, см. таблицу), наличие задвижек у насоса имеет существенное значение только для аварий с самым насосом: по консервативным оценкам срабатывание этих устройств позволяет предотвратить выброс до 23 т пентана, что объясняется дополнительным стоком из трубопроводов до и после насоса. С другой стороны, судя по опубликованной статистике аварийности [14], задвижки демонстрируют высокую частоту аварий по сравнению с другим оборудованием рассматриваемой технологической схемы. Чтобы учесть данный факт в анализе, с помощью программного комплекса ТОХИ+Risk 5 [15] выполнены расчеты потенциального риска гибели людей — показателя, включающего частоту реализации и опасность поражающих факторов в заданной



▲ Рис. 4. Технологические схемы с разными вариантами расположения задвижек

▲ Fig. 4. Process diagrams with different options of the gate valves layout



▲ Рис. 5. Поля потенциального риска (1/год):

а — технологическая схема А; б — технологическая схема Б

▲ Fig. 5. Potential risk fields (per year):

а — process diagram A; б — process diagram B

точке территории (см. рис. 5). При этом приняты следующие данные о частоте аварий [5]:

для трубопроводов внутреннего диаметром 200 мм: гильотинный разрыв — $1 \cdot 10^{-7}$ 1/(м·год), свищ 20 мм — $5 \cdot 10^{-7}$ 1/(м·год);

для насоса: гильотинный разрыв — $1 \cdot 10^{-5}$ 1/(м·год), свищ 20 мм — $5 \cdot 10^{-5}$ 1/(м·год);

для резервуаров: мгновенное разрушение — $1 \cdot 10^{-5}$ 1/год, свищ 10 мм — $1 \cdot 10^{-4}$ 1/год;

для задвижек [14]: полное разрушение — $6 \cdot 10^{-6}$ 1/год, свищ 20 мм — $1,8 \cdot 10^{-5}$ 1/год.

Рассчитанные поля потенциального риска незначительно отличаются в области насоса. Красный

Тип аварии	Число задвижек в блоке	Расположение места разрушения								
		Первый резервуар	Трубопровод D = 200 мм до насоса	Насос	Трубопровод D = 200 мм после насоса	Задвижка у первой емкости	Задвижка слева от насоса	Задвижка справа от насоса	Задвижка у второй емкости	Второй резервуар
		Масса ОВ, участвующая в аварии, т								
Гильотинный разрыв или полное разрушение насоса	Две задвижки	131,5	59,3	160,1	123,8	131,5	—	—	154,6	154,6
	Четыре задвижки	131,5	59,3	137,5	123,8	131,5	59,3	123,8	154,6	154,6
Свищ	Две задвижки	2,4	8,7	9,1	9,1	8,6	—	—	9,1	2,5
	Четыре задвижки	2,4	8,7	0,9	9,1	8,6	8,6	9,1	9,1	2,5

диапазон немного больше в случае А из-за большей массы выброса при авариях на насосе. Однако наибольшего значения потенциальный риск достигает именно в случае Б с четырьмя задвижками, что вызвано увеличением частоты аварий в технологическом блоке из-за наличия двух дополнительных задвижек. Исходя из полученных результатов можно сделать вывод, что задвижки на насосе без обвалования в рамках рассматриваемой технологической системы не способствуют снижению риска аварии, а скорее наоборот, повышают его, хоть и не очень значительно. Отметим, что при наличии обвалования на насосе риск в варианте Б становится заметно больше риска в варианте А. Объяснение следующее: если на насосном оборудовании предусмотрено обвалование, способное вместить весь выброс, зоны поражения от аварий на насосе не зависят от объема выброса (для стабильных жидкостей) и одинаковы в вариантах А и Б, но появление дополнительных задвижек увеличивает частоту аварии, что и ведет к росту риска.

Однако п. 4.1.2 [5] безусловно предписывает установку запорных или отсекающих устройств на линиях всасывания и нагнетания насосов и компрессоров (группы насосов и компрессоров), перемещающих горючие продукты, что для технологических блоков, подобных приведенному в данном примере, может привести к увеличению риска возможных аварийных ситуаций на объекте.

Заключение

Разработан алгоритм вычисления массы выброса из оборудования, находящегося в составе технологической цепочки и связанного с другими технологическими единицами произвольной системой трубопроводов. С помощью представленной методики можно рассчитать количество участвующего в аварии ОВ, скорость и время его поступления в окружающую среду при аварийной ситуации в разветвленной системе технологического оборудования. Основное назначение методики — применение в рамках оценки последствий аварий, а также в КОР, в том числе и пожарного. Предложенный подход

позволяет учитывать влияние расположения и времени срабатывания отсечной арматуры для решения задач по обоснованию расстановки задвижек. В качестве примера использования методики приведены несколько вариантов расположения отсечной арматуры в модельной технологической схеме перекачки. Показано, что в данном случае установка дополнительных задвижек на насосе нерациональна с точки зрения показателей риска аварии. Расчеты утечек из технологического блока проведены в разработанном на основе рассматриваемой методики модуле программного комплекса TOXI+Risk 6, что позволило автоматизировать процесс и существенно сократить затраты времени на оценку количества ОВ, участвующего в аварии.

Список литературы

1. *Методика* моделирования распространения аварийных выбросов опасных веществ: рук. по безопасности. — Сер. 27. — Вып. 11. — М.: ЗАО НТЦ ПБ, 2016. — 130 с.
2. *Методика* оценки риска аварий на технологических трубопроводах, связанных с перемещением взрывопожароопасных жидкостей: рук. по безопасности. — Сер. 27. — Вып. 12. — М.: ЗАО НТЦ ПБ, 2016. — 52 с.
3. *Методика* оценки риска аварий на технологических трубопроводах, связанных с перемещением взрывопожароопасных газов: рук. по безопасности. — Сер. 27. — Вып. 10. — М.: ЗАО НТЦ ПБ, 2016. — 48 с.
4. *Декларирование* пожарной безопасности и оценка пожарного риска. В 4 ч. Ч. 4. Нормативные правовые документы по оценке пожарного риска, методики и примеры. — 5-е изд., испр. — Сер. 19. — Вып. 2. — М.: ЗАО НТЦ ПБ, 2016. — 196 с.
5. *Общие* правила взрывобезопасности для взрывопожароопасных химических, нефтехимических и нефтеперерабатывающих производств: федер. нормы и правила в обл. пром. безопасности. — 3-е изд., испр. и доп. — Сер. 09. — Вып. 37. — М.: ЗАО НТЦ ПБ, 2018. — 132 с.
6. *Правила* промышленной безопасности складов нефти и нефтепродуктов: федер. нормы и правила в обл. пром. безопасности. — Сер. 09. — Вып. 46. — М.: ЗАО НТЦ ПБ, 2017. — 60 с.

7. Козлитин А.М., Козлитин П.А. Анализ риска технологических систем с использованием метода Монте-Карло// Технические науки — от теории к практике. — 2016. — № 7 (55). — С. 11–20.

8. Ситенков В.Т. Расчет количества опасного вещества в аварийном выбросе// Безопасность труда в промышленности. — 2003. — № 12. — С. 33–38.

9. ALOHA Software. URL: <https://www.epa.gov/cameo/alo-ha-software> (дата обращения: 27.11.2017).

10. Stene J., Harper M., Witlox H.W.M. Modelling Transient Leaks of Multi-Component Fluids Including Time-Varying Phase Composition// Chemical Engineering Transactions. — 2016. — Vol. 48. — P. 169–174. DOI: 10.3303/CET1648029

11. Сравнительный анализ российских и зарубежных методик и компьютерных программ по моделированию аварийных выбросов и оценке риска/ Е.А. Агапова, Д.В. Дегтярёв, М.В. Лисанов и др.// Безопасность труда в промышленности. — 2015. — № 9. — С. 71–78.

12. Сиротин С.А. Универсальный метод расчета процесса трехфазной ректификации// Химическая промышленность сегодня. — 2008. — № 12. — С. 44–48.

13. Haydary J., Pavlik T. Steady-state and dynamic simulation of crude oil distillation using aspen plus and aspen dynamics// Petroleum & Coal. — 2009. — № 51 (2). — P. 100–109.

14. Методика анализа риска аварий на опасных производственных объектах морского нефтегазового комплекса: рук. по безопасности. — Сер. 08. — Вып. 27. — М.: ЗАО НТЦ ПБ, 2016. — 94 с.

15. Программный комплекс TOXI+Risk 5. URL: <https://toxi.ru/produkty/programmnyi-kompleks-toxirisk-5> (дата обращения: 27.11.2017).

toxi@safety.ru

Материал поступил в редакцию 31 января 2018 г.

«Bezopasnost Truda v Promyshlennosti»/ «Occupational Safety in Industry», 2018, № 3, pp. 5–13.
DOI: 10.24000/0409-2961-2018-3-5-13

Calculation of the Parameters of Hazardous Substances Accidental Release from the Process Units Taking into Account Inflows from Adjacent Equipment

A.S. Sofyin, Cand. Sci. (Eng.), Department Head, toxi@safety.ru

S.V. Prokudin, Lead Specialist

A.A. Agapov, Cand. Sci. (Eng.), Director of the Computational Analysis Center

STC «Industrial Safety» CJSC, Moscow, Russia

S.I. Sumskoi, Cand. Sci. (Eng.), Senior Lecturer

NIYAU MEPhI, Moscow, Russia

Abstract

At assessment of the accidents consequences at hazardous production facilities, one of the most complicated tasks is the calculations of hazardous substances accidental release from the process systems. In such cases, it is required to take into account the inflows of hazardous substances to the area of accident from the tanks connected with emergency equipment. Consequences assessment of accidents can also be used to substantiate the layout

diagrams and the normative response time of process units shut-off valves. However, in the native and foreign scientific works, as well as in the existing software products, the required methods are either absent or have significant limitations. The article suggests the method for calculating emergency emissions of hazardous substances implemented as a computer program. It allows to consider emergency situations with complete or partial destruction of the equipment, including with guillotine pipeline rupture in the process systems of various configurations, taking into account the availability of accident-prevention control systems. These methods are used to estimate the emergency flow rate and the time for hazardous substances expiration in gas or liquid state, as well as to calculate the total mass of their release at various stages of the accident. The example is considered concerning the effect of the shut-off valves layout on the consequences of release and the risk indicators. With the help of the developed methodology, the masses of emergency leaks for each equipment of the process system for transferring hazardous substances from one tank to another were determined, the fields of hazardous factors were calculated, and the risk indicators were estimated.

Key words: accidental release, hazardous substances, process systems, software package, shut-off valves, accident consequences assessment, quantitative risk analysis.

References

1. Methods for Modeling Dispersion of Hazardous Substances Accidental Releases: Safety Guide. Ser. 27. Iss. 11. Moscow: ZAO NTTs PB, 2016. 130 p. (In Russ.).

2. Methods for Assessment of Accidents Risk at the Process Pipelines Associated with the Movement of Explosive and Fire Hazardous Liquids: Safety Guide. Ser. 27. Iss. 12. Moscow: ZAO NTTs PB, 2016. 52 p. (In Russ.).

3. Methods for Assessment of Accidents Risk at the Process Pipelines Associated with the Movement of Explosive and Hazardous Gases: Safety Guide. Ser. 27. Iss. 10. Moscow: ZAO NTTs PB, 2016. 48 p. (In Russ.).

4. Declaration of Fire Safety and Assessment of Fire Risk. In 4 parts. Part 4. Normative Legal Documents on Fire Risk Assessment, Methods and Examples. 5-e izd., ispr. Ser. 19. Iss. 2. Moscow: ZAO NTTs PB, 2016. 196 p. (In Russ.).

5. General Rules of Explosion Safety for Explosive and Fire Hazardous Chemical, Petrochemical and Oil Refining Plants: Federal Norms and Rules in the Field of Industrial Safety. 3-e izd., ispr. i dop. Ser. 09. Iss. 37. Moscow: ZAO NTTs PB, 2018. 132 p. (In Russ.).

6. Rules of Industrial Safety for Oil and Oil Products Warehouses: Federal Norms and Rules in the Field of Industrial Safety. Ser. 09. Iss. 46. Moscow: ZAO NTTs PB, 2017. 60 p. (In Russ.).

7. Kozlitin A.M., Kozlitin P.A. Risk analysis of process systems using Monte Carlo method. *Tekhnicheskie nauki — ot teorii k praktike = Engineering Sciences — from Theory to Practice*. 2016. № 7 (55). pp. 11–20. (In Russ.).

8. Sitenkov V.T. Calculation of the amount of hazardous substance in the accidental release. *Bezopasnost truda v promyshlennosti = Occupational Safety in Industry*. 2003. № 12. pp. 33–38. (In Russ.).

9. ALOHA Software. Available at: <https://www.epa.gov/cameo/alo-ha-software> (accessed: November 27, 2017).

10. Stene J., Harper M., Witlox H.W.M. Modelling Transient Leaks of Multi-Component Fluids Including Time-Varying Phase Composition. *Chemical Engineering Transactions*. 2016. Vol. 48. pp. 169–174. DOI: 10.3303/CET1648029.

11. Agapova E.A., Degtyarev D.V., Lisanov M.V., Kryukov A.S., Kulberg S.B., Sumskoy S.I. Comparative analysis of the Russian and foreign methods and computer programs on modeling of accidental release and risk assessment. *Bezopasnost truda v promyshlennosti = Occupational Safety in Industry*. 2015. № 9. pp. 71–78. (In Russ.).

12. Sirotnin S.A. Universal method for calculating the process of three-phase rectification. *Khimicheskaya promyshlennost segodnya = Chemical Industry Today*. 2008. № 12. pp. 44–48. (In Russ.).

13. Haydary J., Pavlik T. Steady-state and dynamic simulation of crude oil distillation using aspen plus and aspen dynamics. *Petroleum & Coal*. 2009. № 51 (2). pp. 100–109.

14. Methods for Accidents Risk Analysis at Hazardous Production Facilities of the Offshore Oil and Gas Complex: Safety Guide. Ser. 08. Iss. 27. Moscow: ZAO NTTs PB, 2016. 94 p. (In Russ.).

15. TOXI+Risk 5 software package. Available at: <https://toxi.ru/produkty/programmnyi-kompleks-toxirisk-5> (accessed: November 27, 2017). (In Russ.).

**ПАМЯТКА
АВТОРУ**

С авторов научно-технических статей, включая аспирантов, за публикацию их рукописей плата не взимается. Вознаграждение авторам не выплачивается. Электронная версия журнала с опубликованной статьей высылается каждому автору на его электронную почту.